

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования «МИРЭА – Российский технологический университет»  
РТУ МИРЭА

*Рытова*

На правах рукописи

Рытова Елена Вячеславовна

**РАЗРАБОТКА МЕТОДОВ РАСЧЕТА ТЕПЛОТЫ  
ПАРООБРАЗОВАНИЯ И ПОВЕРХНОСТНОГО НАТЯЖЕНИЯ  
УГЛЕВОДОРОДОВ, ФРЕОНОВ И ИХ СМЕСЕЙ**

05.17.08 - Процессы и аппараты химических технологий

Диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель:  
д.т.н., профессор Арутюнов Б.А.

Москва 2018

## СОДЕРЖАНИЕ

<b>Введение</b> .....	4
<b>Основные условные обозначения</b> .....	8
<b>Глава 1. Обзор информации по вопросам расчета термодинамических свойств веществ</b> .....	10
1.1. Способы расчета теплоты парообразования методом оценки теплоты парообразования чистых веществ в пределах до нормальной температуры кипения.....	10
1.2. Термодинамическая согласованность между давлением пара, теплотой парообразования, жидкой и идеальной газообразной изобарической теплоемкостью с помощью оптимизации нескольких свойств.....	15
1.3. Моделирование теплоты парообразования чистых углеводородов и нефтяных смесей с использованием генетического программирования....	17
1.4. Прогнозирование поверхностного натяжения с использованием корреляций и обобщений.....	18
1.5. Прогнозирование поверхностного натяжения чистых углеводородов с использованием уравнения состояния и группового вклада Эсмаилзаде-Рошанфекра.....	22
1.6. Модель модифицированной квадратной ямы для получения поверхностного натяжения чистых углеводородов и их бинарных смесей.....	25
1.7. Моделирование поверхностного натяжения смесей хладагентов с линейной градиентной теорией .....	27
<b>Глава 2. Разработка формул для определения термодинамических свойств углеводородов, фреонов и их смесей</b> .....	30
<b>Глава 3. Разработка формул для определения теплоты парообразования</b> .....	41

3.1. Расчет зависимостей теплоты парообразования от плотности и температуры для углеводородов и газовых конденсатов.....	41
3.2. Расчет зависимостей теплоты парообразования от плотности и температуры для фреонов и их смесей.....	56
<b>Глава 4. Разработка формул для определения поверхностного натяжения.....</b>	<b>70</b>
4.1. Расчет зависимостей поверхностного натяжения от плотности и температуры для чистых углеводородов и газовых конденсатов.....	70
4.2. Расчет зависимостей поверхностного натяжения от плотности и температуры для фреонов и их смесей.....	83
4.3. Связь между теплотой парообразования и поверхностным натяжением для углеводородов и фреонов.....	95
4.4. Расчет процесса парообразования бинарной смеси по предлагаемой методике .....	108
<b>Выводы .....</b>	<b>113</b>
<b>Список литературы .....</b>	<b>115</b>
<b>Приложение .....</b>	<b>132</b>

## ВВЕДЕНИЕ

**Актуальность работы.** Оптимальная разработка процессов химической технологии и аппаратуры для их проведения возможна лишь при наличии надежной информации о теплофизических свойствах химических соединений. Значения физико-химических величин можно найти в справочной литературе, однако в ней содержатся не все данные, необходимые для технологического расчета. В большинстве случаев интересующие нас величины приведены для условий, отличающихся от тех, при которых осуществляется процесс. Вследствие этого справочные данные приходится интерполировать или экстраполировать, а это всегда ведет к увеличению погрешности расчета процесса.

Для практики особенно надежными и предпочтительными являются экспериментальные данные, однако их определение в широких интервалах параметров состояния и составов бывает затруднительным, а иногда и просто невозможным. В значительном числе случаев инженеру приходится обращаться к расчету.

Одними из важнейших теплофизических свойств и часто используемых в технологических расчетах являются теплота парообразования и поверхностное натяжения, как для чистых компонентов, так и их смесей. Те литературные источники, которые существуют на данный момент, дают нам возможность рассчитать теплоты парообразования чистых компонентов с погрешностью около 2.0%, а поверхностное натяжение – около 2.0%. Для смесей углеводородов (газовых конденсатов) и смесей фреонов рассматриваемые в данной главе методы позволяют определить  $\Delta H$  и  $\sigma$  с погрешностью от 5.0% и выше [1-5]. Следует отметить, что погрешности расчета любых процессов, в том числе и в химической технологии, находятся в прямой связи с погрешностью используемых физико-химических свойств, они всегда больше чем последние. Поэтому существует необходимость в разработке метода для расчета теплоты парообразования углеводородов с более высокой точностью.

Процессы разделения в химической промышленности являются неотъемлемой частью производства. Большинство существующих расчетных методов применимы для определения термодинамических свойств при давлении 760 мм. рт.ст., либо в узком интервале температур (давления). Накопление, проверку и структурирование данных производят в специализированных банках данных, которые, как правило, широко применяются в современных программных комплексах для разработки химико-технологических процессов [6-8]. По данным для чистых компонентов свойства смесей рассчитывают, используя специализированные программы.

Существующие методы расчета термодинамических свойств смесей, основанные на термодинамике, пока что малоприменимы по многим причинам [9-12]. Для определения теплоты парообразования органических веществ при 298.15 К и атмосферном давлении успешно применяются групповые методы [15-20], но они достаточно сложны в вычислениях. На сегодняшний день большее внимание уделяется разработке или совершенствованию методов расчета теплоты парообразования при нормальной температуре кипения веществ [13, 14].

Востребованность точных расчетных методов определения различных теплофизических свойств веществ чрезвычайно возрастает при разработке современных экологически чистых и энергосберегающих химико-технологических процессов для получения высококачественных продуктов.

**Область исследования** соответствует паспорту специальности ВАК РФ 05.17.08 – «Процессы и аппараты химических технологий»: «Фундаментальные разработки в изучении явлений переноса энергии и массы в технологических аппаратах» и «Теория подобия и масштабирования химико-технологических процессов и аппаратов, машин и агрегатов».

**Целью данной работы** является разработка методов расчета термодинамических свойств: теплоты парообразования и поверхностного натяжения углеводородов, фреонов и их смесей

### **Научная новизна работы**

1. Разработан метод обобщения экспериментальных данных о теплоте парообразования и поверхностного натяжения в приведенной форме.

2. Проведен поиск масштабов приведения, основанный на принципе минимальности характеристических функций - свободной энергии.

3. Исследование области фазового перехода жидкость-пар показало, что существует температура  $T_m$ , при которой свободная энергия фазового перехода жидкость-пар принимает минимальное значение, отвечающая устойчивому состоянию.

4. Найденная температура  $T_m$  связана с критической температурой простым соотношением  $\frac{T_m}{T_k} = 0.76$  для всех исследованных чистых веществ и смесей.

5. Использование найденных масштабов позволило обобщить экспериментальные данные по теплотам парообразования и поверхностного натяжения чистых углеводородов, фреонов и их смесей и найти аппроксимирующие формулы для расчета этих свойств в широком интервале изменения параметров  $\tau < 0.96$  с погрешностью  $\delta$  до 1.5%.

6. Найден коррелирующий параметр, использование которого позволяет улучшить сходимость экспериментальных данных.

### **Методы исследования**

При выполнении диссертационной работы были использованы фундаментальные основы расчета и прогнозирования свойств веществ, термодинамические методы исследования свойств веществ, теория термодинамического подобия, основанная на принципе минимальности характеристических функций, электронные таблицы.

## **Практическая значимость работы**

1. С помощью разработанной методики обобщены экспериментальные данные. Получены расчетные формулы для определения теплоты парообразования и поверхностного натяжения изученных веществ и смесей в широком интервале температур с погрешностью до 1-2%.

2. Достоверность приведенной методики обобщения экспериментальных данных в приведенной форме подтверждается использованием фундаментального принципа минимальности характеристических функций термодинамики (свободной энергии), позволившая найти устойчивое состояние. Низкая погрешность расчета искомых величин позволяет определить параметры технологических процессов с высокой точностью.

**Апробация работы.** Отдельные результаты диссертационной работы были доложены на: Восьмой международной теплофизической школе (Душанбе, 2012), V Молодежной научно-технической конференции «Наукоемкие химические технологии – 2013» (Москва, 2013), Международной научно-технической конференции «Плановский-2016» (Москва, 2016), XVI Молодежной научно-технической конференции «Наукоемкие химические технологии–2016» (Москва, 2016), IV Международной научно-технической конференции «Современные методы и средства исследований теплофизических свойств» (Санкт-Петербург, 2017).

**Публикации.** Материалы диссертации изложены в 16 печатных работах, в том числе в 4 статьях, опубликованных в рецензируемых журналах, а также в материалах 12 научно-технических конференций.

**Объем и структура работы.** Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав, выводов, списка литературы и приложения. Диссертация изложена на 175 страницах, включая приложение, содержит 38 рисунков, 119 таблиц и библиографию из 175 наименований.

## ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

AARD – среднее абсолютное относительное отклонение, %

$C$  – удельная теплоемкость,  $\text{kJ/kgK}$ ;

$F$  – свободная энергия,  $\text{Дж}$ ;

$\Delta H$  – удельная парообразования,  $\text{Дж/кг}$ ;

$L$  – работа,  $\text{Дж}$ ;

$l$  – удельная работа,  $\text{Дж/кг}$ ;

$n$  – коэффициент уравнения;

$p$  – давление,  $\text{Па}$ ;

$q$  – удельная теплота,  $\text{Дж/кг}$ ;

$R$  – универсальная газовая константа ( $8.314 \text{ Дж/(мольК)}$ )

$S$  – энтропия,  $\text{Дж/К}$ ;

$s$  – удельная энтропия,  $\text{Дж/кгК}$ ;

$T$  – температура,  $\text{К}$ ;

$U$  – внутренняя энергия,  $\text{Дж}$ ;

$u$  – удельная внутренняя энергия,  $\text{Дж/кг}$ ;

$V$  – объем,  $\text{м}^3$ ;

$v$  – удельный объем,  $\text{м}^3/\text{кг}$ ;

$x$  – массовая доля, м.д.

$z$  – фактор сжимаемости;

$\delta$  – погрешность расчета, %;

$\pi$  – приведенное давление;

$\rho$  – плотность при произвольной температуре,  $\text{кг/м}^3$ ;

$\sigma$  – поверхностное натяжение,  $\text{Н/м}$ ;

$\tau$  – приведенная температура,  $\tau = \frac{T}{T_k}$ ;

$\varphi$  – приведенный объем;

$\chi$  – произвольное термодинамическое свойство;

$\omega$  – коррелирующий параметр.

## ИНДЕКСЫ

' - линия насыщения жидкости;

" - линия насыщения пара;

$\hat{\phantom{x}}$  - безразмерная величина;

$0, b$  – свойство выбрано при нормальном значении;

$i$  – номер компонента;

$c, k$  – критическая точка;

$m$  – свойство вещества выбрано при температуре  $T_m$ ;

$p$  – изобарный процесс;

$s$  – адиабатический процесс;

$s$  – величина, относящаяся к состоянию насыщения;

ВКК – высококипящий компонент;

ж – жидкость;

НКК – низкокипящий компонент;

п – пар;

расч – расчетная величина;

см – смесь;

тт – тройная точка;

экс – экспериментальная величина.

# Глава 1

## ОБЗОР ИНФОРМАЦИИ ПО ВОПРОСАМ РАСЧЕТА ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ВЕЩЕСТВ

### 1.1. Способы расчета теплоты парообразования методом оценки теплоты парообразования чистых веществ в пределах до нормальной температуры кипения

В своем исследовании авторы [21] рассмотрели некоторые из известных аналитических моделей, которые не требуют конкретных регулируемых коэффициентов для каждого вещества, а скорее основываются на знании некоторых свойств равновесия жидкость-пар (в основном - критические свойства). В частности, было выбрано семь конкретных выражений, которые справедливы только для расчета энтальпии испарения. Они включают корреляцию Риделя [23], Чена [25], Жао и др. (ZNY) [26], простейший метод, определенный как правило Трутона [27], две модели, представленные Ветере [28, 29] и более недавнее предложение Лю [30].

Модель Риделя [23]

$$\Delta H_{vb} = 1.093 RT_b \frac{\ln P_c - 1.013}{0.93 - T_b/T_c} \quad (1.1)$$

где  $\Delta H_{vb}$  - энтальпия испарения (Дж/моль),

$R$  – универсальная газовая константа (8.314 Дж/(мольК)),

$T_b$  - нормальная точка кипения (К),

$T_c$  - критическая температура (К),

$P_c$  - критическое давление (бар).

Модель Чена [25]

$$\Delta H_{vb} = RT_b \frac{3.978(T_b/T_c) - 3.958 + 1.555 \ln P_c}{1.07 - T_b/T_c} \quad (1.2)$$

Правило Трутона [27]

$$\Delta H_{vb} = 88 T_b \text{ J mol}^{-1} \quad (1.3)$$

Модель Жао (ZNY) [26]

$$\Delta H_{vb} = T_b(36.6 + 8.314 \ln T_b) \quad (1.4)$$

Модель Ветера (V-79) [29]

$$\Delta H_{vb} = RT_b \times \frac{(1 - T_b/T_c)^{0.38} [\ln(P_c - 0.513 + 0.5066 T_c^2 / (P_c T_b^2))]}{1 - T_b/T_c + [1 - (1 - T_b/T_c)^{0.38}] \ln(T_b/T_c)} \quad (1.5)$$

Модель Ветера (V-95) для углеводородов [28]

$$\Delta H_{vb} = 4.1868 T_b \left( 9.08 + 4.36 \log_{10} T_b + \frac{0.0068 T_b}{M} + \frac{0.0009 T_b^2}{M} \right) \quad (1.6)$$

Предложенная корреляция теплоты парообразования Бабака и др. [21] представляется для чистых веществ на основе экспериментальных данных [24, 32 - 33]. Теплофизические свойства соединений получены из литературы [22, 31]. Бабак и др. изучили более 452 точек данных (рис. 1.1, 1.2) теплоты парообразования чистых веществ и использовали 352 точки из них в многократном регрессионном анализе. В ходе работы [21] предлагается новая эмпирическая корреляция для точного прогнозирования теплоты парообразования в диапазоне температур (20.3-722 К).

Представленная модель имеет три зависимые переменные ( $P_c$ ,  $T_c$  и  $T_b$ ) и 10 независимых переменных:

$$\Delta H_{vb} = RT_b(A + BT_{br} + CT_{br}^2 + DT_{br}^3) \quad (1.7)$$

$$B = b_1 + b_2 P_c + b_3 \ln(P_c) \quad (1.8)$$

$$C = c_1 + c_2 P_c + c_3 \ln(P_c) \quad (1.9)$$

$$D = d_1 + d_2 P_c + d_3 \ln(P_c) \quad (1.10)$$

Температура  $T_{br}$  является пониженной температурой, определенной как отношение  $T_b/T_c$ .

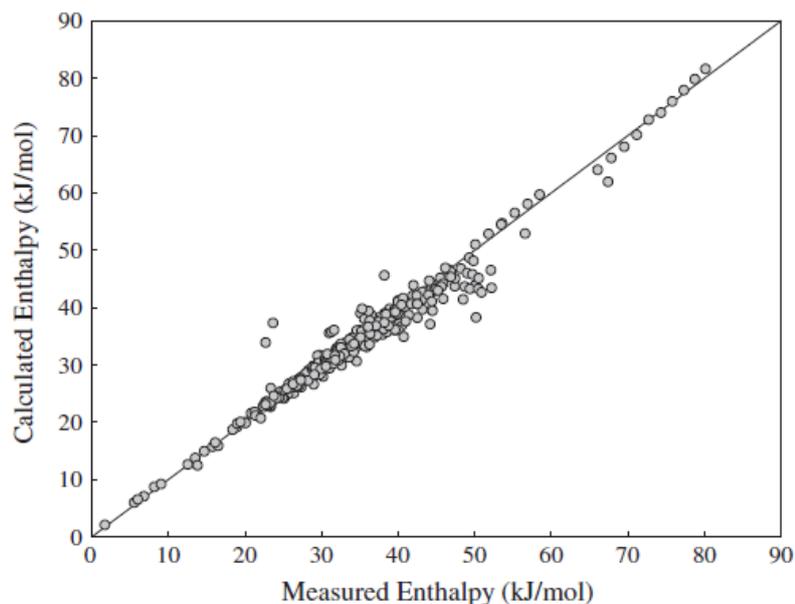


Рис. 1.1. Сравнение экспериментальных и расчетных значений энтальпии испарения углеводородов, полученных с помощью регрессивного анализа

Как показано на рисунке 1.3, представленная модель [21] оценивает 85% всех 100 измерений с AARD менее 4, тогда как модель Риделя, являющаяся вторым точным эмпирическим методом в этом сравнении, прогнозирует 77% из 100 измерений с AARD менее 4 %.

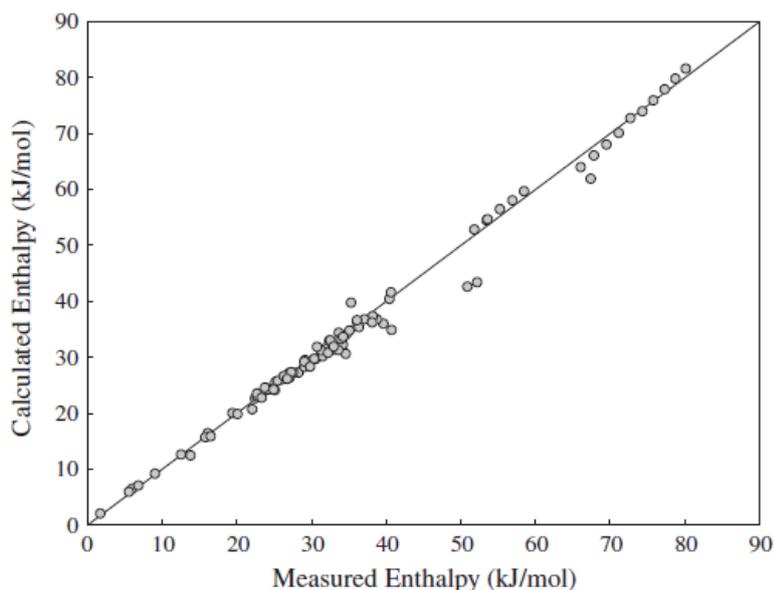


Рис. 1.2. Сравнение экспериментальных и расчетных значений энтальпии испарения углеводородов, полученных с помощью регрессивного анализа для 100 новых веществ

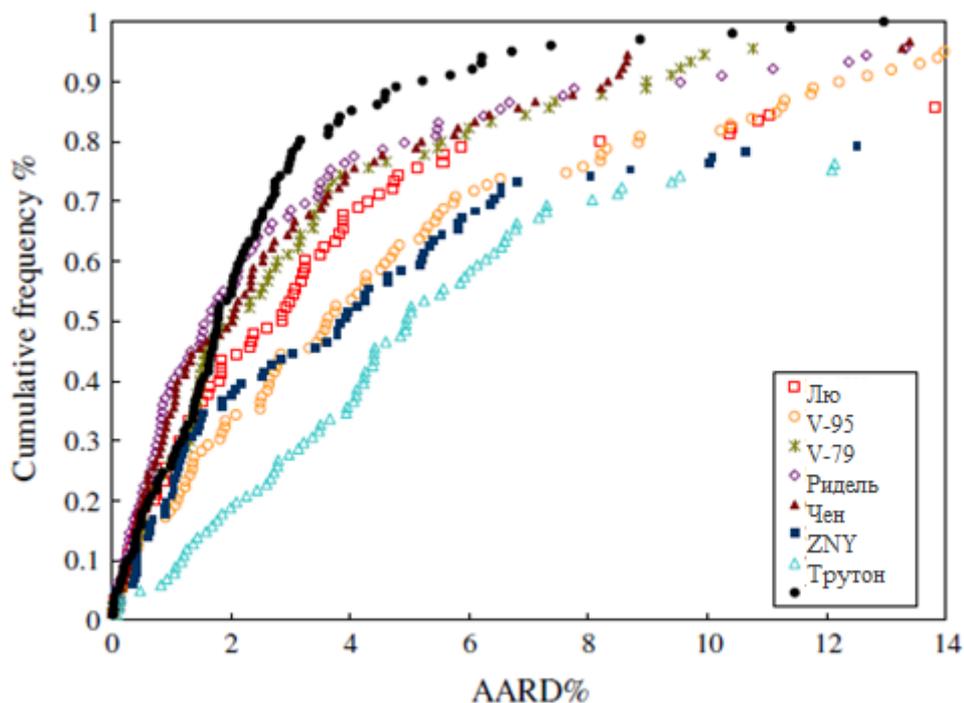


Рис. 1.3. AARD% различных методов расчета энтальпии испарения углеводородов

Эмпирический метод расчета [21] для оценки энтальпии испарения чистых веществ при их нормальной температуре кипения показывает со средним процентом абсолютного относительного отклонения (AARD%) 2.28.

Рыков В.А. и Устюжанин Е.Е. в работах [172 - 175] определяют термодинамические величины, которые входят в уравнение Клайперона-Клаузиуса, с использованием параметров:  $f_s$ ,  $f_d$ ,  $z_{lg}$ . Эти параметры вводятся, основываясь на масштабной теории критических явлений для анализа пограничных линий насыщения на различных расстояниях от критической температуры. Средний диаметр  $f_d$  определяется как:

$$f_d = \frac{\rho' - \rho''}{2\rho_e} - 1; \quad (1.11a)$$

параметр порядка  $f_s$ :

$$f_s = \frac{\rho' - \rho''}{2\rho_e}. \quad (1.11б)$$

Уравнения определения среднего диаметра и параметра порядка (1.11а) и (1.11б) описываются моделями в виде специального разложения в околоритической области, когда  $\tau \rightarrow 0.9$

$$f_s = B_{s0}\tau^\beta + B_{s1}\tau^{\beta+\Delta} + B_{s2}\tau^{\beta+2\Delta}, \quad (1.12а)$$

$$f_d = B_{d0}\tau^{1-\alpha} + B_{d1}\tau^{1-\alpha+\Delta} + B_{d2}\tau^{1-\alpha+2\Delta} \quad (1.12б)$$

Основываясь на масштабной теории, нулевые члены разложения (1.12а), (1.12б) играют определяющую роль в асимптотической области. Оставшиеся члены - это первая и вторая не асимптотические поправки.

Чтобы расширить диапазон, комбинированные уравнения (1.13а) и (1.13б) позволяют учесть все изменения:

$$f_s = B_{s0}\tau^\beta + B_{s1}\tau^{\beta+\Delta} + B_{s2}\tau^{\beta+2\Delta} + B_{s3}\tau^2 + B_{s3}\tau^3, \quad (1.13а)$$

$$f_d = B_{d0}\tau^{1-\alpha} + B_{d1}\tau^{1-\alpha+\Delta} + B_{d2}\tau^{1-\alpha+2\Delta} + B_{d3}\tau^2 + B_{d4}\tau^4 \quad (1.13б)$$

В уравнениях (1.12а) - (1.13б) необходимо задание температуры, а в уравнениях (1.11а), (1.11б) используются значения плотностей  $\rho'$  и  $\rho''$ .

На линиях насыщения жидкости и пара плотности можно рассчитать как:

$$\rho' = (f_d + f_s + 1)\rho_e, \quad (1.14а)$$

$$\rho'' = (f_d - f_s + 1)\rho_e \quad (1.14б)$$

Производная  $\frac{dP_s}{dT}$  определяется по следующей формуле:

$$\begin{aligned} \frac{dP_s}{dT} = P_e \exp[B_{p0}(1-\frac{1}{\tau}) + B_{p1}(\tau_z) + B_{p2}(\tau)^{2-\alpha} + \\ + B_{p3}(\tau)^{2-\alpha+0.5} + B_{p4}(\tau)^3 + B_{p5}(\tau)^5] \cdot \frac{(-1)}{T_c} \frac{dy}{d\tau} \end{aligned} \quad (1.15)$$

Затем, определив  $\rho'$ ,  $\rho''$ ,  $\frac{dP_s}{dT}$ , теплота парообразования рассчитывается по уравнению Клайперона-Клаузиуса [10]:

$$r = \frac{dP_s}{dT} T \left( \frac{1}{\rho''} - \frac{1}{\rho'} \right) \quad (1.16)$$

Кузнецовым в работе [34] была предложена температурная зависимость  $\Delta H_V$  для нормальных алканов  $C_5-C_{11}$ , учитывая четность и

нечетность атомов углерода. Уравнение, полученное в работе [34], описывает экспериментальные данные от тройной до критической точки при максимальном отклонении 3%.

## **1.2. Термодинамическая согласованность между давлением пара, теплотой парообразования, жидкой и идеальной газообразной изобарической теплоемкостью с помощью оптимизации нескольких свойств**

Давление пара, теплота парообразования, изобарная теплоемкость жидкости и идеальная газовая изобарическая теплоемкость могут быть измерены для чистых органических соединений между тройной точкой и критической точкой. Кроме того, теплота парообразования пропорциональна производной давления пара по температуре через уравнение Клайперона, а разница теплоемкостей жидких и идеальных газов пропорциональна производной теплоты испарения по температуре. Эти соотношения и экспериментальные данные сравнивались для нескольких соединений для интерполяции и экстраполяции имеющихся данных и повышения согласованности этих свойств. В работе [35] была разработана методология оценки термодинамической согласованности между наборами данных и оптимизации принятых значений свойств. Процесс включает в себя оценку имеющихся экспериментальных данных и корреляций, используемых для соответствия свойств, зависящих от температуры. Оптимизация нескольких свойств включает в себя взвешивание различных значений данных на основе точности данных и воспринимаемой относительной важности свойств в процессе проектирования.

Многие критические процессы протекают по кривой насыщения, включая дистилляцию, конденсацию и кипение. По этой причине необходимо с высокой точностью знать термодинамические свойства чистых соединений на линии насыщения. Однако даже для хорошо известных соединений недостает экспериментальных данных для давления пара ( $P_{vap}$ ),

теплы парообразования ( $\Delta H_{vap}$ ) жидкости и идеальных газообразных изобарических теплоемкостей, все из которых являются термодинамически взаимосвязанными свойствами.

Чтобы определить наилучшие значения давления и теплоты парообразования в областях без данных, можно использовать термодинамические соотношения между этими свойствами через уравнение Клайперона:

$$\frac{dP_{vap}}{dT} = \frac{\Delta H_{vap}}{T(V_{vap} - V_{liq})} \quad (1.17)$$

$V_{vap}$  и  $V_{liq}$  – объем на линии насыщения пара и жидкости соответственно.

Теплота парообразования определяется по уравнению (1.18):

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta H_{vap}}{dT} = C_p^{ig} - T \int_0^{P_{vap}} \left( \frac{\partial^2 V_{vap}}{\partial T^2} \right) dP - C_p^l + \left\{ \left[ V_{vap} - T \left( \frac{\partial V_{vap}}{\partial T} \right)_P \right] \right. \\ \left. - \left[ V_{liq} - T \left( \frac{\partial V_{liq}}{\partial T} \right)_P \right] \right\} \frac{dP_{vap}}{dT} \end{aligned} \quad (1.18)$$

Таким образом, была создана оптимизация нескольких свойств, которая улучшила форму кривой давления пара, чтобы быть более термодинамически совместимой с данными теплоты парообразования и теплоемкости пара. Каждый из термодинамических параметров уравнения (давление, теплота парообразования, теплоемкость) был исследован и представлен с общими диапазонами данных и корреляциями. Оптимизации [35] изменили выражение давления пара для каждого соединения для получения более точных данных, будь то теплота парообразования или теплоемкость на основе данных температуры для пропилена, пропана, пентана, гексафторэтана и аммиака. Из этих оптимизаций были найдены новые термодинамически последовательные три значения давления и выражения, которые могут быть использованы при проектировании процессов с использованием этих химических веществ.

### 1.3. Моделирование теплоты парообразования чистых углеводородов и нефтяных смесей с использованием генетического программирования

В работе [36], использующей генетическое программирование, была представлена новая модель для прогнозирования теплоты парообразования нефтяных фракций, а также чистых углеводородов. Использование генетического программирования позволило найти новую связь между энтальпией испарения и теплофизическими свойствами, такими как удельный вес, молекулярный вес и температура кипения. Чтобы проверить предсказуемость модели [36], теплота парообразования чистых углеводородов была исключена из набора для исследования, но в конечном итоге представленная модель предсказала их эффективно. Данные о фракциях нефти собираются с использованием разнообразных литературных источников. Данные о нефтяных фракциях взяты из четырех различных месторождений нефти (одно из России, одно из Ирана и два из Китая).

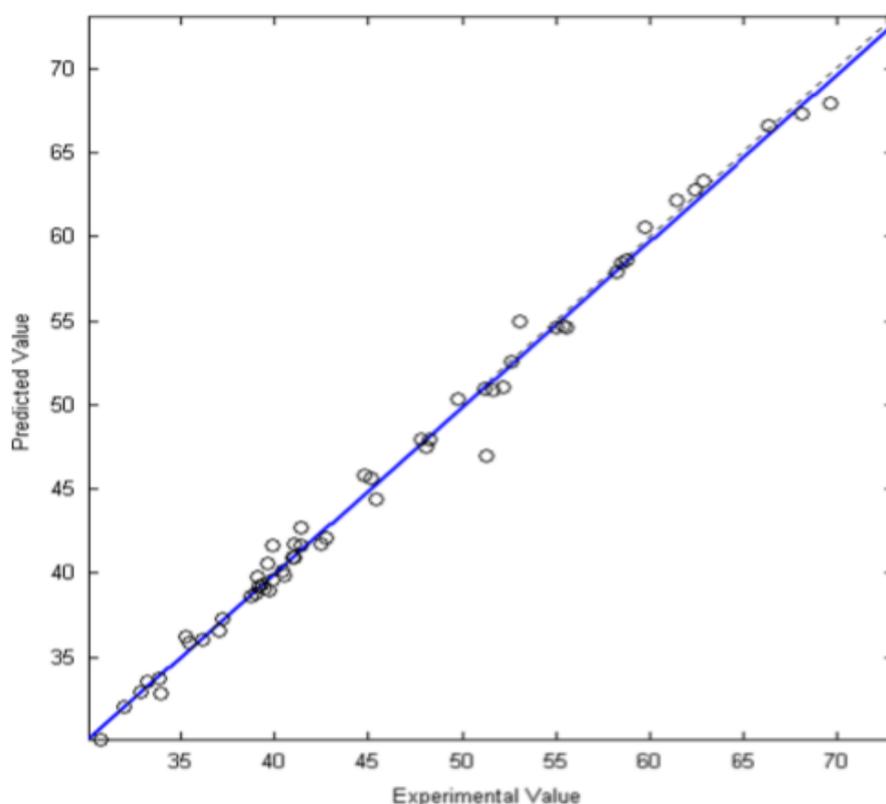


Рис. 1.4. Расчет теплоты парообразования нефтяных фракций в сравнении с экспериментальными данными

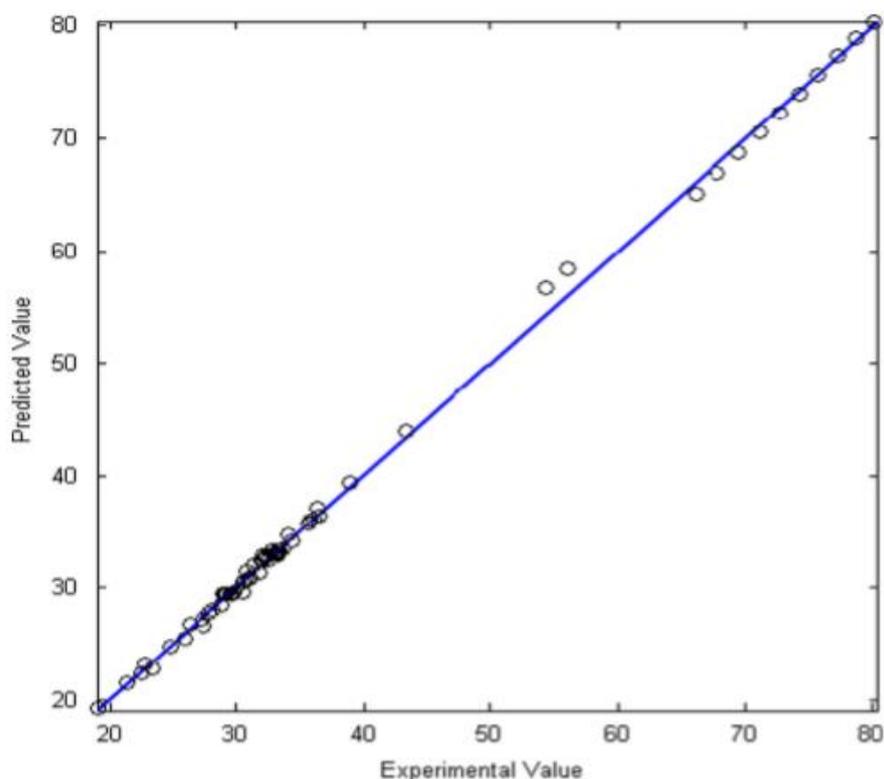


Рис. 1.5. Расчет теплоты парообразования чистых углеводородов в сравнении с экспериментальными данными

В работе [36] предложена новая корреляция для прогнозирования теплоты парообразования углеводородов. На рис. 1.4 и 1.5 показан результат разброса расчетных и полученных с помощью генетического программирования значений теплоты парообразования чистых углеводородов. К сожалению, не проводится оценка погрешности, что затрудняет адекватно оценить применимость метода для расчета термодинамических свойств и дальнейшее их использование в промышленности.

#### **1.4. Прогнозирование поверхностного натяжения с использованием корреляций и обобщений**

Метод расчета поверхностного натяжения через плотности жидкости и пара предложил Сагден [37]. В этом методе независимый от температуры параметр  $P_{cn}$  служил коэффициентом пропорциональности. Этот параметр

связан со структурой молекулы. Для расчета параметра был предложен метод аддитивности вкладов структурных элементов молекулы.

$$\sigma^{1/4} = P_{cn} (\rho' - \rho'') \quad (1.19)$$

Поскольку параметр  $P_{cn}$  является постоянным, то температурная зависимость поверхностного натяжения будет определяться функцией

$$\sigma = c \Delta \rho^4, \quad (1.20)$$

где  $c$  – постоянная, но различная для разных веществ.

Аналогичный результат был получен Бачинским [38].

Если уравнение (1.20) представить в безразмерной форме, то можно исключить коэффициент пропорциональности « $c$ »:

$$\frac{\sigma}{\sigma^*} = f\left(\frac{\Delta \rho}{\Delta \rho^*}\right) \quad (1.21)$$

В работе [38] приводится безразмерная форма уравнения (1.21)

$$\frac{\sigma}{\sigma^*} = 0.0741(\omega' - \omega'')^4, \quad (1.22)$$

где  $\sigma^* = K^{1/3} P_k^{2/3} T_k^{1/3}$ ;

$K$  – постоянная Больцмана.

При низких давлениях, когда  $\rho'' \ll \rho'$ , формула (1.22) принимает вид:

$$\frac{\sigma}{\sigma^*} = \frac{0.0741}{\varphi_*^4}, \quad (1.23)$$

где  $\varphi_*$  – приведенный объем жидкости.

Корреляция [39], основанная на принципе соответственных состояний для неполярных жидкостей, приводит к следующей температурной зависимости:

$$\frac{\sigma}{P_k^{2/3} T_k^{1/3}} = Q(1 - \tau)^{11/9} \quad (1.24)$$

$$Q = 0.1207 \left( 1 + \frac{\tau_0 \ln P_k}{1 - \tau_0} \right) - 0.281 \quad (1.25)$$

Формула (1.24) применима к полярным жидкостям и для соединений, содержащих водородные связи (спирты, кислоты), и квантовых жидкостей

(H<sub>2</sub>, He, Ne). С целью расширения области применения формулы (1.25) на полярные жидкости ввели фактор полярности Стила. Уравнение (1.24) с учетом фактора полярности принимает вид:

$$\sigma = P_k^{2/3} T_k^{1/3} Q_p \left( \frac{1-\tau}{0.4} \right)^m, \quad (1.26)$$

где  $\sigma$  - поверхностное натяжение полярной жидкости;

$P_k$  - критическое давление, атм;

$$Q_p = 0.1574 + 0.369\omega - 1.769x - 13.69x^2 - 0.51\omega^2 + 1.298\omega \cdot x;$$

$$m = 0.21 + 0.585\omega - 14.61x - 32.07x^2 - 1.656\omega^2 + 22.03\omega \cdot x;$$

$x$  – фактор полярности Стила.

Для криогенных жидкостей в работе [40] приводят простую формулу расчета поверхностного натяжения

$$\sigma = \sigma_0 (1-\tau)^p, \quad (1.27)$$

где  $p$  и  $\sigma_0$  устанавливаются с помощью метода наименьших квадратов. Значение  $p$  близко к  $11/9$ .

Авторы работы [37] приводят обобщенную температурную зависимость в безразмерных переменных вида:

$$\frac{\sigma}{\sigma_{0,6}} = 1.1239\theta + 9.116\theta^2 - 29.0038\theta^3 + 51.1109\theta^4 - 35.105\theta^5, \quad (1.28)$$

$$\text{где } \sigma_{0,6} = \sigma^* K^{1/3} P_k^{2/3} T_k^{1/3}$$

$$10^8 \sigma^* = 7.56938 - 2.57629A + 0.711868A^2 - 0.07567A^3, \quad (1.29)$$

где  $A$  – критерий Филиппова.

Поверхностное натяжение и плотность жидкостей связаны [41]. В различных исследованиях поверхностное натяжение и плотность жидкостей моделировались рядом авторов [42 - 45].

Фрей и др. [46] использовали функцию объема плотности и уравнение состояния Соаве-Редлиха-Квонга для смесей для оценки свойств алканов.

Абудор [47] представил новую функцию перевода объема для уравнения состояния Пэна-Робинсона и использовал большую базу данных,

содержащую 12000 точек данных из 65 чистых жидкостей. Кроме того, они использовали 20 жидкостей для проверки модели. Фарзи и Эсмаилзаде [48] предложили новую модель для прогнозирования плотностей чистых ионных жидкостей. Они использовали уравнение состояния и группового вклада Эсмаилзаде-Рошанфекра для прогнозирования плотностей 294 чистых ионных жидкостей и сообщили, что ошибка предложенной модели ниже, чем другие групповые вкладные уравнения состояния (групповой вклад уравнения состояния Пател-Тея, группового вклада в уравнение состояния Пэн-Робинсона и группового вклада в уравнение состояния Ван-дер-Ваальса).

Зу [49] проанализировал факторы, влияющие на поверхностное натяжение, используя градиентную теорию и уравнение состояния, и сообщил, что плотность является важным фактором при низких давлениях. Гхарадгейзи [50] предложили две модели (четырёхпараметрическую и пятипараметрическую модели), используя стратегию программирования экспрессии генов для прогнозирования поверхностного натяжения различных соединений.

Фелипе и Вердузко [51] использовали метод группового вклада и соответствующее состояние для прогнозирования поверхностного натяжения биодизеля и метилового эфира. Ди Никола и др. [52] представили новую формулу прогнозирования поверхностного натяжения алкенов. В своей работе они собрали экспериментальные данные пропена, 1-гексена, 1-гептена, 1-октена, 1-децена, 1-тетрадецена и 1-пентадецена, и экспериментальные данные были преобразованы с использованием полуэмпирических корреляционных методов на основе теории соответственных состояний. Вычислены уравнения с различным числом коэффициентов. Результаты показали, что уравнение с меньшим числом коэффициентов дает наилучшие результаты для прогнозирования поверхностного натяжения алкенов.

Маклейд [55] предложил эмпирическое соотношение для поверхностного натяжения жидкости - равновесие со своим собственным паром как функция разности плотностей между жидкостью и паром:

$$\gamma = K(\rho_l - \rho_v)^4 \quad (1.30)$$

если  $K$  - константа отношения и не зависит от температуры,

$\gamma$  - поверхностное натяжение,

$\rho_l$  и  $\rho_v$  – плотность жидкости и пара соответственно.

Сагден [56] модифицировал соотношение Маклейда следующим образом:

$$\gamma = [P_{ch}(\rho_l - \rho_v)]^4 \quad (1.31)$$

где  $P_{ch} = K^{1/4}$  независимо от температуры (парахор)

Хагил и ван Вэлзенес [57] предложили корреляцию для парахора в зависимости от ацентрического фактора, критической температуры и критического давления следующим образом:

$$P_{ch} = \frac{40.1684(0.151 - 0.0464\omega)T_c^{13/12}}{P_c^{5/6}} \quad (1.32)$$

Железный В.П. [139] рассмотрел возможности применения модели SP-QSPR для прогнозирования теплофизических свойств фракций Мангышлакской нефти в широкой области параметров состояния. Показано, что при вычислении различных теплофизических свойств веществ также можно использовать конститутивные комплексы, например, парахор [142]

### **1.5. Прогнозирование поверхностного натяжения чистых углеводородов с использованием уравнения состояния и группового вклада Эсмаилзаде-Рошанфекра**

Одним из способов расчета  $P_{ch}$  является корреляция, предложенная Хьюгиллом и ван Вэлзенесом, описанном в уравнении (1.32). Но в большинстве случаев использование этой корреляции не показывает

хороших результатов. Другой способ вычисления  $P_{ch}$  - использовать метод группового вклада:

$$P_{ch} = \sum_i n_i \Delta P_i \quad (1.33)$$

где  $n$  - количество итераций;

$\Delta P_i$  - групповое приращение группы « $i$ » в структуре углеводородов. Групповые приращения парахора  $P_{ch}$  можно получить с использованием алгоритма оптимизации.

Приращения группы получают минимизацией следующей целевой функции с использованием алгоритма дифференциальной эволюции [58].

В своей работе авторы [59] использовали 350 экспериментальных точек данных по 40 углеводородам, которые были разделены на 5 групп. Экспериментальные данные были собраны из различных банков данных, таких как: «Национальный институт стандартов и технологий» (NIST) и Программное обеспечение банка данных «Дортмунда и технология разделения» (DDBST). Таким образом, предложена модель [59] с использованием уравнения состояния Эсмаилзаде-Рошанфекра (ER EoS). И предложен метод группового вклада для получения поверхностного натяжения различных углеводородов при различных температурах и внешнем давлении. Совокупные средние абсолютные относительные отклонения (AARD%) предлагаемой модели и других моделей с помощью SRK EoS, PR EoS и VW EoS составляют 6.54%, 12.15%, 12.57% и 15.30% соответственно.

Также авторы [59] использовали уравнение состояния Эсмаилзаде-Рошанфекра для получения значений плотности насыщения жидкости и пара и корреляции Сагдена для расчета поверхностного натяжения чистых углеводородов. Константу корреляции Сагдена, называемую парахор, вычисляли по методу группового вклада, и результаты сравнивали с корреляцией, предложенной Хьюгиллом и ван Вэлзенесом для константы парахора.

Уравнение состояния Эсмайлзаде-Рошанфекра (ER EoS) [53] выглядит следующим образом:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+c) + c(v-c)} \quad (1.34)$$

Где  $P$ ,  $T$ ,  $v$  и  $R$  - давление, температура, молярный объем и универсальная газовая постоянная соответственно. Кроме того,  $a$ ,  $b$  и  $c$  являются константами ER EoS.

Значения констант в ER EoS получены на основе модификаций, представленных Боняди и Эмаилзаде [20].

Средние абсолютные погрешности относительного отклонения 5 групп нормальных алканов, алкенов, разветвленных алканов, циклоуглеводородов и бензола и его алкильных производных составляют 15.99%, 6.50%, 5.79%, 6.09% и 3.68% соответственно. Кроме того, общая средняя ошибка абсолютного относительного отклонения (AARD%) составляет 9.08%. На диаграмме четности (рис.1.6) показано сравнение экспериментальных данных с расчетными поверхностными натяжениями, полученными из корреляции ER EoS и Хьюгилла и ван Вэлзенеса.

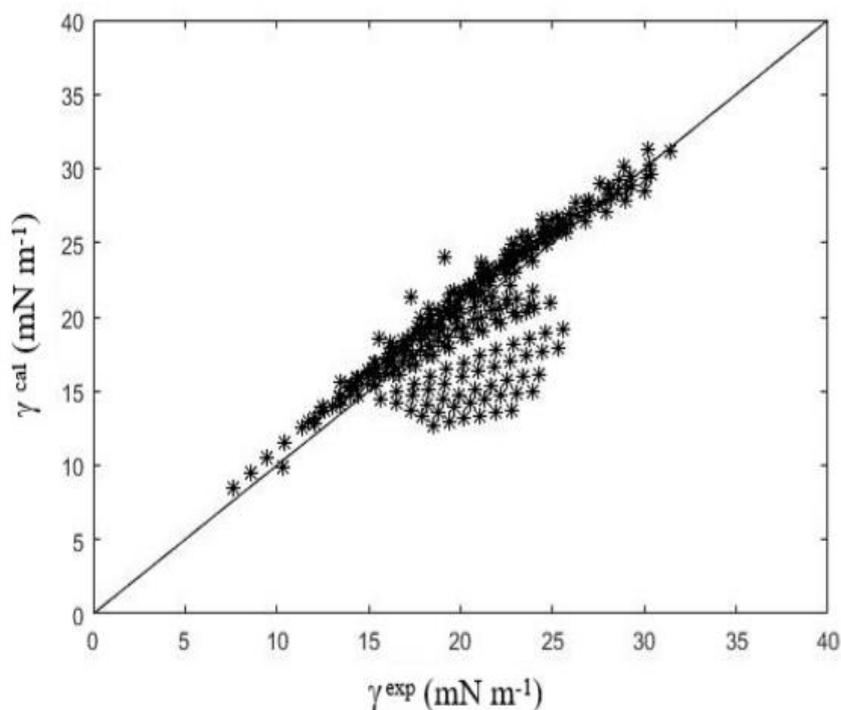


Рис. 1.6. Сравнение экспериментальных значений поверхностного натяжения и расчетных по уравнению (1.34) с использованием корреляции Хьюгилла и ван Вэлзенеса

## **1.6. Модель модифицированной квадратной ямы для получения поверхностного натяжения чистых углеводородов и их бинарных смесей**

В литературе описывается несколько попыток скорректировать и точно предсказать поверхностное натяжение чистых веществ, а также их смесей с различными подходами, включая эмпирические и полуэмпирические термодинамические корреляции [60 - 63]. Предложенные модели в основном основаны на теории соответствующих состояний [64], теории градиента неоднородных жидкостей [65], моделировании методом Монте-Карло [66], молекулярно-динамическом моделировании [67] и теории возмущений [68].

Последний является молекулярным термодинамическим подходом к теоретическому исследованию объемных свойств, который отделяет и количественно оценивает влияние молекулярной структуры и взаимодействий. Теория возмущений позволяет успешно оценивать физические и химические свойства посредством предположения о контрольной жидкости (например, твердой сфере, жесткой цепи) и возмущенного члена, который включает эффект взаимодействия между сегментами. Несколько теоретически обоснованных уравнений состояния, таких как SAFT EOS [69, 70], были предложены и разработаны на основе теории возмущений для расчетов фазового равновесия. Аббас и др. [71], Ли и др. [72], и Мосави и др. [73], применили эту теорию для прогнозирования поверхностного натяжения различных полярных и неполярных жидкостей. Миге и др. [74] применили теорию градиента для корреляции и предсказания поверхностных напряжений нескольких чистых n-алканов. Кроме того, было сделано несколько попыток [75 – 78] для прогнозирования поверхностного натяжения смесей с использованием некоторых моделей коэффициента активности.

В попытке предсказать поверхностное натяжение углеводородных смесей, основанная на теории возмущений, особый интерес представляет модель модифицированной квадратной ямы [79], которая распространяется

на многокомпонентные системы с использованием правила смешивания Ван дер Ваальса.

За счет увеличения числа регулируемых параметров к модели [79] общую погрешность расчета свойств уменьшаются. Однако следует отметить, что третий параметр может существенно повлиять на результаты для поверхностного натяжения при более высоких температурах.

Результаты предложенной модели с тремя параметрами лучше согласуются с экспериментальными данными при более высоких температурах.

Предлагаемая авторами [79] модель была распространена на бинарные смеси углеводородов для прогнозирования поверхностного натяжения для этих смесей при разных температурах (табл. 1.1).

**Таблица 1.1.** Результаты расчета поверхностного натяжения бинарных смесей углеводородов от температуры, используя модель модифицированной квадратной ямы [79]

Mixture	T/K	AAD/%	No. of data points
{Heptane (1)+ decane (2)}	293.15	1.2	5
	303.15	1.1	5
	313.15	1.5	5
	323.15	2.3	5
	333.15	3.1	5
{Heptane (1)+ hexadecane (2)}	293.15	1.5	5
	303.15	1.7	5
	313.15	2.5	5
	323.15	3.1	5
	333.15	4.1	5
{Heptane (1)+ eicosane (2)}	313.15	2.9	3
	323.15	4.0	3
	333.15	5.1	3
	343.15	6.1	3
{Decane (1)+ hexadecane (2)}	293.15	1.5	5
	303.15	1.7	5
	313.15	2.6	5
	323.15	2.8	5
	333.15	2.9	5
{Hexadecane (1)+ eicosane (2)}	313.15	1.5	7
	323.15	1.8	7
	333.15	1.9	7
	343.15	2.2	7

В модели Битааба и др. [79] наблюдаются следующие существенные недостатки:

- многопараметричность задачи;
- маленький интервал температур;
- небольшое количество экспериментальных значений;
- погрешность более 3% при приближении к критической точке.

### **1.7. Моделирование поверхностного натяжения смесей хладагентов с линейной градиентной теорией**

Хошарай [80] смоделировал значения поверхностного натяжения чистых фреонов, бинарных, тройных и четвертичных фреонов. Он использовал модель, сочетающую теорию линейного градиента (LGT) с уравнением состояния Хейена (Heyen EOS), чтобы воспользоваться хорошо описанными равновесными плотностями фаз и поверхностными натяжениями смесей фреонов.

Было предпринято несколько попыток определить поверхностное натяжение простых жидкостей и смесей в пределах от простых эмпирических корреляций до тех, которые основаны на статистической термодинамике. Парахорный метод [81 – 84] и его производные, принцип соответствующих состояний [85 – 88], моделирование методом Монте-Карло [89 – 91], теория функционала плотности [92 – 96] и теории градиентов [97, 98] могут быть применены для вычисления поверхностного натяжения. Градиентная теория жидкостных интерфейсов объединяет градиент плотности (изменение плотности на единицу длины в выбранном направлении) и неоднородность в области поверхности. Для теории градиента требуются два входа: 1 - плотность свободной энергии Гельмгольца однородной жидкости и 2 - параметр влияния неоднородной жидкости. Свободную плотность энергии Гельмгольца можно вычислить с любой термодинамической моделью, тогда как параметр влияния имеет молекулярно-теоретическую основу и слишком

сложно использовать на практике. Одним из способов решения этой проблемы является использование полуэмпирического выражения.

Градиентная теория интерфейсов жидкости возникла из работы Ван-дер-Ваальса [98]. [99 – 102] разработали теорию линейного градиента (LGT), которая упростила процедуры расчета без существенной потери точности результатов моделирования.

Хошарай [80] для прогнозирования существующих экспериментальных поверхностных напряжений чистых фреонов и их смесей, доступных в литературе, применил комбинацию теории линейного градиента (LGT) с уравнением состояния Хейена и предложил новую корреляцию параметра для точного прогнозирования поверхностного натяжения чистых фреонов и их смесей.

Единственный регулируемый коэффициент для параметров влияния смесей равен нулю, что делает всю теорию прогностической. Этот подход успешно применяется для моделирования поверхностных напряжений чистых фреонов и их смесей. Правило геометрического смешивания для параметра влияния смеси также выбирается без регулируемых коэффициентов, что делает эту модель прогностической. Потенциал напряжения, предсказанный моделью, хорошо согласуется с экспериментальными данными для чистых хладагентов и бинарных, тройных и четвертичных фреонов, в целом AARD% составляет 3.27% (табл. 1.2). В связи с этим возникает необходимость получения более точного метода расчета поверхностного натяжения.

Таблица 1.2. Корреляция коэффициентов для использования в расчете линейной градиентной теории

Refrigerant	$\gamma_{exp}$ ref.	Number of data	$A \times 10^{-16}$	$B \times 10^{-16}$	T range (K)	%AAD $_{\gamma}$	%AAD $_{p}$
R23	Heide, 1973	8	-6.93756	2.22185	233.15–293.15	3.23	2.50
	Froba et al., 2000	13			213.15–283.15		
R32	Froba et al., 2000	12	-13.67273	3.58975	233.15–343.15	2.45	2.76
	Heide, 1997	11			222.9–333.22		
	Okada and Higashi, 1995	13			273.21–333.14		
	Zhu and Lu, 1994	13			267.95–334.27		
	Schmidt and Moldover, 1994	10			296.59–350.00		
R125	Froba et al., 2000	11	-5.85859	1.70999	233.15–333.15	3.81	2.75
	Duan et al., 2000	20			248.018–323.310		
	Heide, 1997	12			223.09–333.15		
	Okada and Higashi, 1995	18			273.23–308.20		
	Schmidt and Moldover, 1994	12			297.73–339.26		
R143a	Liu et al., 1994	21	-7.66845	2.28594	233.15–333.15	3.72	2.22
	Froba et al., 2000	9			253.15–333.15		
	Schmidt et al., 1996	9			296.579–345.215		
	Heide, 1997	11			222.90–333.24		
	Lin and Duan, 2003	21			253.66–327.80		
R134a	Higashi and Shibata, 1997	19	-11.26358	2.27301	272.95–318.06	3.84	2.86
	Froba et al., 2000	13			243.15–363.15		
	Chae et al., 1990a	13			253.15–373.15		
	Okada et al., 1990	30			232.21–273.26		
	Heide, 1997	14			223.23–353.12		
R152a	Zhu et al., 1993	10	-16.54829	3.06827	292.72–341.20	3.63	2.06
	Higashi et al., 1992	17			276.3–328.61		
	Higashi and Shibata, 1997	15			272.96–328.04		
	Froba et al., 2000	14			243.15–373.15		
	Bi et al., 2009	4			298.18–313.13		
R123	Chae et al., 1990b	20	-9.81712	1.87548	295.8–384.4	3.75	2.49
	Heide, 1997	12			223.17–333.18		
	Okada and Higashi, 1995	19			273.48–343.17		
	Froba et al., 2000	13			253.15–373.15		
	Chae et al., 1990a	18			273.16–343.15		
R124	Okada et al., 1990	48	-5.77106	1.62809	253.15–423.15	2.98	2.00
	Higashi et al., 1992	15			237.02–273.19		
	Higashi et al., 1992	21			273.19–332.57		
R141b	Okada and Highashi, 1995	15	-6.91750	1.69086	275.84–343.97	3.08	2.09
	Schmidt et al., 1996	12			295.95–394.304		
R142b	Chae et al., 1990b	28	-5.33859	1.62951	323.05–476.35	3.52	2.55
	Okada and Highashi, 1995	16			274.05–339.10		
R365mfc	Chae et al., 1990b	18	-24.4765	2.0142	296.45–409.25	1.97	2.78
	Froba et al., 2004	13			253.15–373.15		
R227ea	Duan et al., 2000	39	-7.45515	1.26075	242.979–340.28	3.66	2.88
	Lin and Duan, 2003	28			254.67–331.53		
R600a	Bi et al., 2009	4	-7.55301	1.46436	313.17–328.12	1.50	1.56
	Tanaka and Higashi, 2007	21			273.41–353.77		
	Lin and Duan, 2003	40			255.02–333.28		
R290	Bi et al., 2010	6	-3.16099	1.26417	278.18–303.18	3.09	1.09
	Tanaka and Higashi, 2007	22			273.44–351.15		
	Zhao et al., 2010	5			283.16–303.12		

Существующие методы расчета теплоты парообразования смеси различных веществ, предусматривающие владение огромным количеством дополнительной информации о свойствах компонентов смеси, отличаются большой сложностью [60, 61]. А линейная градиентная теория требует знания большого количества параметров исследуемого вещества.

## Глава 2

# РАЗРАБОТКА ФОРМУЛ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ УГЛЕВОДОРОДОВ, ФРЕОНОВ И ИХ СМЕСЕЙ

Предлагается новый метод построения расчетных формул для определения теплоты парообразования и поверхностного натяжения углеводородов, фреонов и их смесей, основанный на принципах минимальности характеристических функций.

Чтобы построить обобщенные зависимости, необходимо располагать масштабом приведения как для искомых величин, так и для переменных. При обобщении термодинамических и транспортных свойств масштабные состояния находятся в точках  $p$ - $V$ - $T$  пространства. Чаще всего выбирают параметры критических точек или характеристические масштабы, параметр при температуре кипения при  $p=0.1$  МПа и др.

В качестве переменных при исследовании свойств вещества чаще всего являются приведенные температура и давление [10, 11, 103], которые могут быть измерены экспериментально с достаточной степенью точности.

Наряду с этим, в  $p$ - $V$ - $T$  пространстве существуют области, где в качестве переменных удобно использовать приведенный объем или энтропию. Обобщенные зависимости в этом случае могут стать универсальными. Для построения обобщенной зависимости безразмерной теплоты парообразования и безразмерного поверхностного натяжения от безразмерной разности плотностей использован метод, разработанный в работе [110], основой которого является термодинамический анализ процесса фазового перехода жидкость-пар, позволивший найти в этой области фундаментальную температуру  $T_m$ , отвечающей абсолютному минимуму свободной энергии. Параметры процесса рекомендуются в качестве масштабов. В работе [110] показано, что обобщенная зависимость для

разности термодинамических свойств вещества на линиях насыщения в безразмерной форме может быть представлена в виде:

$$\frac{\Delta\chi}{\Delta\chi_m} = f\left(\frac{\Delta v}{\Delta v_m}\right) \quad (2.1)$$

или

$$\frac{\Delta\chi}{\Delta\chi_m} = f\left(\frac{\Delta s}{\Delta s_m}\right), \quad (2.2)$$

где  $\Delta\chi$ ,  $\Delta v$ ,  $\Delta s$  – соответственно, разности любого свойства вещества, удельного объема и энтропии на линиях насыщения при любых произвольных значениях  $T_{TT} < T < T_k$ ;

$\Delta\chi_m$ ,  $\Delta v_m$ ,  $\Delta s_m$  – соответственно, разности любого свойства вещества, удельного объема и энтропии в масштабном состоянии на линиях насыщения;

$T_{TT}$  и  $T_k$  - температуры тройной и критической точек.

Имея в виду, что операции приведения осуществляются над разностями свойств вещества на пограничных кривых насыщения. Влияние особенностей индивидуальных свойств веществ становится незначительным.

Вопрос о масштабах для  $\Delta\chi_m$ ,  $\Delta v_m$ ,  $\Delta s_m$  остается открытым. Поиск этих масштабов лежит в исследовании первого закона термодинамики в процессах фазового перехода жидкость-пар:

$$du = dq - dl \quad \text{или} \quad dq = dh = du + dl, \quad (2.3)$$

$$\frac{dh}{dl} = \frac{du}{dl} + 1 \quad (2.4)$$

Уравнение (2.4) показывает, что теплота, подведенная к системе (теплота парообразования  $\Delta h_v$ ), расходуется на изменение внутренней энергии  $\Delta u_v$  и на совершение работы расширения  $l$ .

Следует отметить, что изменение свойств веществ непосредственно зависит от соотношения между  $\Delta u$  и  $l$ .

Обработка экспериментальных данных для различных веществ [104-109] показала, что кривые функции  $l=f(\Delta u)$  имеют максимум. А зависимость

разности теплот парообразования от температуры почти линейна. Для определения положения максимума работы расширения была проведена дополнительная обработка экспериментальных данных в виде  $l = f(T)$ . Для всех исследованных веществ кривая  $l = f(T)$  имеет максимум (рис. 2.1).

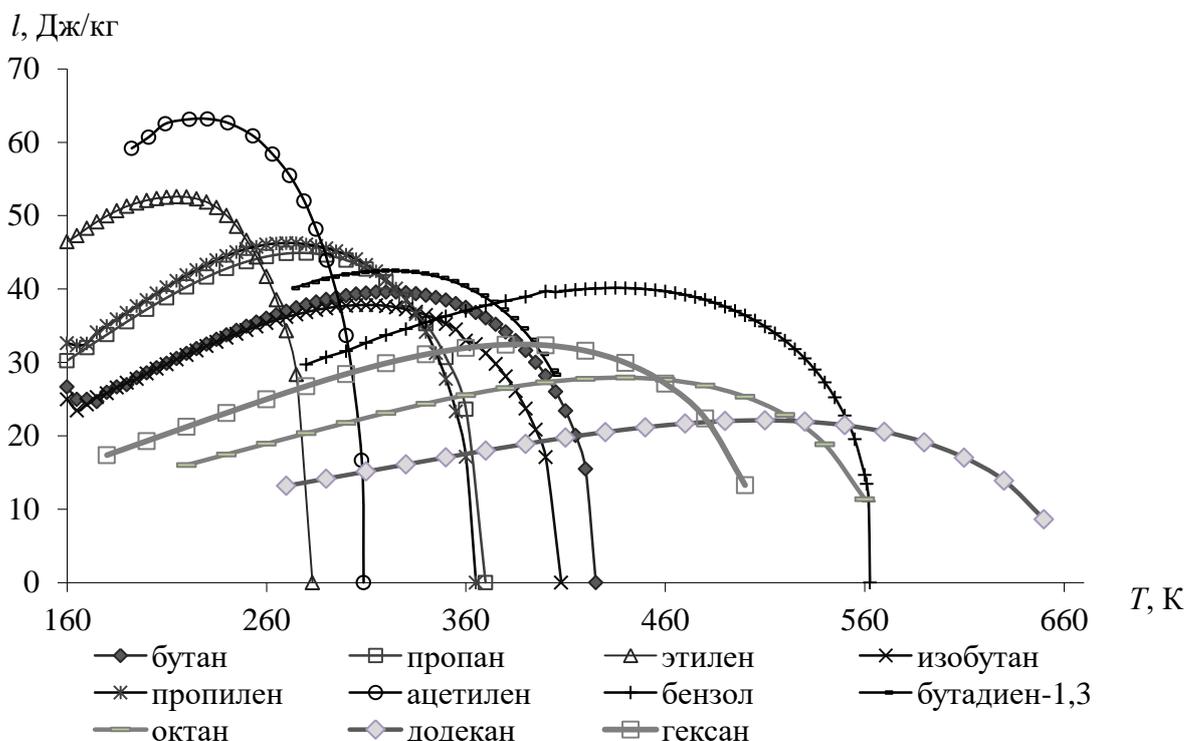


Рис. 2.1. Зависимость работы расширения от температуры простых углеводородов в процессе фазового перехода жидкость-пар

Аналогичная работа была проведена и в отношении фреонов. Был проведен анализ существующих в литературе экспериментальных данных чистых фреонов [116-136, 162-170] и было определено положение максимального значения работы расширения (рис. 2.2).

Анализ полученных результатов для чистых углеводородов и для фреонов показал, что точкам максимума  $l$  соответствуют приведенные значения температуры:

$$\tau = \frac{T_m}{T_k} \cong 0.76 \quad (2.5)$$

$$T_m \cong 0.76T_k \quad (2.6)$$

В табл. 2.1 и 2.2 приведены значения  $T_m^*$ , определенные по максимальной работе расширения при фазовом переходе жидкость-пар. Они сопоставлены со значениями  $T_m$ , рассчитанными по уравнению (2.6). Погрешность не превышает 1.5%.

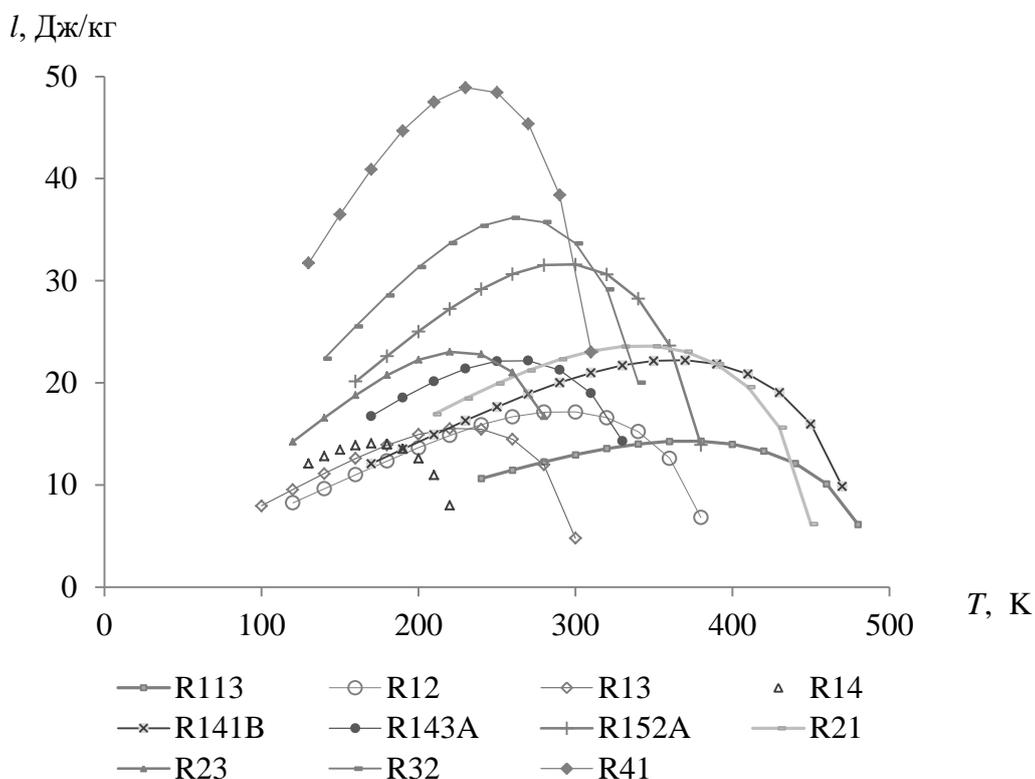


Рис. 2.2. Зависимость работы расширения фреонов в процессе фазового перехода жидкость-пар от температуры

Таблица 2.1. Погрешности определения  $T_m$  для простых углеводородов

Вещество	$T_k$ , К	$T_m=0.76T_k$ , К	$T_m^*$ , К	$\delta$ , %	Литература
этан	305.4	232.1	229	1.34	[104-106, 144, 145]
пропан	369.85	280	281.09	-0.39	[104, 106, 146, 147]
бутан	425.1	323.1	322	0.34	[104, 149]
пентан	469.7	356.96	353.71	0.91	[104, 150]
гексан	507.4	385.6	390	-1.14	[104, 150]
гептан	540.2	410.55	413	-0.60	[104, 150, 152]
октан	568.8	432.3	437	-1.09	[104, 150, 152]
нонан	594.55	451.85	458	-1.36	[104, 120]
декан	617.7	469.45	477	-1.61	[104, 120, 154, 155]
додекан	658.1	500.17	499	0.23	[104, 120, 150]

изобутан	407.81	307	308	-0.33	[151]
изопентан	460.4	349.9	349	0.26	[152]
изогексан	497.7	378.3	378	0.08	[150, 154]
этилен	283.05	215	215.12	-0.06	[143]
пропен	369.89	281.1	279	0.75	[148]

Примечание: температура соответствует  $l_{max}$

**Таблица 2.2.** Погрешности определения  $T_m$  для фреонов

Вещество	$T_k$ , К	$T_m=0.76T_k$ , К	$T_m^*$ , К	$\delta$ , %	Литература
R11	471.11	358.04	356	0.57	[117, 118]
R113	487.21	370.28	370.95	-0.18	[118]
R114	418.83	318.31	318.25	0.02	[119]
R115	353.1	268.36	268.85	-0.18	[120]
R116	293.03	222.7	223	-0.13	[120]
R12	385.12	292.69	292.15	0.18	[116, 118, 162]
R123	456.83	347.19	348	-0.23	[121]
R124	395.43	300.53	300.5	0.01	[122]
R125	339.17	257.77	258.3	-0.21	[123, 132, 166]
R13	302	229.52	229.1	0.18	[124, 162]
R134A	374.21	284.4	284.7	-0.11	[125, 142, 169]
R14	227.51	172.91	172.1	0.47	[119]
R141B	477.5	362.9	362.8	0.03	[133]
R245CA	447.57	340.15	340	0.04	[130]
R245FA	427.16	324.64	325	-0.11	[120]
R32	351.26	266.96	266.5	0.17	[131, 132, 163]
R365MFC	460	349.6	350.1	-0.14	[119, 135]
R41	317.28	241.13	240.6	0.22	[120]
RC318	388.38	295.17	295.5	-0.11	[136]

Примечание: температура соответствует  $l_{max}$

**Таблица 2.3.** Погрешности определения  $T_m$  для смесей фреонов

Вещество	$T_k$ , К	$T_m=0.76T_k$ , К	$T_m^*$ , К	$\delta$ , %	Литература
R401A	378.2	287.43	287	0.15	[122, 132, 162, 168]
R401B	376.7	286.29	285.8	0.17	
R401C	378.4	287.58	287.2	0.13	
R402A	348.7	265.01	264.5	0.19	[162, 166]
R402B	355.8	270.41	270.32	0.03	
R403A	364.3	276.87	276.79	0.03	[120, 146, 162]
R403B	364.3	276.87	276.79	0.03	
R404A	345.22	262.37	263	-0.24	[134, 166, 169]
R405A	379.3	288.27	287.75	0.18	[132, 136, 162, 165]
R406A	389.6	296.1	295.8	0.10	[151, 162, 165]
R407A	355.4	270.1	269.8	0.11	[163, 166, 169]
R407B	348	264.48	264.25	0.09	
R407C	359.9	273.52	273.25	0.10	

R407D	374.3	284.47	284.25	0.08	
R407E	361.61	274.82	274.4	0.15	
R408A	356.29	270.78	270.5	0.10	[134, 162]
R409A	382.41	290.63	290.4	0.08	[122, 162, 165]
R409B	380.07	288.85	288.4	0.16	
R410A	344.5	261.82	261.4	0.16	[163, 166]
R410B	343.97	261.42	261.15	0.10	
R419A	355.21	269.96	269.6	0.13	[161, 166, 169]
R420A	377.91	287.21	286.95	0.09	[165, 169]
R421A	355.93	270.51	270.1	0.15	[166, 169]
R421B	345.56	262.63	262.05	0.22	
R422A	344.88	262.11	261.75	0.14	[151, 166, 169]
R422B	356.37	270.84	270.4	0.16	
R422C	346.22	263.13	262.65	0.18	
R422D	352.73	268.08	267.7	0.14	
R423A	372.29	282.94	282.45	0.17	[120, 169]
R424A	359.04	272.87	272.4	0.17	[104, 151, 152, 166, 169]
R425A	367.03	278.94	278.5	0.16	[120, 163, 169]
R426A	372.99	283.47	283.1	0.13	[104, 151, 166, 169]
R427A	358.47	272.44	271.95	0.18	[134, 163, 166, 169]
R509A	341.57	259.59	259.2	0.15	[120, 162]

Примечание: температура соответствует  $l_{max}$

Общая схема расчета  $T_m$  показана на примере бутана и фреона R11 (табл. 2.4, 2.5). Даны следующие экспериментальные данные: температура, давление, плотности жидкости и пара на линиях насыщения и работа расширения, рассчитанная по уравнению (2.7). Курсивом выделены значения параметров при максимуме работы расширения.

**Таблица 2.4.** Расчет параметров работы расширения  $l$  через объемы жидкости и пара для бутана [104, 149]

$T, K$	$p, MPa$	$v' \times 10^{-3},$ $m^3/kg$	$v'', m^3/kg$	$\Delta v, m^3/kg$	$l, Дж/кг$
140	0.000002	1.370	11834.740	11834.738	20.027
160	0.000035	1.405	661.201	661.199	22.885
180	0.000335	1.443	76.876	76.874	25.734
200	0.002	1.484	14.723	14.721	28.544
220	0.008	1.527	4.007	4.005	31.257
240	0.024	1.575	1.404	1.403	33.789
260	0.061	1.627	0.592	0.591	36.025
280	0.133	1.686	0.287	0.285	37.838

300	0.258	1.752	0.153	0.152	39.080
320	0.456	1.830	0.089	0.087	39.587
321	0.469	1.835	0.086	0.084	39.589
<b>322</b>	<b>0.481</b>	<b>1.839</b>	<b>0.084</b>	<b>0.082</b>	<b>39.590</b>
323	0.494	1.843	0.082	0.080	39.587
340	0.752	1.924	0.054	0.052	39.154
360	1.170	2.042	0.034	0.032	37.491
380	1.740	2.202	0.022	0.020	34.116
400	2.495	2.448	0.014	0.011	28.039
420	3.490	3.051	0.007	0.004	15.203

**Таблица 2.5.** Расчет параметров работы расширения  $l$  через объемы жидкости и пара для фреона R11 [117, 118]

$T, K$	$p, MPa$	$v' \times 10^{-3}, m^3/kg$	$v'', m^3/kg$	$\Delta v, m^3/kg$	$l, Дж/кг$
170	0.00002	0.570	587.717	587.716	10.289
190	0.00003	0.584	68.009	68.008	11.493
210	0.001	0.598	12.664	12.664	12.686
230	0.004	0.614	3.323	3.322	13.856
250	0.013	0.631	1.122	1.122	14.980
270	0.035	0.649	0.458	0.457	16.029
290	0.079	0.669	0.215	0.215	16.960
310	0.158	0.691	0.113	0.112	17.725
330	0.287	0.716	0.064	0.064	18.271
350	0.485	0.744	0.039	0.038	18.536
354	0.534	0.751	0.035	0.035	18.549
355	0.547	0.752	0.035	0.034	18.551
<b>356</b>	<b>0.560</b>	<b>0.754</b>	<b>0.034</b>	<b>0.033</b>	<b>18.551</b>
357	0.573	0.755	0.033	0.032	18.550
358	0.587	0.757	0.032	0.032	18.548
370	0.770	0.778	0.025	0.024	18.451
390	1.163	0.819	0.016	0.015	17.929
410	1.687	0.871	0.011	0.010	16.841
430	2.367	0.943	0.007	0.006	14.961
450	3.233	1.060	0.005	0.004	11.753
470	4.336	1.452	0.002	0.001	3.734

В процессе фазового перехода ( $T=const$ ) работа расширения по абсолютной величине равна изменению свободной энергии:

$$dl = -pdV. \quad (2.7)$$

При приближении к точке максимума работа расширения сначала увеличивается ( $T < T_m$ ), а затем при  $T > T_m$  она начинает убывать.

Естественно, что точка максимума  $l(T)$  является фундаментальной, а ее параметры предпочтительны при выборе масштабов для построения обобщенных зависимостей различных свойств веществ в приведенной форме по уравнению (2.1). Это обстоятельство позволяет использовать параметры максимума работы расширения в качестве масштаба приведения для свойства исследуемого вещества. В таком случае в качестве масштаба приведения для могут быть выбраны разности искомых величин  $\Delta H$ ,  $\sigma$ , и переменных задачи  $\Delta s$ ,  $\Delta p$  на линиях насыщения жидкость-пар при температуре, соответствующей максимуму работы расширения процесса перехода жидкость-пар. В табл. 2.6 – 2.8 приводятся значения масштабов свойств для исследованных в настоящей работе веществ.

**Таблица 2.6.** Масштабные параметры искомых свойств исследуемых чистых углеводородов и газовых конденсатов при температуре  $T_m$

Вещество	$T_k$ , К	$T_m=0.76$ $T_k$ , К	$\Delta H_m$ , кДж/кг	$\sigma_m$ , мН/м	$\Delta \rho_m$ , кг/м <sup>3</sup>	$\omega$	Литература
этан	305.4	232.10	412.41	8.694	465.56	0.052	[104, 105, 106, 144, 145]
пропан	369.85	280.00	363.24	9.09	504.53	0.091	[104, 106, 146, 147]
бутан	425.16	323.12	333.99	8.983	530.336	0.126	[104, 149]
пентан	469.70	356.96	314.13	9.26	546.7	0.160	[104, 150]
гексан	507.40	385.60	298.18	8.996	556.18	0.193	[104, 150]
гептан	540.20	410.55	286.3	9.107	565.708	0.230	[104, 150, 152]
октан	568.80	432.30	277.2	9.155	570.513	0.259	[104, 150, 152]
нонан	594.55	451.85	268.79	8.89	574.104	0.291	[104, 120]
декан	617.70	469.45	260.68	8.793	574.672	0.330	[104, 120, 155]
додекан	658.10	500.17	248.79	7.854	577.175	0.379	[104, 120, 150]
этилен	283.05	215.00	400.98	8.23	479.71	0.037	[143]
пропен	369.89	276.81	319.49	9.28	462.964	0.083	[148]
бутен	419.29	318.66	336.34	9.51	548.530	0.114	[104, 149]
пропин	402.34	305.81	454.97	10.147	585.789	0.129	[150, 158]
изобутен	418.09	317.75	305.78	9.36	509.557	0.116	[156, 157]
изопентан	460.35	349.87	300.4	9.068	545.994	0.141	[152]
изогексан	497.70	378.25	286.58	8.80	556.89	0.183	[150, 154]
Астрахань	673.30	511.71	294.80	9.11	-	-	[111, 138]
Карачаганак	676.10	513.83	311.19	9.08	-	-	

Оренбург	546.75	415.53	298.52	9.24	-	-
Уренгой	612.40	465.43	292.87	9.43	-	-
Шуртан	657.25	499.51	270.53	9.24	-	-
Ямбург	622.89	473.39	264.19	9.46	-	-

Для газовых конденсатов температура  $T_m$  определялась через уравнение (2.6), поскольку данные об объеме пара отсутствуют.

**Таблица 2.7.** Масштабные параметры искомым свойств исследуемых фреонов при температуре  $T_m$

Вещество	$T_k$ , К	$T_m=0.76T_k$ , К	$\Delta H_m$ , кДж/кг	$\sigma_m$ , мН/м	$\Delta \rho_m$ , кг/м <sup>3</sup>	$\omega$	Литература
R11	471.110	358.044	155.250	10.420	1289.992	0.116	[117, 118]
R113	487.210	370.280	126.700	9.512	1350.044	0.163	[118]
R114	418.830	318.311	119.850	8.696	1363.111	0.164	[119]
R115	353.100	268.356	110.910	8.105	1390.544	0.164	[120]
R116	293.030	222.703	103.450	7.301	1441.559	0.158	[120]
R12	385.120	292.691	142.310	9.188	1297.398	0.105	[116, 118, 162]
R123	456.830	347.191	148.800	9.635	1297.398	0.183	[121]
R124	395.430	300.527	145.470	9.437	1297.398	0.192	[122]
R125	339.170	257.769	144.180	8.932	1361.047	0.193	[123, 132, 166]
R13	302.000	229.520	170.623	8.144	1361.047	0.096	[124, 162]
R134A	374.210	284.400	190.040	10.019	1237.206	0.218	[125, 142, 169]
R14	227.510	172.908	116.510	7.225	1237.206	0.106	[119]
R141B	477.500	362.900	191.350	10.435	1073.304	0.135	[133]
R142B	410.260	311.798	192.310	9.727	1052.732	0.144	[133, 165, 170]
R143A	345.860	262.854	197.410	8.547	1038.020	0.166	[126, 132, 134]
R152A	386.410	293.672	284.320	10.296	893.547	0.174	[127, 132]
R21	451.480	343.125	201.130	11.649	1223.022	0.128	[119]
R218	345.020	262.215	94.920	7.575	1478.096	0.146	[120, 135]
R22	369.300	280.668	199.390	10.681	1231.674	0.124	[118, 128, 162, 164]
R227EA	374.900	284.924	118.640	8.494	1417.167	0.232	[120]
R23	299.290	227.460	205.900	10.498	1274.345	0.177	[116, 129, 163]
R236EA	412.440	313.454	147.370	10.076	1353.073	0.258	[120, 134]
R236FA	398.070	302.533	143.040	9.496	1321.830	0.241	[120]
R245CA	447.570	340.153	176.150	11.156	1251.618	0.233	[130]
R245FA	427.160	324.642	173.390	10.616	1241.602	0.241	[120]
R32	351.260	266.958	324.650	12.079	1058.034	0.179	[131, 132, 163]
R365MFC	460.000	349.600	168.650	9.456	1119.196	0.245	[119, 135]
R41	317.280	241.133	410.550	10.506	757.955	0.129	[120]
RC318	388.380	295.169	105.620	8.540	1485.612	0.233	[136]

**Таблица 2.8.** Масштабные параметры искомым свойств исследуемых смесей фреонов при температуре  $T_m$

Вещество	$T_k$ , К	$T_m=0.76T_k$ , К	$\Delta H_m$ , кДж/кг	$\sigma_m$ , мН/м	$\Delta\rho_m$ , кг/м <sup>3</sup>	$\omega$	Литература
R401A	378.200	287.432	193.410	10.901	1206.179	0.153	[122, 132, 162, 168]
R401B	376.700	286.292	195.560	11.218	1209.075	0.148	
R401C	378.400	287.584	187.320	10.851	1220.421	0.191	
R402A	348.700	265.012	166.410	9.760	1263.890	0.155	[162, 166]
R402B	355.800	270.408	179.050	10.156	1238.667	0.147	
R403A	364.300	276.868	176.800	9.820	1159.111	0.076	[120, 146, 162]
R403B	364.300	276.868	150.570	8.630	1163.825	0.014	
R404A	345.220	262.367	175.280	8.880	1170.038	0.186	[134, 166, 169]
R405A	379.300	288.268	163.790	10.430	1270.425	0.120	[132, 136, 162, 165]
R406A	389.600	296.096	199.140	10.735	1086.528	0.084	[151, 162, 165]
R407A	355.400	270.104	199.010	10.505	1240.663	0.161	[163, 166, 169]
R407B	348.000	264.480	172.370	9.930	1296.558	0.168	
R407C	359.900	273.524	209.640	10.687	1212.831	0.139	
R407D	374.300	284.468	196.930	9.470	1191.823	0.049	
R407E	361.610	274.824	216.630	10.791	1201.734	0.163	
R408A	356.290	270.780	193.910	9.480	1137.167	0.150	
R409A	382.410	290.632	184.460	10.460	1218.927	0.094	[122, 162, 165]
R409B	380.070	288.853	184.900	10.507	1226.210	0.102	
R410A	344.500	261.820	234.220	10.867	1191.906	0.188	[163, 166]
R410B	343.970	261.417	225.880	10.839	1209.733	0.198	
R411A	372.260	282.918	211.730	10.568	1157.914	0.130	[132, 148, 162]
R411B	369.080	280.501	206.940	10.578	1167.329	0.125	
R412A	380.320	289.043	191.330	10.690	1183.100	0.089	[120, 162, 165]
R413A	369.730	280.995	180.830	9.870	1199.474	0.172	[120, 151, 169]
R414A	385.830	293.231	185.180	10.569	1149.346	0.096	[122, 151, 162, 165]
R414B	384.140	291.946	178.100	10.448	1211.615	0.099	
R415A	375.120	285.091	216.100	10.662	1151.419	0.137	[162, 132]
R415B	384.520	292.235	265.260	10.492	960.369	0.047	
R416A	380.230	288.975	171.840	9.850	1237.640	0.185	[104, 122, 169]
R417A	360.290	273.820	162.130	8.363	1225.101	0.166	[104, 166, 169]
R418A	369.350	280.706	202.680	10.529	1189.994	0.126	[132, 146, 162]
R419A	355.210	269.960	164.800	9.550	1278.647	0.152	[161, 166, 169]
R420A	377.910	287.212	189.620	10.009	1210.491	0.201	[165, 169]
R421A	355.930	270.507	163.940	9.660	1306.045	0.166	[166, 169]
R421B	345.560	262.626	151.020	9.176	1338.612	0.178	
R422A	344.880	262.109	153.100	9.210	1274.018	0.181	[151, 166, 169]
R422B	356.370	270.841	166.050	9.610	1242.077	0.164	
R422C	346.220	263.127	154.250	9.274	1277.439	0.180	

R422D	352.730	268.075	161.920	9.530	1247.288	0.170	
R423A	372.290	282.940	154.790	9.380	1315.153	0.213	[120, 169]
R424A	359.040	272.870	167.810	9.714	1246.134	0.166	[104, 151, 152, 166, 169]
R425A	367.030	278.943	205.200	10.644	1216.032	0.153	[120, 163, 169]
R426A	372.990	283.472	188.530	10.053	1210.271	0.192	[104, 151, 166, 169]
R427A	358.470	272.437	199.970	10.322	1212.013	0.161	[134, 163, 166, 169]
R428A	342.150	260.034	158.340	9.015	1231.813	0.181	[134, 146, 151, 166]
R500	375.240	285.182	174.270	9.354	1160.069	0.136	[132, 162]
R501	369.020	280.455	183.260	10.255	1247.603	0.137	[162]
R502	354.660	269.542	148.990	9.230	1303.583	0.135	[120, 162, 167]
R503	291.570	221.593	152.800	8.905	1342.098	0.123	[162, 163]
R504	335.290	254.820	201.940	9.950	1204.858	0.165	[120, 163]
R507A	343.770	261.265	172.320	8.839	1180.080	0.189	[134, 166]
R508A	283.340	215.338	136.940	8.354	1375.107	0.172	[120, 163]
R508B	284.360	216.114	144.010	8.530	1362.067	0.168	
R509A	341.570	259.593	133.280	8.774	1353.903	0.152	[120, 162]

Обобщенная формула для расчета разности термодинамических свойств веществ на пограничных линиях насыщения жидкости и пара представляется в виде:

$$\frac{\Delta\chi}{\Delta\chi_m} = f\left(\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}\right), \quad (2.8)$$

где  $\Delta\chi = \chi'' - \chi'$  - разность исследуемого термодинамического свойства на линиях насыщения при температуре  $T$ ;

$\Delta\chi_m = \chi_m'' - \chi_m'$  - разность исследуемого термодинамического свойства на линиях насыщения при температуре  $T_m$ ;

$\Delta\rho = \rho'' - \rho'$  - разность плотности при температуре  $T$ ;

$\Delta\rho_m = \rho_m'' - \rho_m'$  - разность плотности при температуре  $T_m$ .

В следующих главах приводятся результаты использования данного метода при построении расчетных формул для определения  $\Delta H$ ,  $\sigma$  углеводородов, газовых конденсатов, фреонов и их смесей.

### Глава 3.

## РАЗРАБОТКА ФОРМУЛ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕПЛОТЫ ПАРООБРАЗОВАНИЯ

### 3.1. Расчет зависимостей теплоты парообразования от плотности и температуры для углеводородов и газовых конденсатов

Анализ уравнения (2.8) показывает, что зависимость  $\Delta\chi(T)$  можно найти, располагая функциями  $\rho'(T)$ ,  $\rho''(T)$  и одним значением искомой величины  $\Delta\chi$  при заданной температуре  $T$ .

Процедура расчета функций  $\rho'(T)$  и  $\rho''(T)$  известными методами достаточно трудоемка. Лучшим решением вопроса является замена переменной  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$  на более удобную. Если нам известен явный вид уравнения (2.8), то знания  $\Delta\chi_0$  при температуре кипения при нормальном давлении достаточно, чтобы определить  $\Delta\chi_m$ .

Следовательно, для теплоты парообразования [104 – 106, 113] обобщенное уравнение можно записать в виде:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = f\left(\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}\right) \quad (3.1)$$

Обработка экспериментальных данных [104 – 106, 113], которые представлены на рис. 3.1, показала, что уравнение (3.1) представляется в виде степенной функции вида:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left(\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}\right)^{1.24} \quad (3.2)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.995$ .

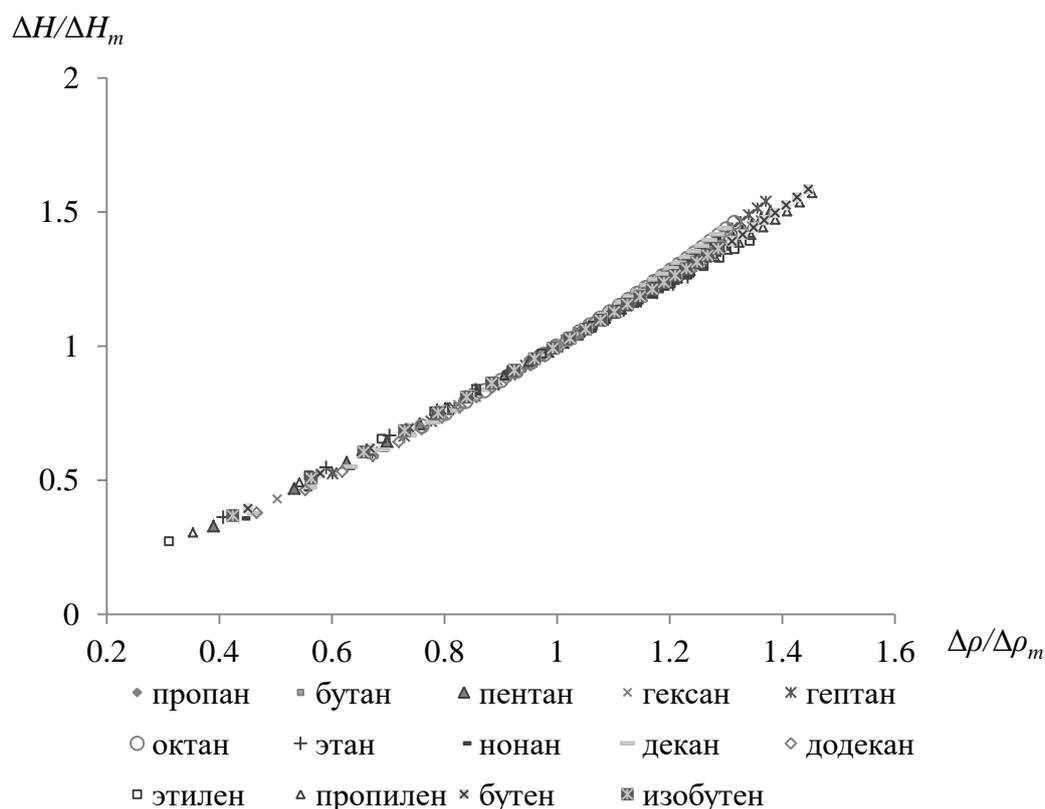


Рис. 3.1. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной разности плотности для чистых углеводородов

Следует отметить, что в работе [114, результаты были получены в соавторстве с Арутюновым Б.А., Раевой В.М. и Фролковой А.К.] также была проведена обработка экспериментальных данных углеводородов, основанная на предложенном методе. Результаты обработки представляются в виде полиномиального уравнения. Интервал расчета погрешности в нашей работе расширен.

Среднее значение погрешности определения теплоты парообразования по уравнению (3.2) не превышает 0.6% в интервале  $0.5 < \frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} < 1.4$ .

Относительные погрешности на указанном интервале чаще не превышают 1%, но для некоторых веществ, например, для бутена и этилена, при высоких температурах погрешность увеличивается до 2.5%.

Результаты расчета для некоторых веществ представлены в таблицах 3.1 – 3.3 и в приложении настоящей работы (табл. П.1 – П.4).

**Таблица 3.1.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования бутана [104, 149] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
173	1.319	1.391	1.410	-1.37
183	1.301	1.368	1.386	-1.32
193	1.283	1.345	1.362	-1.26
203	1.265	1.322	1.338	-1.21
213	1.247	1.299	1.315	-1.23
223	1.229	1.276	1.291	-1.18
233	1.21	1.253	1.267	-1.12
243	1.19	1.229	1.241	-0.98
253	1.17	1.205	1.215	-0.83
263	1.149	1.180	1.188	-0.68
273	1.128	1.154	1.161	-0.61
283	1.105	1.127	1.132	-0.44
293	1.081	1.098	1.101	-0.27
303	1.056	1.067	1.070	-0.28
313	1.029	1.035	1.036	-0.10
333	0.969	0.963	0.962	0.10
343	0.934	0.922	0.919	0.33
353	0.897	0.878	0.874	0.46
363	0.855	0.829	0.823	0.72
373	0.807	0.774	0.767	0.90
383	0.753	0.712	0.703	1.26
393	0.687	0.640	0.628	1.88
Среднее значение				-0.33

**Таблица 3.2.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования пентана [104, 150] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
153	1.379	1.502	1.490	0.80
163	1.363	1.476	1.468	0.54
173	1.346	1.451	1.445	0.41
183	1.33	1.427	1.424	0.21
193	1.313	1.403	1.402	0.07
203	1.297	1.380	1.381	-0.07
213	1.281	1.358	1.359	-0.07
223	1.264	1.336	1.337	-0.07
233	1.248	1.314	1.316	-0.15

243	1.231	1.292	1.294	-0.15
253	1.214	1.270	1.272	-0.16
263	1.197	1.248	1.250	-0.16
273	1.179	1.225	1.227	-0.16
283	1.161	1.202	1.203	-0.08
293	1.143	1.179	1.180	-0.08
303	1.123	1.154	1.155	-0.09
313	1.103	1.129	1.129	0.00
323	1.082	1.102	1.103	-0.09
333	1.059	1.074	1.074	0.00
343	1.036	1.044	1.045	-0.10
353	1.011	1.013	1.014	-0.10
363	0.984	0.980	0.980	0.00
373	0.955	0.944	0.945	-0.11
383	0.923	0.906	0.905	0.11
393	0.888	0.864	0.863	0.12
403	0.849	0.818	0.816	0.24
413	0.806	0.767	0.765	0.26
423	0.756	0.710	0.707	0.42
433	0.698	0.645	0.640	0.78
443	0.627	0.567	0.561	1.06
453	0.533	0.470	0.458	2.55
Среднее значение				0.19

**Таблица 3.3.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования гексана [104, 150] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксн}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
183	1.361	1.471	1.465	0.41
193	1.345	1.449	1.444	0.35
203	1.329	1.427	1.423	0.28
223	1.297	1.385	1.381	0.29
233	1.282	1.364	1.361	0.22
243	1.266	1.343	1.340	0.22
263	1.234	1.301	1.298	0.23
273	1.218	1.280	1.277	0.23
293	1.185	1.237	1.234	0.24
303	1.168	1.215	1.212	0.25
323	1.132	1.169	1.166	0.26
333	1.113	1.145	1.142	0.26
353	1.074	1.095	1.093	0.18
363	1.053	1.067	1.066	0.09

373	1.031	1.039	1.039	0.00
393	0.982	0.978	0.978	0.00
403	0.956	0.944	0.946	-0.21
423	0.896	0.870	0.873	-0.34
433	0.861	0.828	0.831	-0.36
453	0.781	0.732	0.736	-0.55
463	0.732	0.675	0.679	-0.59
483	0.602	0.532	0.533	-0.19
493	0.503	0.430	0.427	0.70
Среднее значение				0.07

По результатам обработки экспериментальных данных построена зависимость по теплоте парообразования  $\Delta H_m$  от молекулярной массы (рис. 3.2). Данные были аппроксимированы. Полученное уравнение с погрешностью до 1.5% имеет вид:

$$\Delta H_m = 131.64 + \frac{1551.04}{\sqrt{M}} \quad (3.3)$$

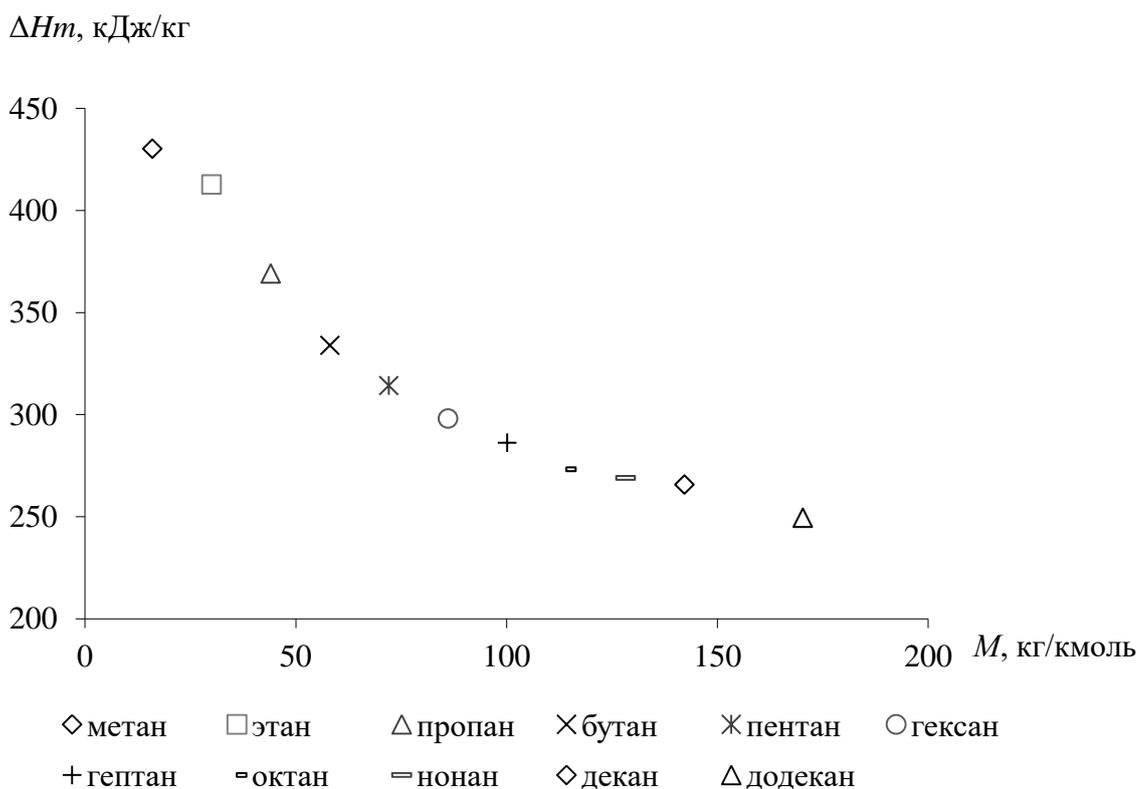


Рис. 3.2. Зависимость теплот парообразования при температуре  $T_m$  от молекулярной массы алканов

Наличие зависимости (3.3) по теплотам парообразования  $\Delta H_m$  от молекулярной массы позволяет определить без дополнительных операций функцию  $\Delta H(T)$ . Если  $\Delta H_m$  нельзя определить с помощью уравнения (3.3), то ее можно найти с помощью уравнения (3.2). Для этого необходимо только одно значение  $\Delta H_m$  (например, при нормальном давлении [137]).

С практической точки зрения более удобной переменной может быть приведенная температура. В работе [110] обсуждается возможность замены переменной  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$  на  $\left[\frac{1-\tau}{1-\tau_m}\right]$ . Уравнение (3.1) после замены  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$  на  $\left[\frac{1-\tau}{1-\tau_m}\right]$  примет вид:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = f\left[\frac{1-\tau}{1-\tau_m}\right] \quad (3.4)$$

По уравнению (3.4) были обработаны экспериментальные данные по теплоте парообразования индивидуальных веществ (рис. 3.3).

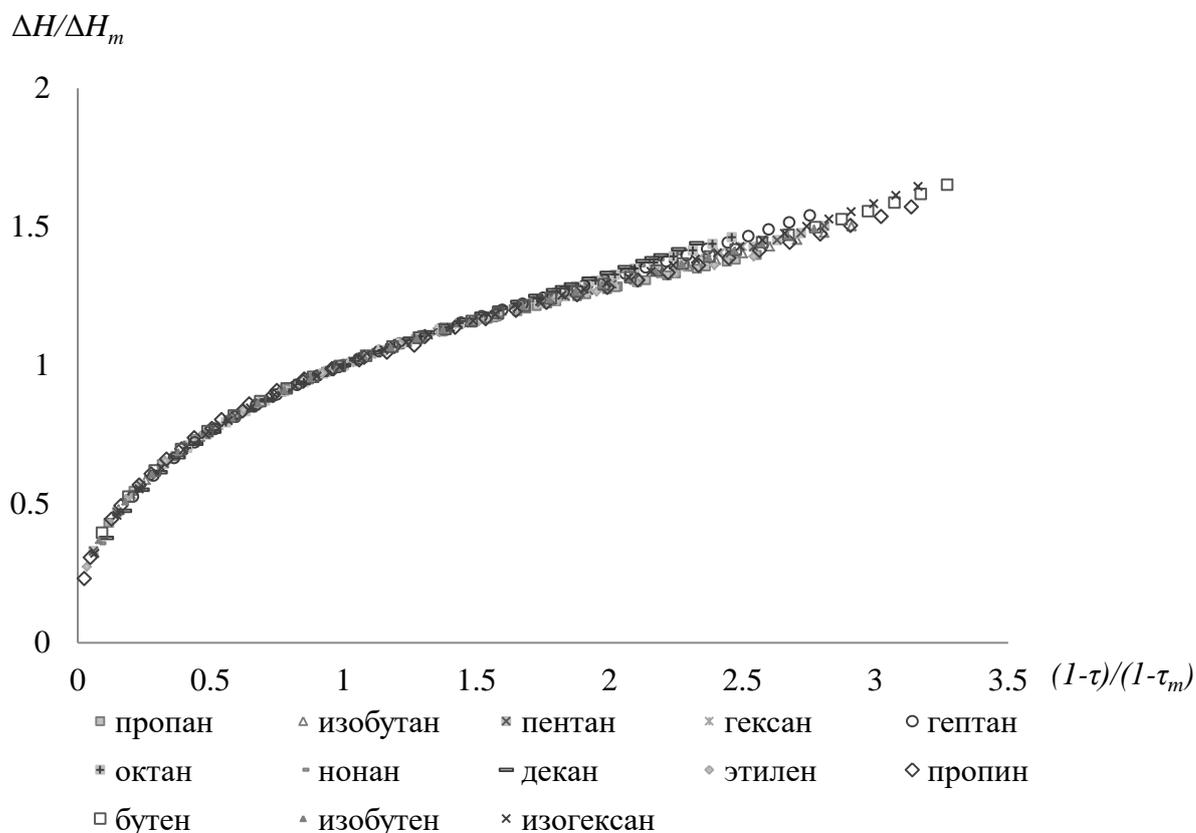


Рис. 3.3. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры для чистых углеводородов

Результаты обработки экспериментальных данных о теплоте парообразования для углеводородов [104, 143-158] были аппроксимированы и представлены в виде:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = f \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^n \quad (3.4a)$$

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.38} \quad (3.5)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Погрешность расчетных значений приведенной теплоты парообразования по сравнению с экспериментальными данными в интервале  $0.5 < \tau < 0.9$  не превышает 2.0%, а при самых низких и высоких температурах погрешности увеличиваются.

В данном случае показатель степени  $n = 0.38$  в уравнении (3.5) совпадает с формулой Ватсона, в которой масштабное состояние выбрано при температуре кипения при  $P=0.1$  МПа. В работе [113] показано, что для уменьшения расходимости результатов обобщения показатель степени  $n$  в формуле (3.4a) должен зависеть от температуры. Для установления этой зависимости в работе [171, результаты получены в соавторстве с Арутюновым Б.А., Калымбет Г.П.] предложен коррелирующий параметр, аналогичный фактору ацентричности Питцера, который на наш взгляд более обоснован, поскольку он определяется при температуре  $T_m = 0.76T_k$ , при которой состояние системы устойчиво.

$$\omega = -\lg \frac{p_m}{p_k} - \frac{T_m}{T_k}, \quad (3.6)$$

где  $p_k$  – давление в критической точке;

$p_m$  – давление при температуре фазового перехода  $T_m$ .

Учитывая зависимость (3.6), справедливо выражение

$$\omega = -\lg \frac{p_m}{p_k} - 0.76 \quad (3.7)$$

Температурная зависимость показателя  $n$  была представлена в следующем виде:

$$n = 0.38 \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (3.8)$$

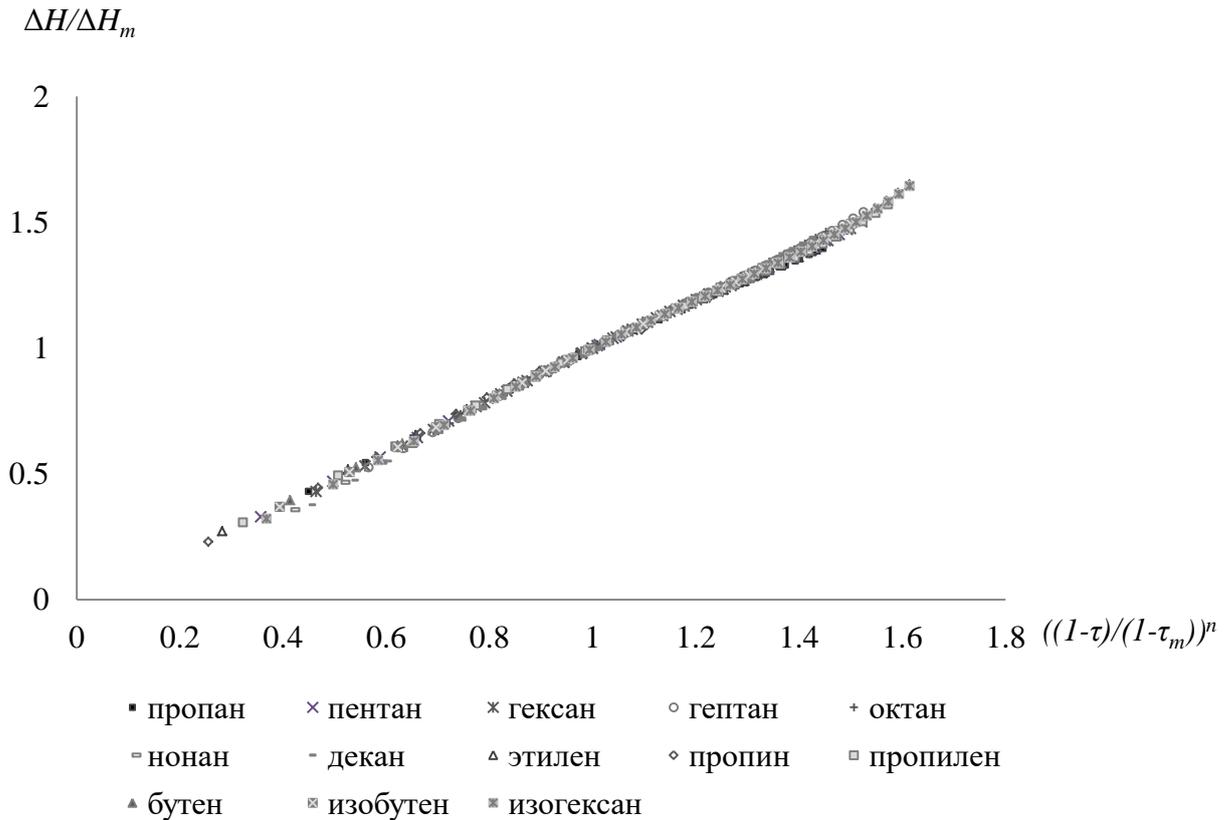


Рис. 3.4. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра для чистых углеводородов

На рисунке 3.4 представлена зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры с показателем степени, рассчитанному по уравнению (3.9). В данном случае все точки исследованных чистых углеводородов в диапазоне температур  $0.3 < \tau < 0.96$  ложатся на одну кривую следующего вида:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.38 \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right]} \quad (3.9)$$

Исключение представляется для алканов с количеством углерода от 2 до 6 в интервале  $T < T_m$ . Показатель степени меняется. Расчетная формула принимает следующий вид:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.342} \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (3.10)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.999$

Сравнение экспериментальных и расчетных данных по формулам (3.9) и (3.10) показало, что погрешность возрастает при самых низких и высоких температурах. В интервале  $0.3 < \tau < 0.96$  все же она не превышает 2.0%, чаще – менее 1.5% (табл. 3.4 – 3.5 и П.5 - П.13). Анализ показывает, что погрешности определения теплот парообразования от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра ниже, т.е. чаще погрешность составляет не более 1.0%. Сравнение результатов расчета по формуле Ватсона (когда показатель степени  $n=0.38$ ) и по формулам (3.9) и (3.10) показывает, что введение коррелирующего параметра расширяет диапазон температур и приводит к уменьшению погрешности определения теплоты парообразования органических веществ.

**Таблица 3.4.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования бутана [104, 149] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
173	2.471	1.391	1.410	-1.37	1.387	0.29
183	2.373	1.368	1.389	-1.54	1.366	0.15
193	2.275	1.345	1.367	-1.64	1.344	0.07
203	2.177	1.322	1.344	-1.66	1.321	0.08
213	2.079	1.299	1.321	-1.69	1.298	0.08
223	1.981	1.276	1.297	-1.65	1.275	0.08
233	1.883	1.253	1.272	-1.52	1.251	0.16
243	1.785	1.229	1.246	-1.38	1.227	0.16
253	1.687	1.205	1.220	-1.24	1.202	0.25
263	1.589	1.180	1.192	-1.02	1.176	0.34
273	1.491	1.154	1.164	-0.87	1.149	0.43
283	1.393	1.127	1.134	-0.62	1.122	0.44
293	1.295	1.098	1.103	-0.46	1.094	0.36
303	1.197	1.067	1.071	-0.37	1.064	0.28
313	1.099	1.035	1.037	-0.19	1.033	0.19
323	1.001	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
333	0.903	0.963	0.962	0.10	0.962	0.10
343	0.805	0.922	0.921	0.11	0.920	0.22
353	0.707	0.878	0.877	0.11	0.875	0.34

363	0.609	0.829	0.828	0.12	0.826	0.36
373	0.511	0.774	0.775	-0.13	0.771	0.39
383	0.413	0.712	0.715	-0.42	0.709	0.42
393	0.315	0.640	0.645	-0.78	0.637	0.47
403	0.217	0.552	0.560	-1.45	0.550	0.36
413	0.119	0.437	0.446	-2.06	0.433	0.92
Среднее значение				-0.86		0.28

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица 3.5.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования изо-бутена [156, 157] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
140	2.771	1.493	1.473	1.34	1.510	-1.14
150	2.672	1.466	1.453	0.89	1.486	-1.36
160	2.572	1.439	1.432	0.49	1.462	-1.60
170	2.472	1.414	1.411	0.21	1.437	-1.63
180	2.373	1.388	1.389	-0.07	1.412	-1.73
190	2.273	1.363	1.366	-0.22	1.386	-1.69
200	2.173	1.339	1.343	-0.30	1.360	-1.57
210	2.074	1.314	1.319	-0.38	1.334	-1.52
220	1.974	1.289	1.295	-0.47	1.307	-1.40
230	1.874	1.264	1.270	-0.47	1.279	-1.19
240	1.775	1.238	1.244	-0.48	1.251	-1.05
250	1.675	1.212	1.217	-0.41	1.222	-0.83
260	1.576	1.185	1.189	-0.34	1.193	-0.68
270	1.476	1.157	1.159	-0.17	1.162	-0.43
280	1.376	1.127	1.129	-0.18	1.131	-0.35
290	1.277	1.097	1.097	0.00	1.098	-0.09
300	1.177	1.064	1.064	0.00	1.064	0.00
310	1.077	1.029	1.029	0.00	1.029	0.00
320	0.978	0.992	0.991	0.10	0.991	0.10
330	0.878	0.953	0.952	0.10	0.952	0.10
340	0.778	0.910	0.909	0.11	0.908	0.22
350	0.679	0.862	0.863	-0.12	0.862	0.00
360	0.579	0.810	0.812	-0.25	0.810	0.00
370	0.479	0.752	0.756	-0.53	0.752	0.00
380	0.380	0.685	0.692	-1.02	0.686	-0.15
390	0.280	0.606	0.616	-1.65	0.609	-0.50
400	0.180	0.507	0.522	-2.96	0.511	-0.79
410	0.081	0.368	0.384	-4.35	0.372	-1.09
Среднее значение				-0.40		-0.73

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

Результаты, полученные для углеводородных соединений (алканы, алкены и их производные) позволяют предполагать, что разработанная методика может быть применена и для смесей углеводородов [112]. При этом внешний вид расчетной формулы сохраняется [114, результаты были получены в соавторстве с Арутюновым Б.А., Раевой В.М. и Фролковой А.К.]:

$$\frac{\Delta H_{см}}{\Delta H_{mсм}} = f \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_{mсм}} \right] . \quad (3.11)$$

Здесь  $\tau = \frac{T_{кип см}}{T_{ксм}}$ ;  $\tau_m = \frac{T_{mсм}}{T_{ксм}}$ ;  $T_{mсм} = 0.76 T_{ксм}$ ,  $T_{кип см}$  – температура кипения смеси;  $T_{ксм}$  – критическая температура двухкомпонентной смеси, которая определялась по выражению (3.11а) [10]:

$$T_k = \sum \Phi_i T_{ki}, \quad (3.11a)$$

где  $\Phi_i = \frac{y_i T_{ki}}{\sum y_i V_{ki}}$ .

$$\frac{\Delta H_{см}}{\Delta H_{mсм}} = -0.1718 \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{mсм}} \right)^2 + 0.7681 \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{mсм}} \right) + 0.4053 \quad (3.11б)$$

$$\frac{\Delta H_{см}}{\Delta H_{mсм}} = -0.1634 \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{mсм}} \right)^2 + 0.754 \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{mсм}} \right) + 0.41 \quad (3.11в)$$

Расчеты по уравнениям (3.11а) и (3.11б) дают погрешность до 2.0% в интервале  $0.59 < \tau < 0.86$ . Следует отметить, что предлагаемая методика в настоящей работе позволяет расширить интервал расчетов. В таблице 3.6 приводится пример расчета смеси с использованием методики работы [112].

**Таблица 3.6.** Сопоставление расчетных значений теплоты парообразования и данных, рассчитанных с помощью программы PRO/II по уравнениям (3.11б) и (3.11в), для смеси пентан (0.8) – гексан (0.2)

$T_{см}, K$	$\Delta H_{см} \text{ эксп,}$ кДж/кг	$\frac{\Delta H_{см}}{\Delta H_{mсм}}$	$\frac{T_{см}}{T_{ксм}}$	$\frac{1-\tau}{1-\tau_{mсм}}$	$\Delta H_{см} \text{ расч,}$ кДж/кг	$\delta_1, \%$	$\delta_2, \%$
300	365.4	1.174	0.627	1.505	364.9	-0.15	-0.17
310	357.3	1.148	0.648	1.421	357.9	0.18	0.16
320	348.8	1.121	0.668	1.337	350.2	0.39	0.38
330	340.0	1.093	0.689	1.252	341.7	0.49	0.48
340	330.9	1.063	0.710	1.168	332.5	0.48	0.47
350	321.3	1.032	0.731	1.084	322.5	0.37	0.36

360	311.2	1.000	0.752	1.000	311.7	0.16	0.15
370	300.6	0.966	0.773	0.916	300.2	-0.13	-0.15
380	289.4	0.930	0.794	0.832	288.0	-0.49	-0.51
390	277.4	0.891	0.815	0.747	274.9	-0.88	-0.90
400	264.5	0.850	0.836	0.663	261.1	-1.25	-1.28
410	250.4	0.805	0.857	0.579	246.6	-1.53	-1.56
420	235.0	0.755	0.877	0.495	231.3	-1.57	-1.61
430	217.6	0.699	0.898	0.410	215.2	-1.11	-1.16
440	197.6	0.635	0.919	0.326	198.4	0.40	0.34
450	173.3	0.557	0.940	0.242	180.8	4.36	4.28

В химической технологии важное место занимают сложные системы. К таким системам относятся нефти, газовые конденсаты, природный газ и продукты их переработки. Попытка применить описанный метод к расчету свойств газовых конденсатов оказалась успешной. Для газовых конденсатов  $T_{ксм}$  определялась по методу Риизи и Доуберта, рекомендованному в монографии [111]

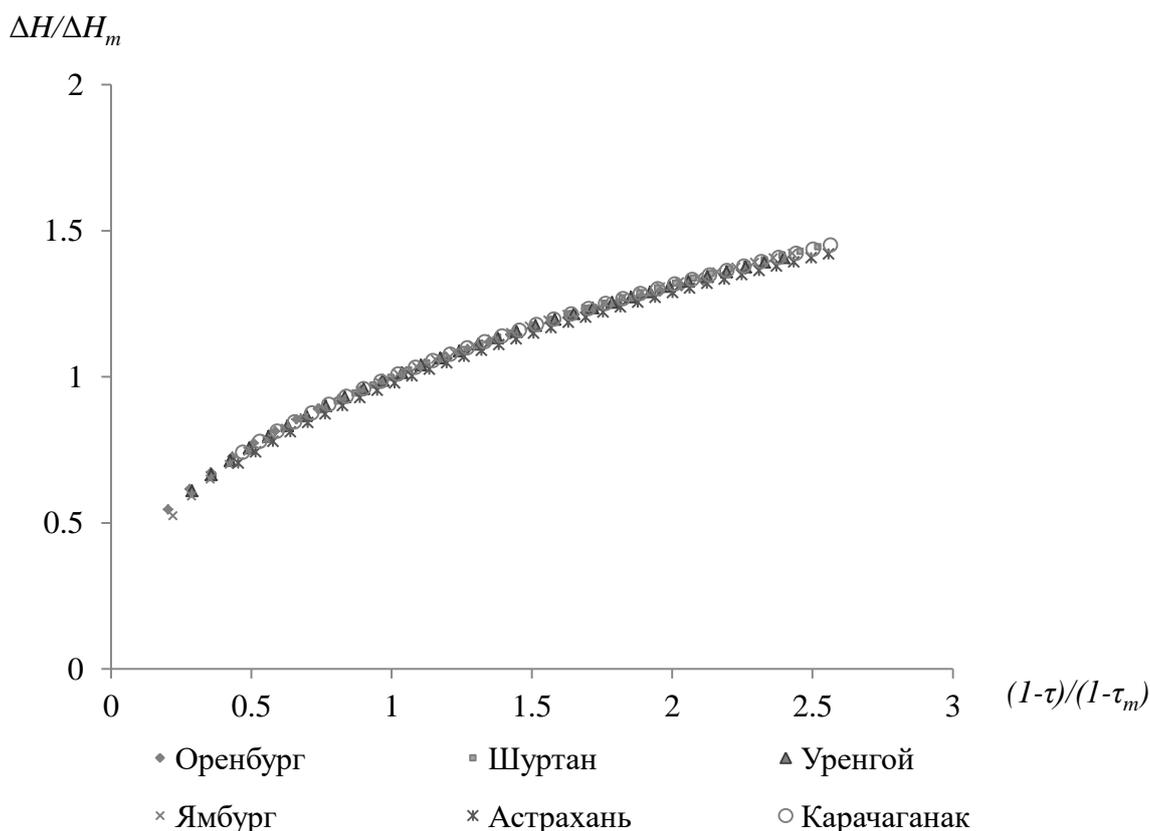


Рис. 3.5. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры для газовых конденсатов

Результаты аппроксимации позволили получить расчетную формулу

вида:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1 - \tau}{1 - \tau_m} \right]^{0.39} \quad (3.12)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.997$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных данных по формуле (3.12) показал, что погрешность на интервале  $0.38 < \tau < 0.96$  составляет менее 1.0 % (табл. 3.7).

**Таблица 3.7.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования газовых конденсатов при разных значениях температуры

Месторождение	$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
Оренбург [111, 138]	250	2.261	1.367	1.375	-0.59
	270	2.109	1.330	1.338	-0.60
	290	1.957	1.293	1.299	-0.46
	310	1.804	1.253	1.259	-0.48
	330	1.652	1.213	1.216	-0.25
	350	1.499	1.166	1.171	-0.43
	370	1.347	1.119	1.123	-0.36
	390	1.195	1.069	1.072	-0.28
	410	1.042	1.015	1.016	-0.10
	430	0.890	0.955	0.955	0.00
	450	0.737	0.891	0.888	0.34
	470	0.585	0.814	0.811	0.37
	490	0.432	0.727	0.721	0.83
	510	0.280	0.615	0.609	0.98
Шуртан [111, 138]	250	2.582	1.459	1.448	0.75
	270	2.455	1.431	1.419	0.84
	290	2.328	1.401	1.390	0.79
	310	2.201	1.370	1.360	0.73
	330	2.075	1.338	1.329	0.67
	350	1.948	1.305	1.297	0.61
	370	1.821	1.270	1.263	0.55
	390	1.694	1.235	1.228	0.57
	410	1.567	1.197	1.192	0.42
	430	1.441	1.157	1.153	0.35
	450	1.314	1.116	1.112	0.36
470	1.187	1.071	1.069	0.19	

	490	1.060	1.024	1.023	0.10	
	510	0.933	0.973	0.974	-0.10	
	530	0.807	0.917	0.920	-0.33	
	550	0.680	0.856	0.860	-0.47	
	570	0.553	0.787	0.794	-0.89	
	590	0.426	0.710	0.717	-0.99	
Уренгой [111, 138]	250	2.466	1.423	1.422	0.07	
	270	2.330	1.392	1.391	0.07	
	290	2.194	1.360	1.358	0.15	
	310	2.057	1.326	1.325	0.08	
	330	1.921	1.291	1.290	0.08	
	350	1.785	1.254	1.254	0.00	
	370	1.649	1.216	1.215	0.08	
	390	1.513	1.176	1.175	0.09	
	410	1.377	1.134	1.133	0.09	
	430	1.241	1.088	1.088	0.00	
	450	1.105	1.040	1.040	0.00	
	470	0.969	0.988	0.988	0.00	
	490	0.833	0.931	0.931	0.00	
	510	0.697	0.868	0.869	-0.12	
	530	0.561	0.796	0.798	-0.25	
	550	0.425	0.713	0.716	-0.42	
	Ямбург [111, 138]	250	2.494	1.439	1.428	0.76
		270	2.361	1.408	1.398	0.71
290		2.227	1.376	1.366	0.73	
310		2.093	1.342	1.334	0.60	
330		1.959	1.308	1.300	0.61	
350		1.825	1.272	1.265	0.55	
370		1.692	1.234	1.228	0.49	
390		1.558	1.194	1.189	0.42	
410		1.424	1.152	1.148	0.35	
430		1.290	1.108	1.105	0.27	
450		1.157	1.060	1.058	0.19	
470		1.023	1.009	1.009	0.00	
490		0.889	0.954	0.955	-0.10	
510		0.755	0.893	0.896	-0.34	
530		0.621	0.824	0.831	-0.85	
550		0.488	0.749	0.756	-0.94	
Астрахань[111, 138]		250	2.620	1.471	1.456	1.02
		270	2.496	1.443	1.429	0.97
	290	2.372	1.415	1.401	0.99	
	310	2.248	1.385	1.372	0.94	
	330	2.124	1.354	1.342	0.89	
	350	2.001	1.322	1.311	0.83	

	370	1.877	1.288	1.278	0.78
	390	1.753	1.254	1.245	0.72
	410	1.629	1.217	1.210	0.58
	430	1.506	1.179	1.173	0.51
	450	1.382	1.139	1.134	0.44
	470	1.258	1.097	1.094	0.27
	490	1.134	1.052	1.050	0.19
	510	1.011	1.004	1.004	0.00
	530	0.887	0.952	0.954	-0.21
	550	0.763	0.896	0.900	-0.45
	570	0.639	0.833	0.840	-0.84
	590	0.515	0.765	0.772	-0.92
Карачаганак [111, 138]	250	2.626	1.465	1.457	0.55
	270	2.503	1.437	1.430	0.49
	290	2.379	1.408	1.402	0.43
	310	2.256	1.379	1.373	0.44
	330	2.133	1.349	1.344	0.37
	350	2.010	1.318	1.313	0.38
	370	1.886	1.285	1.281	0.31
	390	1.763	1.251	1.248	0.24
	410	1.640	1.216	1.213	0.25
	430	1.517	1.179	1.176	0.25
	450	1.393	1.140	1.138	0.18
	470	1.270	1.099	1.098	0.09
	490	1.147	1.056	1.055	0.09
	510	1.024	1.009	1.009	0.00
	530	0.900	0.960	0.960	0.00
	550	0.777	0.906	0.906	0.00
570	0.654	0.846	0.847	-0.12	
590	0.531	0.779	0.781	-0.26	
Среднее значение					-0.30

### 3.2. Расчет зависимостей теплоты парообразования от плотности и температуры для фреонов и их смесей

В настоящей работе исследовано 84 фреонов одно-, двух-, трех- и четырехкомпонентных фреонов. Используя экспериментальные данные для чистых фреонов [116-136, 160-170], были получены расчетные формулы для определения теплоты парообразования через разность приведенной плотности и температуры. Примеры результатов обработки экспериментальных данных для чистых фреонов и их смесей представлена в таблицах главы 3 настоящей работы и приложении. Все расчетные данные искомым свойств для большинства исследованных веществ приведены в приложении настоящей работы.

На рисунке 3.6 представлена зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной разности плотности для чистых фреонов

Степенной характер изменения  $\Delta H$  в функции температуры (3.1) сохраняется, но показатель степени изменяется:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left( \frac{\Delta \rho}{\Delta \rho_m} \right)^{1.19} \quad (3.13)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.997$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных данных фреонов по формуле (3.13) показал, что погрешность на интервале  $0.38 < \tau < 0.96$  в основном не превышает 1.0% , редко – доходит до 2.0% (табл. 3.8 – 3.10, П.14 – П.17).

Показатели степени для углеводородов в уравнении (3.2)  $n = 1.24$ , а для фреонов (3.13)  $n = 1.19$ .

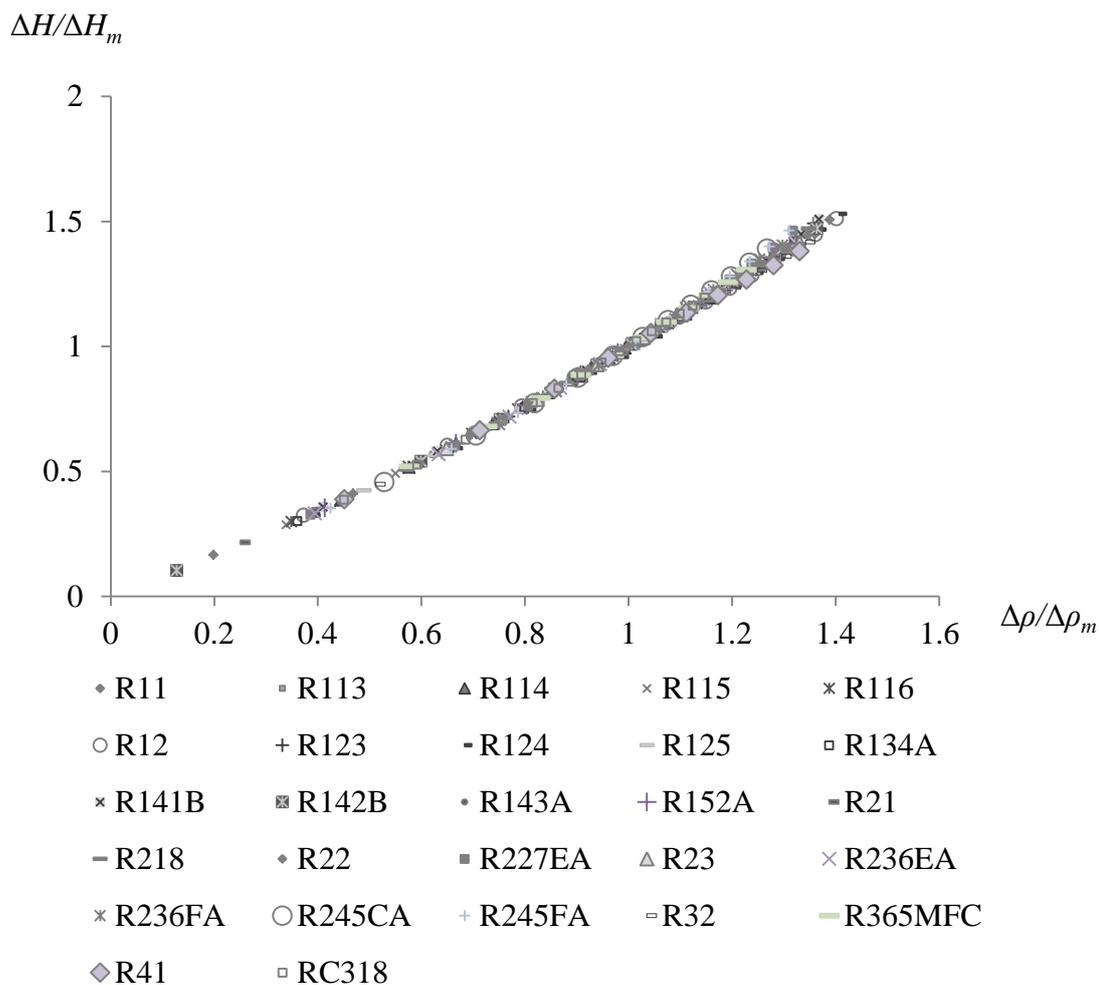


Рис. 3.6. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной разности плотности для фреонов

**Таблица 3.8.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R115 [120] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, \text{K}$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	1.240	1.296	1.292	0.31
190	1.217	1.267	1.263	0.32
200	1.193	1.238	1.234	0.32
210	1.169	1.208	1.204	0.33
220	1.143	1.176	1.173	0.26
230	1.117	1.144	1.141	0.26
240	1.089	1.109	1.107	0.18
250	1.059	1.073	1.071	0.19

260	1.028	1.033	1.033	0.00
270	0.993	0.991	0.992	-0.10
280	0.955	0.945	0.946	-0.11
290	0.912	0.895	0.897	-0.22
300	0.865	0.838	0.841	-0.36
310	0.810	0.774	0.778	-0.52
320	0.744	0.700	0.703	-0.43
330	0.662	0.610	0.613	-0.49
340	0.550	0.491	0.491	0.00
Среднее значение				0.00

**Таблица 3.9.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R114 [119] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
280	1.100	1.125	1.121	0.36
290	1.076	1.094	1.091	0.27
300	1.051	1.063	1.061	0.19
310	1.023	1.029	1.028	0.10
320	0.994	0.993	0.993	0.00
330	0.962	0.954	0.955	-0.10
340	0.927	0.911	0.914	-0.33
350	0.889	0.865	0.869	-0.46
360	0.845	0.813	0.819	-0.74
370	0.796	0.755	0.762	-0.93
380	0.738	0.689	0.696	-1.02
390	0.667	0.611	0.618	-1.15
400	0.576	0.515	0.519	-0.78
410	0.444	0.384	0.381	0.78
Среднее значение				-0.27

**Таблица 3.10.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R12 [116, 118, 162] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	1.361	1.447	1.443	0.28
160	1.321	1.390	1.392	-0.14
180	1.280	1.337	1.342	-0.37
200	1.239	1.285	1.290	-0.39

220	1.196	1.233	1.237	-0.32
240	1.150	1.177	1.180	-0.25
260	1.099	1.117	1.119	-0.18
280	1.042	1.050	1.050	0.00
300	0.975	0.971	0.971	0.00
320	0.896	0.878	0.877	0.11
340	0.794	0.761	0.760	0.13
360	0.650	0.604	0.599	0.83
Среднее значение				-0.03

Следуя порядку изложения материала, в дальнейшем была произведена замена переменной  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$  на  $\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$ .

По формуле (3.4) были обработаны экспериментальные данные по теплоте парообразования фреонов (рис. 3.7). Аппроксимирующее уравнение имеет вид:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.38} \quad (3.14)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Показатель степени совпадает с формулой Ватсона, в которой масштабное состояние выбрано при температуре кипения при  $P=0.1$  МПа. Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных данных фреонов по формуле (3.14) показал, что погрешность на интервале  $0.38 < \tau < 0.96$  составляет менее 1.5 % (табл. 3.11 – 3.13, П.18 – П.22).

В соответствии со схемой поиска нового коррелирующего параметра  $\omega$  по методу Питцера, расчетная формула должна быть представлена в виде уравнения (3.9). Обработка экспериментальных данных в виде представлена на рисунке 3.8.

Для расчета погрешности было получено аппроксимирующее уравнение вида:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.369} \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (3.15)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.997$ .

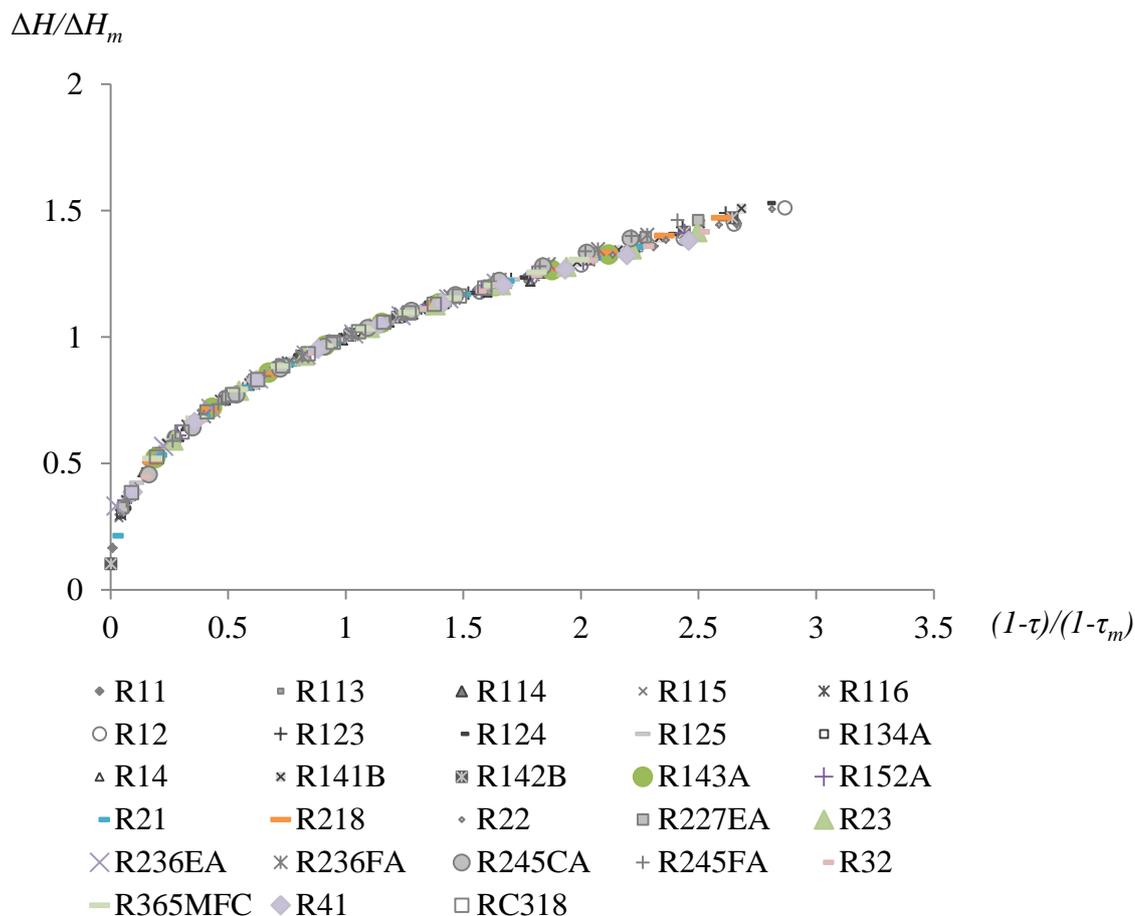


Рис. 3.7. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры для фреонов

Сравнение экспериментальных и рассчитанных по формуле (3.15) данных [116-136, 160-170] показало, что погрешность возрастает при самых низких и высоких температурах. В диапазоне измерения  $\tau$  от 0.4 до 0.9 не превышает 2.0%, чаще – менее 1.5% (табл. 3.11 – 3.13, П.18 – П.22). Следует отметить, что при самых низких и высоких температурах использование формулы (3.14) предпочтительнее, а при приближении к температуре  $T_m$  предпочтительнее формула (3.15) ввиду уменьшения погрешности.

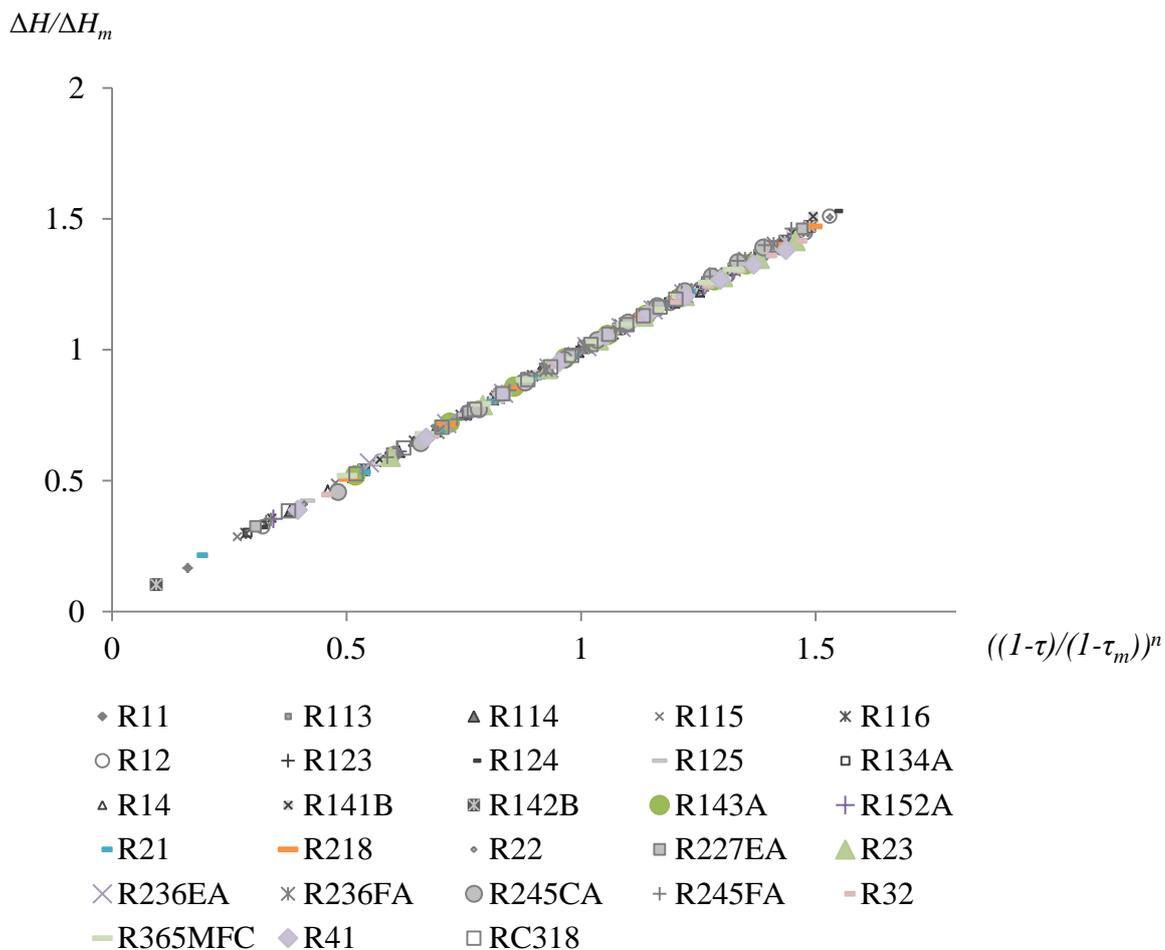


Рис. 3.8. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра для фреонов

**Таблица 3.11.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R115 [120] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, \text{ K}$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
180	2.043	1.296	1.312	-1.23	1.320	-1.85
190	1.925	1.267	1.282	-1.18	1.288	-1.66
200	1.807	1.238	1.252	-1.13	1.255	-1.37
210	1.689	1.208	1.220	-0.99	1.221	-1.08
220	1.571	1.176	1.187	-0.94	1.187	-0.94
230	1.453	1.144	1.152	-0.70	1.151	-0.61
240	1.335	1.109	1.116	-0.63	1.114	-0.45
250	1.217	1.073	1.077	-0.37	1.076	-0.28
260	1.099	1.033	1.036	-0.29	1.035	-0.19
270	0.981	0.991	0.993	-0.20	0.993	-0.20
280	0.863	0.945	0.945	0.00	0.947	-0.21
290	0.745	0.895	0.894	0.11	0.896	-0.11
300	0.627	0.838	0.837	0.12	0.839	-0.12

310	0.509	0.774	0.773	0.13	0.774	0.00
320	0.391	0.700	0.700	0.00	0.699	0.14
330	0.273	0.610	0.610	0.00	0.608	0.33
340	0.155	0.491	0.492	-0.20	0.488	0.61
350	0.037	0.285	0.284	0.35	0.278	2.46
Среднее значение				-0.40		-0.31

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);  
\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица 3.12.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R141В [133] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
190	2.509	1.448	1.418	2.07	1.435	0.90
210	2.334	1.394	1.380	1.00	1.391	0.22
230	2.160	1.344	1.340	0.30	1.347	-0.22
250	1.985	1.296	1.298	-0.15	1.301	-0.39
270	1.811	1.249	1.253	-0.32	1.254	-0.40
290	1.636	1.201	1.206	-0.42	1.205	-0.33
310	1.462	1.152	1.155	-0.26	1.153	-0.09
330	1.287	1.099	1.101	-0.18	1.099	0.00
350	1.113	1.041	1.041	0.00	1.040	0.10
370	0.938	0.977	0.976	0.10	0.977	0.00
390	0.764	0.904	0.903	0.11	0.904	0.00
410	0.589	0.819	0.818	0.12	0.820	-0.12
430	0.414	0.716	0.716	0.00	0.717	-0.14
450	0.240	0.581	0.581	0.00	0.581	0.00
470	0.065	0.357	0.355	0.56	0.352	1.40
Среднее значение				-0.40		0.06

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);  
\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица 3.13.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R12 [116, 118, 162] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
140	2.652	1.447	1.449	-0.14	1.461	-0.97
160	2.436	1.390	1.403	-0.94	1.410	-1.44
180	2.219	1.337	1.354	-1.27	1.358	-1.57
200	2.003	1.285	1.302	-1.32	1.303	-1.40
220	1.786	1.233	1.247	-1.14	1.245	-0.97
240	1.570	1.177	1.187	-0.85	1.185	-0.68
260	1.354	1.117	1.122	-0.45	1.120	-0.27
280	1.137	1.050	1.050	0.00	1.049	0.10

300	0.921	0.971	0.969	0.21	0.970	0.10
320	0.705	0.878	0.875	0.34	0.878	0.00
340	0.488	0.761	0.761	0.00	0.764	-0.39
360	0.272	0.604	0.610	-0.99	0.612	-1.32
Среднее значение				-0.55		-0.73

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);  
 \*\* - расчет по формуле (3.15)

### Смеси фреонов

По формуле (3.1) были обработаны экспериментальные данные по теплоте парообразования смесей фреонов (рис. 3.9). Аппроксимирующее уравнение имеет вид:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left( \frac{\Delta \rho}{\Delta \rho_m} \right)^{1.24} \quad (3.16)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных данных фреонов по формуле (3.16) показал, что погрешность на интервале  $0.36 < \tau < 0.94$  в основном составляет менее 1.0% , для некоторых смесей при высоких температурах погрешности увеличиваются до 1.2 % (табл. 3.15 – 3.16, П.23 – П.25).

**Таблица 3.15.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R402B [162, 166] по формуле (3.16)

$T, K$	$\frac{\Delta \rho}{\Delta \rho_m}$	$\left( \frac{\Delta H}{\Delta H_m} \right)_{\text{эксп}}$	$\left( \frac{\Delta H}{\Delta H_m} \right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
150	1.314	1.403	1.403	0.00
160	1.292	1.372	1.373	-0.07
170	1.269	1.341	1.344	-0.22
180	1.247	1.311	1.314	-0.23
190	1.224	1.281	1.284	-0.23
200	1.200	1.250	1.254	-0.32
210	1.176	1.219	1.222	-0.25
220	1.151	1.187	1.190	-0.25
230	1.124	1.154	1.156	-0.17
240	1.096	1.119	1.121	-0.18
250	1.067	1.082	1.083	-0.09

260	1.035	1.043	1.043	0.00
270	1.000	1.000	1.000	0.00
280	0.962	0.954	0.953	0.10
290	0.920	0.903	0.901	0.22
300	0.872	0.846	0.844	0.24
310	0.817	0.782	0.779	0.38
320	0.753	0.708	0.703	0.71
330	0.673	0.618	0.612	0.97
Среднее значение				0.05

**Таблица 3.16.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R403A [120, 146, 162] по формуле (3.16)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	1.366	1.466	1.472	-0.41
150	1.344	1.434	1.443	-0.63
160	1.321	1.403	1.412	-0.64
170	1.298	1.373	1.382	-0.66
180	1.276	1.343	1.352	-0.67
190	1.252	1.313	1.322	-0.69
200	1.229	1.282	1.291	-0.70
210	1.204	1.252	1.259	-0.56
220	1.179	1.220	1.226	-0.49
230	1.152	1.187	1.192	-0.42
240	1.124	1.152	1.156	-0.35
250	1.094	1.115	1.117	-0.18
260	1.061	1.075	1.077	-0.19
270	1.026	1.032	1.033	-0.10
280	0.988	0.986	0.985	0.10
290	0.946	0.934	0.933	0.11
300	0.898	0.878	0.875	0.34
310	0.844	0.814	0.810	0.49
320	0.780	0.741	0.735	0.81
330	0.702	0.651	0.645	0.92
Среднее значение				-0.17

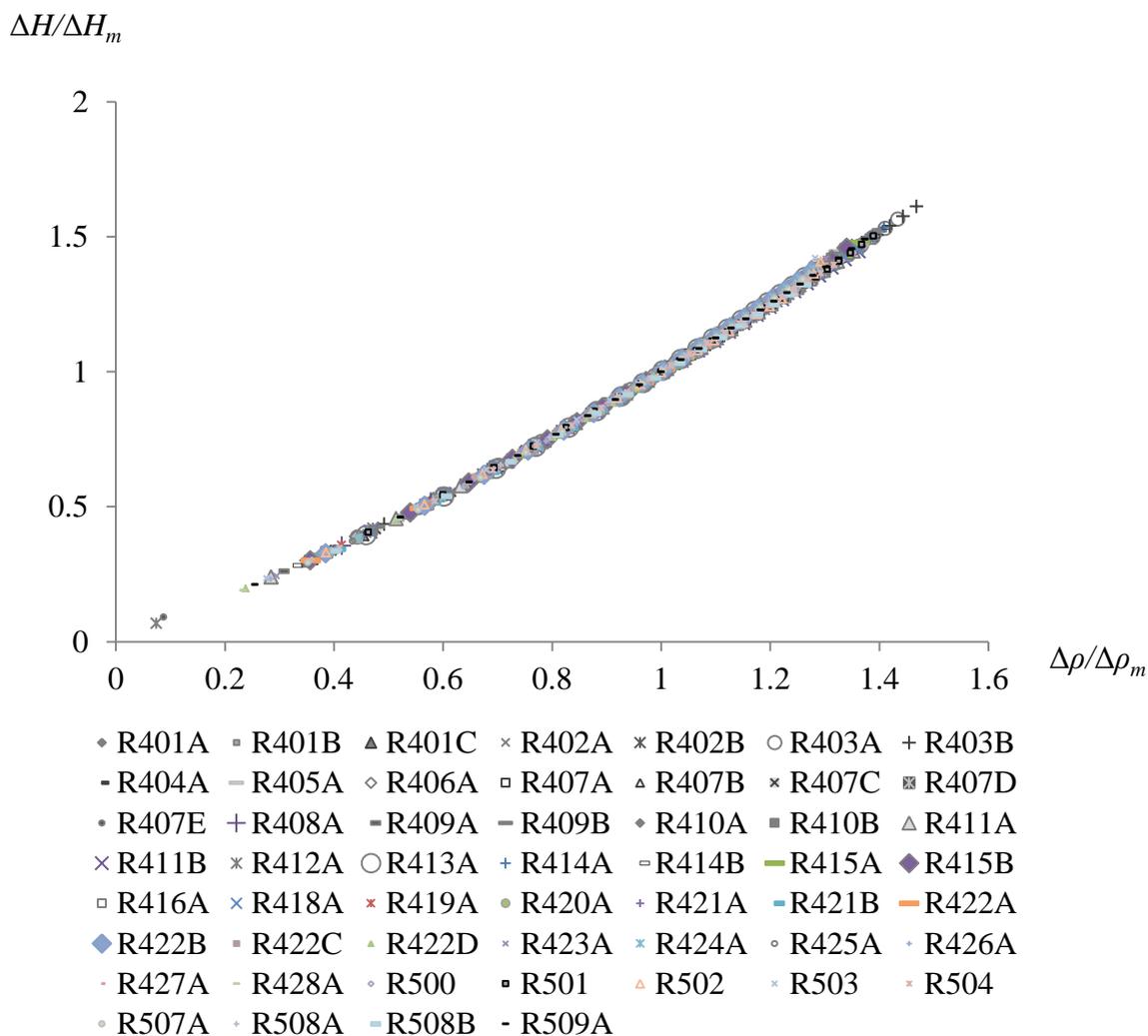


Рис. 3.9. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной разности плотности для смесей фреонов

После замены переменной  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$  на  $\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$  по формуле (3.4) были обработаны экспериментальные данные [116-136, 160-170] по теплоте парообразования смесей фреонов (рис. 3.10). Аппроксимирующее уравнение имеет вид:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.39} \quad (3.17)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных данных фреонов по формуле (3.17) показал, что погрешность в интервале  $0.36 < \tau < 0.96$  составляет менее 1.8 % (табл. 3.17 – 3.18, П.26 – П.31).

Для газовых конденсатов в уравнении (3.12) и для смесей фреонов (3.17) показатели степени  $n$  совпадают.

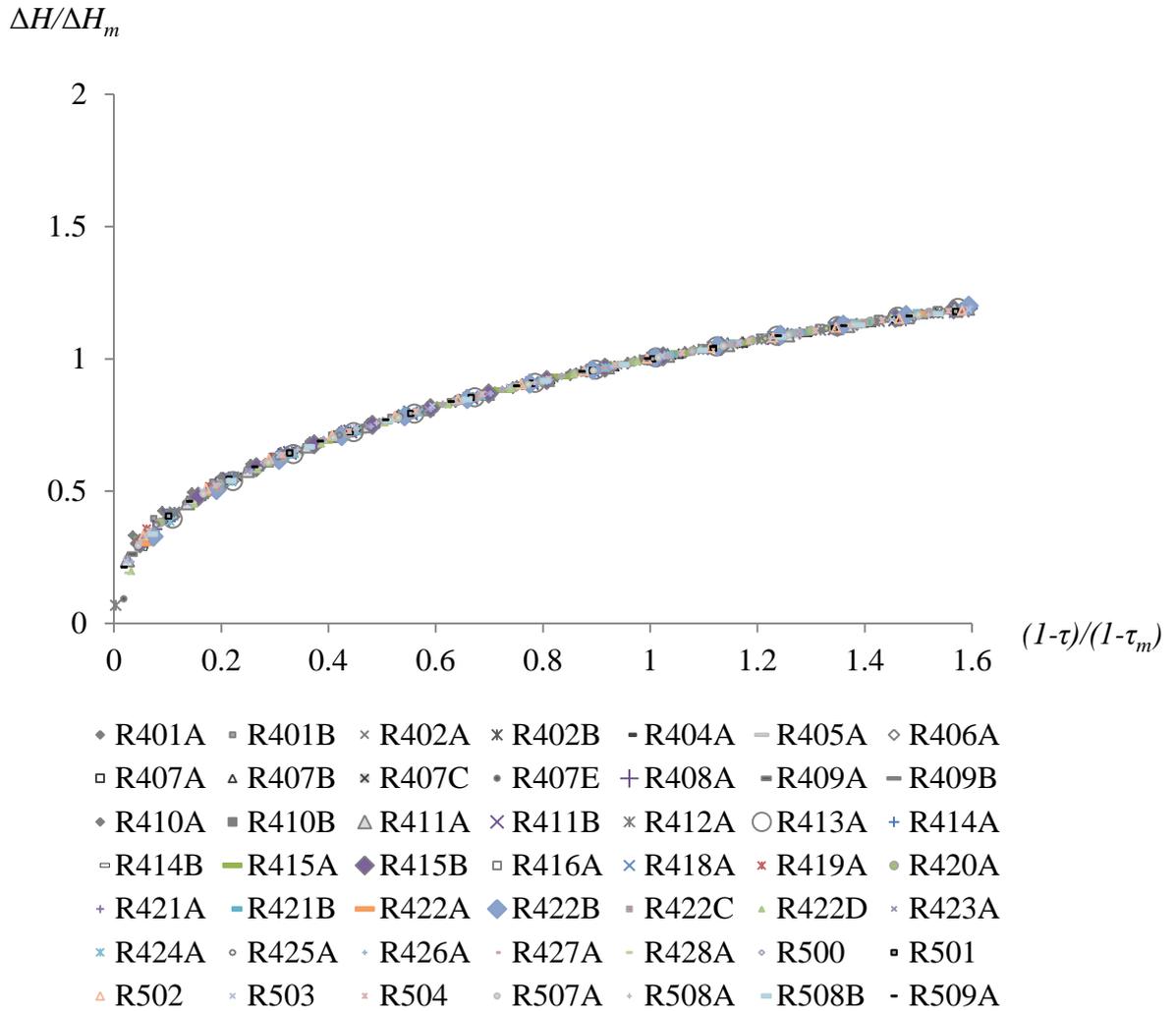


Рис. 3.10. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры для смесей фреонов

В соответствии со схемой поиска нового коррелирующего параметра  $\omega$  по методу Питцера, расчетная формула должна быть представлена в виде уравнения (3.9). Обработка экспериментальных данных представлена на рисунке 3.11.

Для расчета погрешности была выбрана аппроксимирующая кривая следующего вида:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{0.38} \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (3.18)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Сравнение экспериментальных и рассчитанных по формуле (3.18) данных показывает, что погрешность возрастает при самых низких температурах, но она не превышает 2.0%. Погрешность в интервале  $0.36 < \tau < 0.98$  в основном составляет менее 1.5% (табл. 3.17 – 3.18, П.26 – П.31). Сравнение результатов расчета по формуле Ватсона (когда показатель степени  $n=0.38$ ) и формуле (3.18) показывает, что введение коррелирующего параметра расширяет диапазон и приводит к уменьшению погрешности

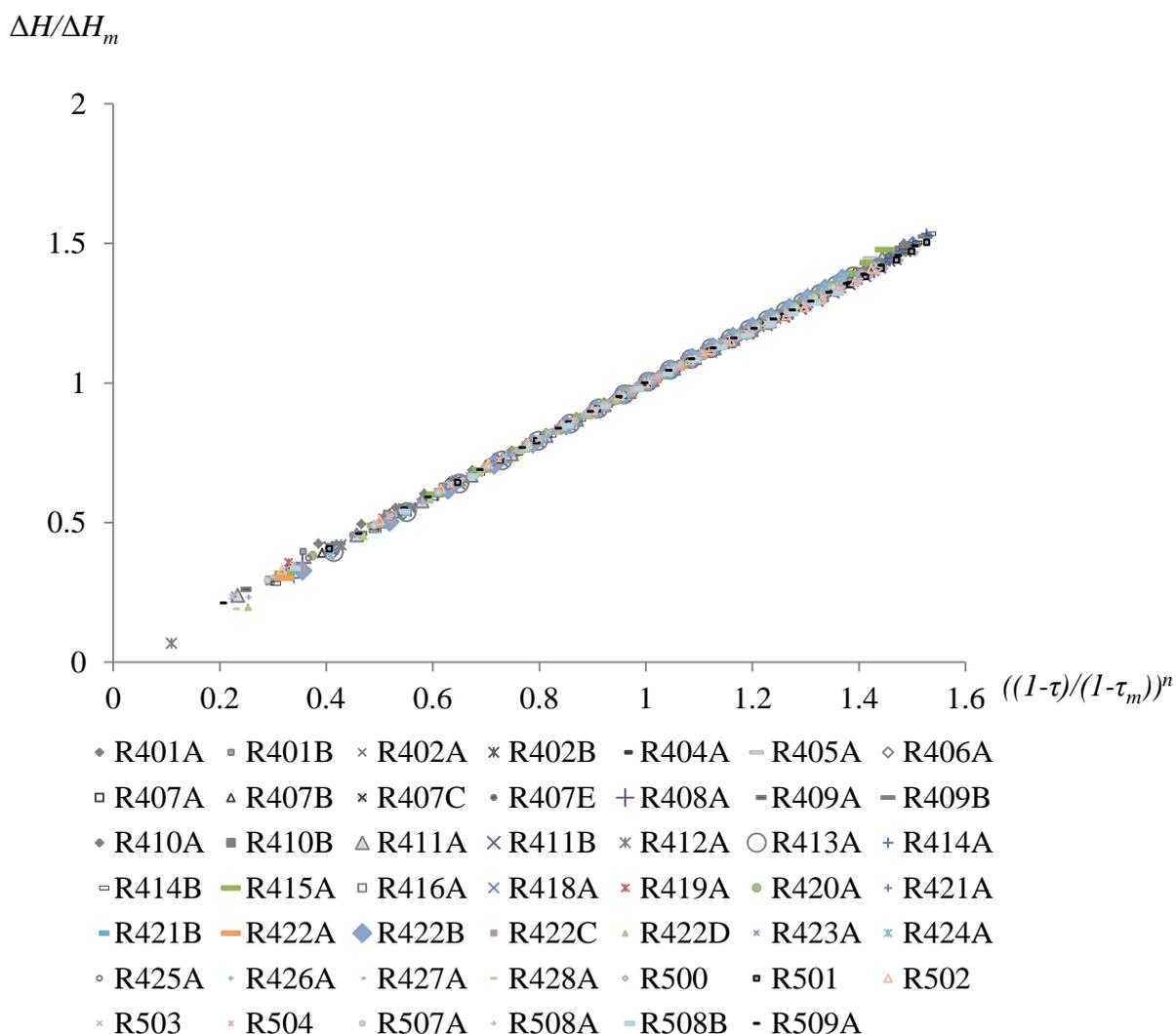


Рис. 3.11. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра для смесей фреонов

**Таблица 3.17.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R402A [162, 166] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
140	2.494	1.435	1.428	0.49	1.452	-1.18
150	2.374	1.401	1.401	0.00	1.420	-1.36
160	2.255	1.368	1.373	-0.37	1.388	-1.46
170	2.135	1.336	1.344	-0.60	1.356	-1.50
180	2.016	1.305	1.314	-0.69	1.323	-1.38
190	1.896	1.273	1.283	-0.79	1.289	-1.26
200	1.777	1.242	1.251	-0.72	1.255	-1.05
210	1.657	1.209	1.218	-0.74	1.219	-0.83
220	1.538	1.176	1.183	-0.60	1.183	-0.60
230	1.418	1.141	1.146	-0.44	1.145	-0.35
240	1.299	1.104	1.107	-0.27	1.106	-0.18
250	1.179	1.065	1.066	-0.09	1.065	0.00
260	1.060	1.022	1.023	-0.10	1.022	0.00
270	0.940	0.977	0.976	0.10	0.977	0.00
280	0.821	0.926	0.926	0.00	0.927	-0.11
290	0.701	0.871	0.871	0.00	0.872	-0.11
300	0.582	0.809	0.810	-0.12	0.811	-0.25
310	0.462	0.737	0.740	-0.41	0.740	-0.41
320	0.343	0.653	0.659	-0.92	0.657	-0.61
330	0.223	0.548	0.557	-1.64	0.554	-1.09
340	0.104	0.401	0.414	-3.24	0.407	-1.50
Среднее значение				-0.53		-0.73

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);

\*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица 3.18.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R402B [162, 166] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
150	2.410	1.403	1.409	-0.43	1.428	-1.78
160	2.293	1.372	1.382	-0.73	1.397	-1.82
170	2.176	1.341	1.354	-0.97	1.366	-1.86
180	2.059	1.311	1.325	-1.07	1.334	-1.75
190	1.942	1.281	1.295	-1.09	1.301	-1.56
200	1.825	1.250	1.264	-1.12	1.268	-1.44
210	1.707	1.219	1.232	-1.07	1.234	-1.23
220	1.590	1.187	1.198	-0.93	1.199	-1.01
230	1.473	1.154	1.163	-0.78	1.162	-0.69
240	1.356	1.119	1.126	-0.63	1.125	-0.54
250	1.239	1.082	1.087	-0.46	1.086	-0.37
260	1.122	1.043	1.046	-0.29	1.045	-0.19
270	1.005	1.000	1.002	-0.20	1.002	-0.20

280	0.888	0.954	0.955	-0.10	0.956	-0.21
290	0.771	0.903	0.903	0.00	0.905	-0.22
300	0.653	0.846	0.847	-0.12	0.848	-0.24
310	0.536	0.782	0.784	-0.26	0.785	-0.38
320	0.419	0.708	0.712	-0.56	0.712	-0.56
330	0.302	0.620	0.627	-1.13	0.625	-0.81
340	0.185	0.509	0.518	-1.77	0.514	-0.98
350	0.068	0.339	0.350	-3.24	0.344	-1.47
Среднее значение				-0.81		-0.92

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);  
 \*\* - расчет по формуле (3.18)

Следует отметить, что до температуры  $T_m$  использование формулы (3.17) предпочтительнее, а выше  $T_m$  предпочтительнее формула (3.18) ввиду уменьшения погрешности расчета.

## Глава 4.

# РАЗРАБОТКА ФОРМУЛ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ПОВЕРХНОСТОГО НАТЯЖЕНИЯ

### 4.1. Расчет зависимостей для расчета поверхностного натяжения от плотности и температуры для чистых углеводородов и газовых конденсатов

По методу, разработанному в главе 2 настоящей работы, обобщенное уравнение для поверхностного натяжения можно записать в виде:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = f\left(\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}\right) \quad (4.1)$$

и

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = f\left(\frac{1-\tau}{1-\tau_m}\right) \quad (4.2)$$

Обработка экспериментальных данных [104-106, 120, 143-158] в виде (4.1) представлена на рисунке 4.1 [159, результаты представлены в соавторстве с Арутюновым Б.А.]. В результате аппроксимации для чистых углеводородов было получено следующее степенное уравнение:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left(\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}\right)^4 \quad (4.3)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Сравнение расчетных по полученному уравнению (4.3) и экспериментальных данных показывает отклонения. Погрешность определения поверхностного натяжения по уравнению (4.3) в интервале  $0.8 < \frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} < 1.4$  не превышает 2.15%. В интервале  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} > 1.4$  погрешности возрастали. Поэтому для алканов  $C_3-C_5$ , алкенов и изомеров в интервале

$T > T_m$  введены два коррелирующих параметра:  $\omega$  и  $K$ , - которые зависят от формулы вещества. Уравнение принимает следующий вид:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left(\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}\right)^4 \left[1 - 1.315K\omega \left[\frac{T-T_m}{T_k}\right]\right], \quad (4.3a)$$

где для алканов  $C_3-C_5$  коэффициент  $K=1.2$ ;

для алкенов и изомеров  $K=2$ .

Результаты расчета представлены в таблицах 4.1 – 4.3 и в Приложении настоящей работы (табл. П.32 – П.33.)

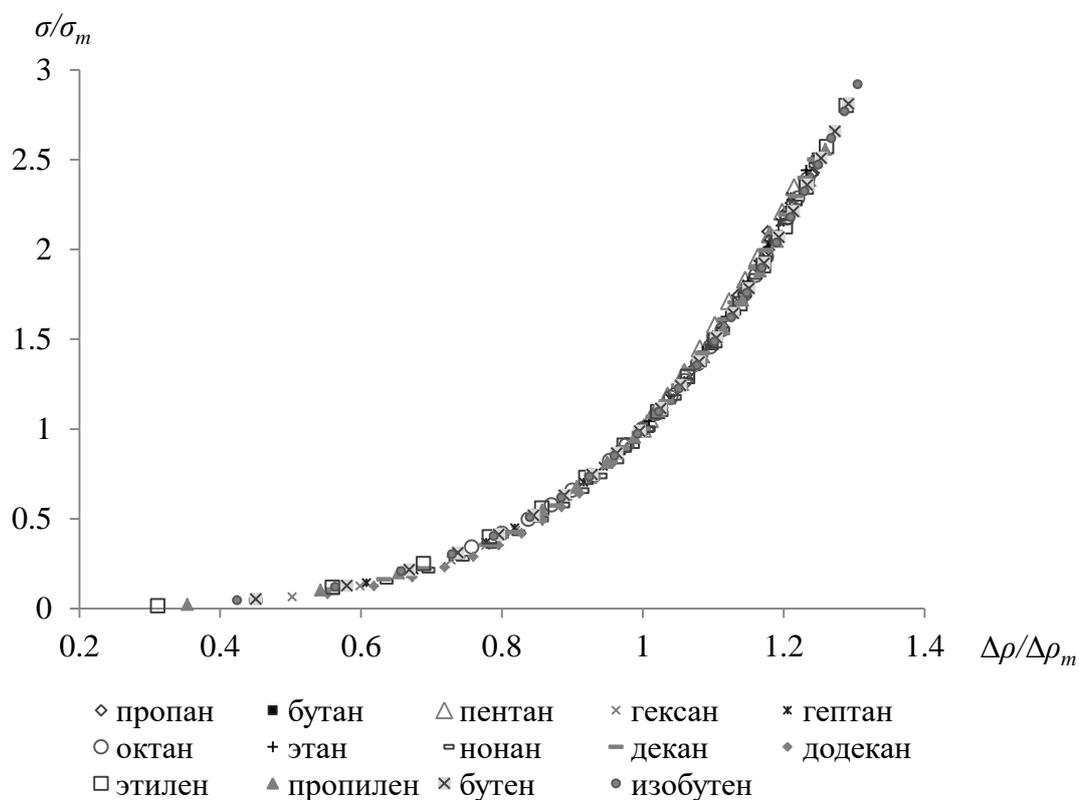


Рис. 4.1. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной разности плотности для чистых углеводородов

**Таблица 4.1.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения бутана [104-106, 144, 145] при  $T < T_m$  по формуле (4.3) и при  $T > T_m$  по формуле (4.3a)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
173	1.319	3.123	3.025	3.14
183	1.301	2.967	2.866	3.40
193	1.283	2.814	2.712	3.62

203	1.265	2.662	2.563	3.72
213	1.247	2.512	2.419	3.70
223	1.229	2.364	2.278	3.64
233	1.210	2.217	2.141	3.43
243	1.190	2.073	2.007	3.18
253	1.170	1.930	1.875	2.85
263	1.149	1.790	1.746	2.46
273	1.128	1.652	1.618	2.06
283	1.105	1.517	1.492	1.65
293	1.081	1.383	1.367	1.16
303	1.056	1.253	1.244	0.72
313	1.029	1.125	1.121	0.36
323	1.000	1.000	1.000	0.00
333	0.969	0.878	0.881	-0.34
343	0.934	0.760	0.764	-0.53
353	0.897	0.645	0.651	-0.93
363	0.855	0.535	0.540	-0.93
373	0.807	0.429	0.433	-0.93
383	0.753	0.328	0.331	-0.91
393	0.687	0.233	0.234	-0.43
403	0.606	0.146	0.145	0.68
413	0.492	0.068	0.066	2.94
Среднее значение				1.51

**Таблица 4.2.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения бутена [104, 109] при  $T < T_m$  по формуле (4.3) и при  $T > T_m$  по формуле (4.3а)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
150	1.368	3.437	3.507	-2.04
160	1.349	3.278	3.314	-1.10
170	1.330	3.121	3.130	-0.29
180	1.311	2.965	2.954	0.37
190	1.292	2.811	2.786	0.89
200	1.273	2.659	2.624	1.32
210	1.253	2.508	2.468	1.59
220	1.234	2.359	2.317	1.78
230	1.214	2.212	2.172	1.81
240	1.194	2.067	2.029	1.84
250	1.173	1.924	1.891	1.72
260	1.151	1.783	1.755	1.57
270	1.128	1.644	1.622	1.34
280	1.105	1.508	1.491	1.13

290	1.080	1.374	1.361	0.95
300	1.054	1.242	1.234	0.64
310	1.026	1.113	1.108	0.45
320	0.996	0.988	0.983	0.51
330	0.963	0.865	0.862	0.35
340	0.928	0.745	0.744	0.13
350	0.889	0.630	0.630	0.00
360	0.845	0.518	0.520	-0.39
370	0.795	0.411	0.414	-0.73
380	0.738	0.310	0.313	-0.97
390	0.668	0.215	0.217	-0.93
400	0.580	0.127	0.128	-0.79
410	0.451	0.051	0.051	0.00
Среднее значение				0.41

**Таблица 4.3.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения октана [104, 150, 152] при разных значениях температуры по формуле (4.3)

T, К	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
233	1.315	3.015	2.992	0.76
243	1.301	2.904	2.866	1.31
253	1.287	2.794	2.744	1.79
263	1.273	2.685	2.627	2.16
273	1.259	2.577	2.513	2.48
293	1.231	2.365	2.296	2.92
303	1.217	2.260	2.192	3.01
323	1.188	2.054	1.991	3.07
333	1.173	1.952	1.894	2.97
343	1.158	1.852	1.799	2.86
363	1.127	1.654	1.614	2.42
373	1.111	1.557	1.523	2.18
383	1.094	1.460	1.434	1.78
403	1.059	1.271	1.257	1.10
413	1.040	1.179	1.170	0.76
423	1.020	1.087	1.083	0.37
432.706	1.000	1.000	1.000	0.00
433	0.999	0.997	0.997	0.00
443	0.977	0.909	0.912	-0.33
453	0.954	0.821	0.827	-0.73
463	0.928	0.736	0.742	-0.82
473	0.901	0.652	0.659	-1.07
483	0.871	0.570	0.576	-1.05
493	0.838	0.490	0.494	-0.82

503	0.802	0.412	0.413	-0.24
513	0.760	0.337	0.334	0.89
Среднее значение				1.26

Погрешность определения приведенного поверхностного натяжения от приведенной плотности для углеводородов не превышает 2.0% в интервале  $0.4 < \tau < 0.95$ .

Обработка экспериментальных данных чистых углеводородов [104-106, 120, 143-159] в виде (4.2) представлена на рисунке 4.2.

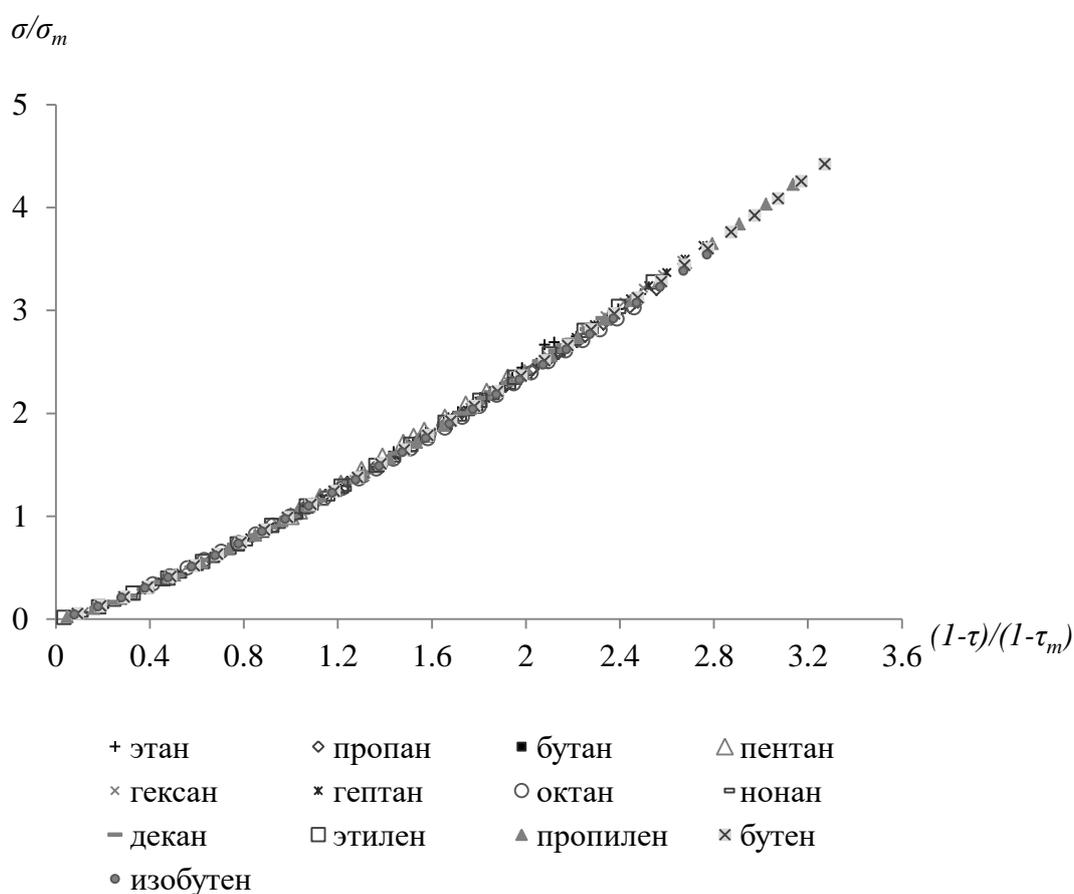


Рис. 4.2. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры для углеводородов

Наблюдается хорошее совпадение экспериментальных данных исследуемых углеводородов. Аппроксимирующая формула, полученная в результате обработки экспериментальных данных, имеет вид:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right)^{1.24} \quad (4.4)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.999$ .

Погрешность определения приведенного поверхностного натяжения от приведенной температуры не превышает 2.0% в интервале  $0.5 < \tau < 0.9$ .

Для корреляции результатов требуется ввести параметр, улучшающий сходимость результатов обработки. Анализ показал, что ни один из действующих параметров: критический фактор сжимаемости  $z_k$ , критерий Питцера  $\omega_p$ , критерий Филиппова  $A$  не могут привести к улучшению сходимости.

В нашем подходе построения обобщенной зависимости в качестве масштабов приведения выбраны параметры процесса, соответствующие минимуму свободной энергии и нужно было определить новый параметр при  $T=T_m$ .

По формуле (3.7) были получены значения коррелирующего параметра  $\omega$  для углеводородов, представленные в табл. 2.6. Используя новый коррелирующий параметр  $\omega$ , расчетная формула представляется в виде уравнения (4.5)

Для расчета погрешности была выбрана аппроксимирующая кривая следующего вида:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{1.197} \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (4.5)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.999$ .

Сравнение экспериментальных данных и расчетных по формуле (4.5) показывает рост погрешности при самых низких и высоких температурах (рис. 4.3). В диапазоне изменения  $0.5 < \tau < 0.96$  погрешность расчетных значений чаще не превышает 2.0% (табл. 4.4 – 4.6 и П.34 – П.36).

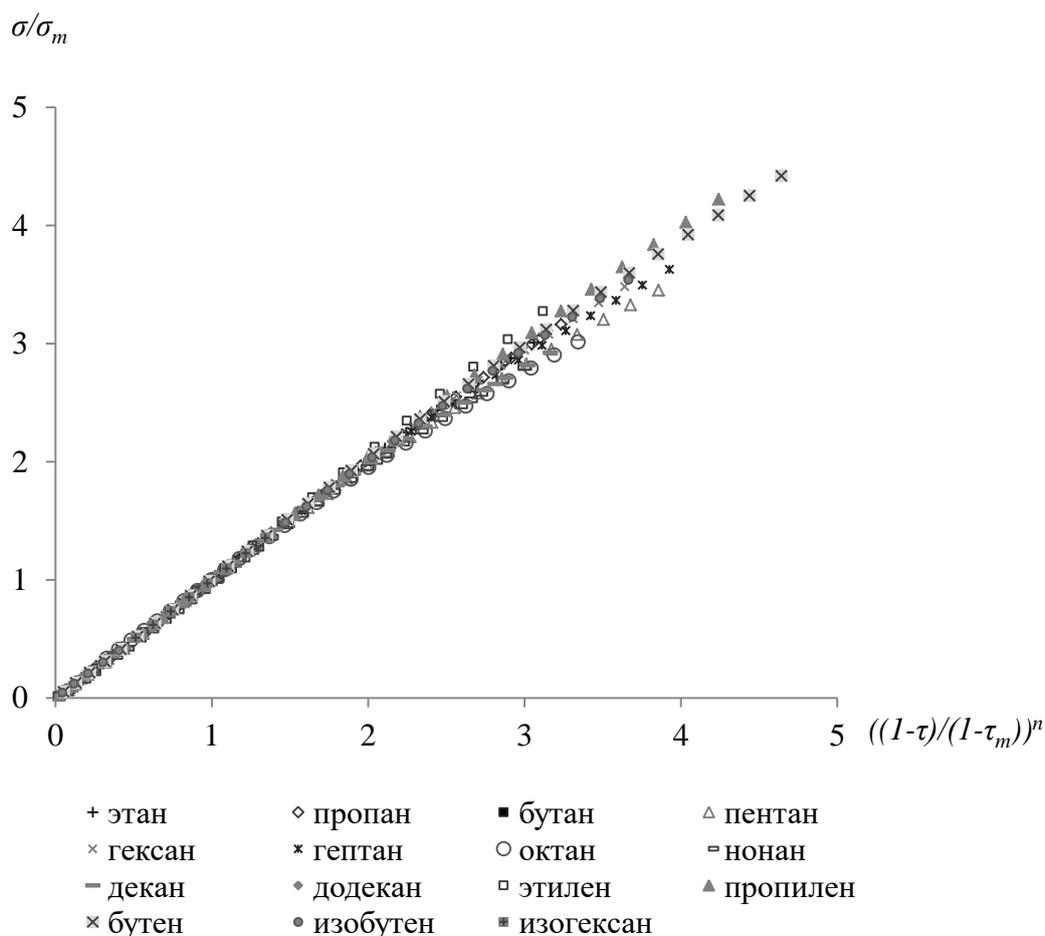


Рис. 4.3. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра для углеводородов

**Таблица 4.4.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения этана [104-106, 144, 145] при разных значениях температуры по формуле (4.4) и (4.5)

$T, \text{ К}$	$\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
120	2.530	3.069	3.161	-3.00	3.126	-1.86
123	2.489	3.011	3.098	-2.89	3.061	-1.66
130	2.394	2.876	2.951	-2.61	2.913	-1.29
133	2.353	2.818	2.889	-2.52	2.85	-1.14
143	2.216	2.626	2.683	-2.17	2.643	-0.65
150	2.121	2.493	2.540	-1.89	2.501	-0.32
153	2.080	2.436	2.480	-1.81	2.441	-0.21
160	1.984	2.303	2.339	-1.56	2.302	0.04
163	1.944	2.247	2.280	-1.47	2.243	0.18
173	1.807	2.059	2.083	-1.17	2.05	0.44
180	1.712	1.929	1.947	-0.93	1.918	0.57
183	1.671	1.873	1.890	-0.91	1.861	0.64
190	1.575	1.745	1.757	-0.69	1.732	0.74
200	1.439	1.563	1.570	-0.45	1.551	0.77
210	1.303	1.384	1.388	-0.29	1.374	0.72

220	1.166	1.209	1.210	-0.08	1.203	0.50
230	1.030	1.037	1.037	0.00	1.036	0.10
232.18	1.000	1.000	1.000	0.00	1	0.00
240	0.893	0.870	0.869	0.11	0.874	-0.46
250	0.757	0.708	0.708	0.00	0.716	-1.13
260	0.621	0.553	0.553	0.00	0.563	-1.81
270	0.484	0.405	0.407	-0.49	0.417	-2.96
280	0.348	0.267	0.270	-1.12	0.279	-4.49
290	0.211	0.142	0.146	-2.82	0.152	-7.04
300	0.075	0.038	0.040	-5.26	0.043	-13.16
Среднее значение				-1.39		-1.26

Примечания: \* - расчет по формуле (4.4);  
 \*\* - расчет по формуле (4.5)

**Таблица 4.5.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения пропана [104, 106, 146, 147] при разных значениях температуры по формуле (4.4) и (4.5)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
143	2.556	3.164	3.202	-1.20	3.234	-2.21
150	2.477	3.046	3.080	-1.12	3.102	-1.84
153	2.444	2.996	3.028	-1.07	3.046	-1.67
160	2.365	2.880	2.907	-0.94	2.917	-1.28
163	2.331	2.830	2.856	-0.92	2.863	-1.17
170	2.252	2.715	2.737	-0.81	2.737	-0.81
173	2.218	2.665	2.686	-0.79	2.684	-0.71
180	2.140	2.551	2.568	-0.67	2.561	-0.39
183	2.106	2.502	2.518	-0.64	2.509	-0.28
189.5	2.033	2.397	2.410	-0.54	2.397	0.00
190	2.027	2.388	2.402	-0.59	2.389	-0.04
193	1.993	2.340	2.352	-0.51	2.338	0.09
200	1.914	2.228	2.237	-0.40	2.221	0.31
203	1.881	2.180	2.188	-0.37	2.171	0.41
210	1.802	2.068	2.075	-0.34	2.056	0.58
213	1.768	2.021	2.027	-0.30	2.008	0.64
216.54	1.728	1.965	1.971	-0.31	1.951	0.71
220	1.689	1.911	1.916	-0.26	1.896	0.78
223	1.655	1.864	1.868	-0.21	1.849	0.80
230	1.577	1.756	1.759	-0.17	1.74	0.91
231.1	1.564	1.739	1.741	-0.12	1.723	0.92
233	1.543	1.710	1.712	-0.12	1.694	0.94
248.06	1.373	1.481	1.482	-0.07	1.468	0.88
259.83	1.241	1.307	1.306	0.08	1.297	0.77
268.05	1.148	1.187	1.187	0.00	1.18	0.59
275.24	1.067	1.084	1.084	0.00	1.081	0.28
281.192	1.000	1.000	1.000	0.00	1	0.00
281.44	0.997	0.997	0.997	0.00	0.997	0.00
286.9	0.936	0.921	0.921	0.00	0.923	-0.22
291.83	0.880	0.853	0.854	-0.12	0.858	-0.59

296.3	0.830	0.793	0.794	-0.13	0.799	-0.76
300.44	0.783	0.737	0.739	-0.27	0.745	-1.09
317.42	0.592	0.520	0.522	-0.38	0.53	-1.92
330.7	0.442	0.360	0.364	-1.11	0.371	-3.06
341.71	0.318	0.238	0.242	-1.68	0.247	-3.78
351.23	0.211	0.142	0.145	-2.11	0.149	-4.93
359.61	0.117	0.067	0.070	-4.48	0.072	-7.46
Среднее значение				-0.61		-0.66

Примечания: \* - расчет по формуле (4.4);

\*\* - расчет по формуле (4.5)

**Таблица 4.6.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения гексана [104, 150] при разных значениях температуры по формуле (4.4) и (4.5)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
183	2.665	3.483	3.372	3.19	3.642	-4.57
193	2.583	3.347	3.244	3.08	3.475	-3.82
203	2.501	3.213	3.117	2.99	3.313	-3.11
213	2.419	3.079	2.990	2.89	3.155	-2.47
223	2.337	2.947	2.865	2.78	3.001	-1.83
233	2.255	2.816	2.741	2.66	2.851	-1.24
243	2.173	2.686	2.618	2.53	2.706	-0.74
253	2.091	2.558	2.496	2.42	2.564	-0.23
263	2.009	2.431	2.375	2.30	2.426	0.21
273	1.927	2.305	2.255	2.17	2.292	0.56
283	1.845	2.181	2.137	2.02	2.161	0.92
290	1.787	2.094	2.055	1.86	2.072	1.05
293	1.763	2.058	2.020	1.85	2.034	1.17
303	1.681	1.936	1.904	1.65	1.910	1.34
313	1.599	1.817	1.789	1.54	1.790	1.49
323	1.517	1.699	1.676	1.35	1.672	1.59
333	1.435	1.583	1.564	1.20	1.558	1.58
343	1.353	1.468	1.454	0.95	1.447	1.43
353	1.270	1.356	1.346	0.74	1.338	1.33
363	1.188	1.245	1.239	0.48	1.232	1.04
373	1.106	1.137	1.134	0.26	1.130	0.62
383	1.024	1.031	1.030	0.10	1.029	0.19
385.966	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
393	0.942	0.927	0.929	-0.22	0.931	-0.43
403	0.860	0.826	0.830	-0.48	0.834	-0.97
413	0.778	0.727	0.733	-0.83	0.738	-1.51
423	0.696	0.632	0.638	-0.95	0.643	-1.74
433	0.614	0.539	0.546	-1.30	0.550	-2.04
443	0.532	0.450	0.457	-1.56	0.460	-2.22
453	0.450	0.364	0.372	-2.20	0.372	-2.20
463	0.368	0.282	0.289	-2.48	0.289	-2.48
473	0.286	0.206	0.212	-2.91	0.209	-1.46
483	0.204	0.134	0.139	-3.73	0.136	-1.49

493	0.122	0.070	0.074	-5.71	0.070	0.00
Среднее значение				0.55		-0.59

Примечания: \* - расчет по формуле (4.4);  
\*\* - расчет по формуле (4.5)

### Газовые конденсаты

Анализ работ, посвященных разработке методов расчета температурной зависимости поверхностного натяжения многокомпонентных смесей органических веществ позволил получить обобщенную зависимость для определения поверхностного натяжения от температуры  $\sigma(T)$  с максимальной погрешностью в 1.0% в сравнении с экспериментальными данными. Как указывает автор [111], для точных расчетов приходится использовать многопараметрическую корреляцию: приводится безразмерная температурная функция для расчета  $\sigma(T)$ , где в качестве масштаба используется значение поверхностного натяжения  $\sigma$  при приведенной температуре  $\tau = 0.6$ . Результаты сопоставления расчетных и экспериментальных значений газовых конденсатов показывают, что их расхождения находятся в пределах 3.0 - 4.0%. Предлагаемая в данной работе методика была применена для обработки экспериментальных данных о поверхностном натяжении газовых конденсатов различных месторождений [111, 138]. Результаты анализа полученных данных позволили получить расчетную формулу для приведенного поверхностного натяжения:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right)^{1.21} \quad (4.6)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.999$ .

В таблице 4.7 приводится сопоставление данных, рассчитанных по формуле (4.6), и приведенных в работе [111] для различных месторождений. Сравнительный анализ показал, что погрешность в интервале  $0.38 < \tau < 0.90$  составляет менее 1.5% (табл. 4.7). Но для  $\tau > 0.90$  погрешности возрастают до 5.0%. Можно снизить эту погрешность, используя показатель степени в формуле (4.6)  $n = 1.25$ .

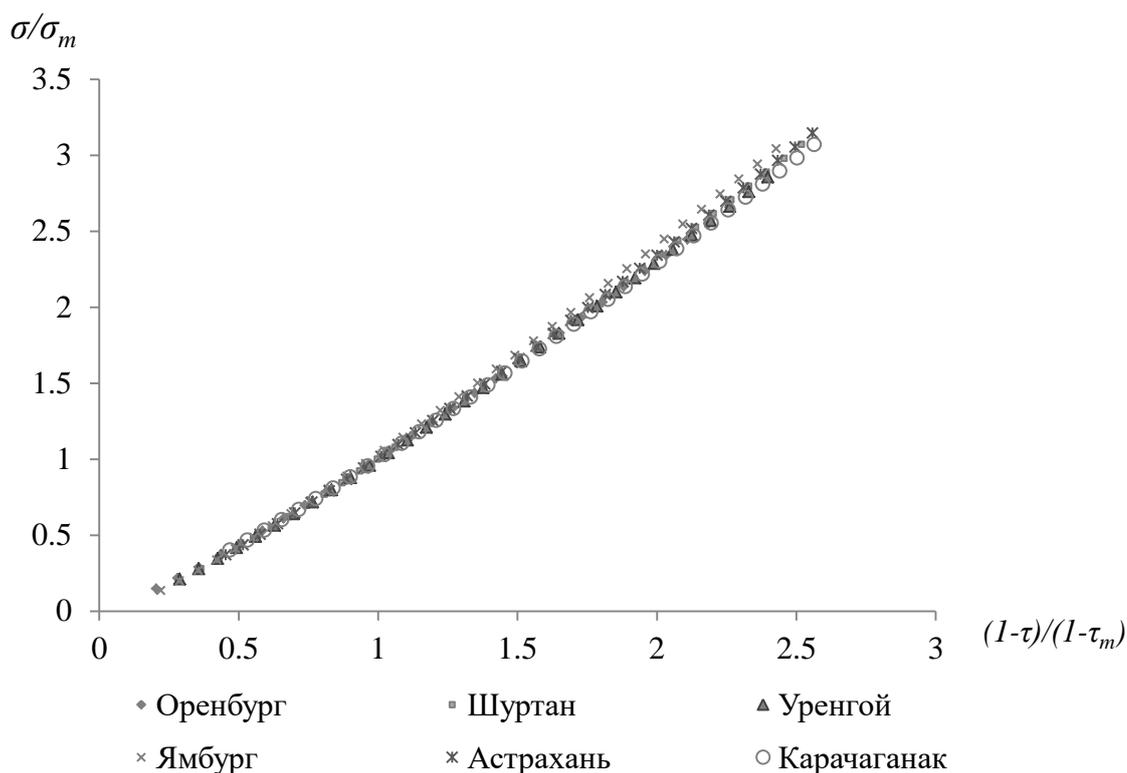


Рис. 4.4. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры для газовых конденсатов

**Таблица 4.7.** Погрешности расчета приведенной поверхностного натяжения газовых конденсатов при разных значениях температуры по формуле (4.6)

Месторождение	$T, K$	$\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
Оренбург [111, 138]	250	2.261	2.645	2.684	-1.47
	270	2.109	2.435	2.467	-1.31
	290	1.957	2.228	2.253	-1.12
	310	1.804	2.023	2.042	-0.94
	330	1.652	1.821	1.835	-0.77
	350	1.499	1.623	1.633	-0.62
	370	1.347	1.428	1.434	-0.42
	390	1.195	1.236	1.240	-0.32
	410	1.042	1.051	1.051	0.00
	430	0.890	0.869	0.868	0.12
	450	0.737	0.693	0.692	0.14
	470	0.585	0.524	0.523	0.19
	490	0.432	0.364	0.363	0.27
510	0.280	0.215	0.214	0.47	
Шуртан [111, 138]	250	2.582	3.153	3.151	0.06
	270	2.455	2.969	2.965	0.13

	290	2.328	2.786	2.780	0.22
	310	2.201	2.606	2.598	0.31
	330	2.075	2.427	2.418	0.37
	350	1.948	2.250	2.241	0.40
	370	1.821	2.075	2.065	0.48
	390	1.694	1.902	1.893	0.47
	410	1.567	1.731	1.723	0.46
	430	1.441	1.562	1.555	0.45
	450	1.314	1.396	1.391	0.36
	470	1.187	1.234	1.231	0.24
	490	1.060	1.075	1.073	0.19
	510	0.933	0.919	0.920	-0.11
	530	0.807	0.767	0.771	-0.52
	550	0.680	0.619	0.627	-1.29
	570	0.553	0.478	0.488	-2.09
	590	0.426	0.342	0.356	-4.09
Уренгой [111, 138]	250	2.466	2.963	2.980	-0.57
	270	2.330	2.770	2.782	-0.43
	290	2.194	2.578	2.587	-0.35
	310	2.057	2.388	2.394	-0.25
	330	1.921	2.200	2.204	-0.18
	350	1.785	2.015	2.016	-0.05
	370	1.649	1.832	1.832	0.00
	390	1.513	1.651	1.651	0.00
	410	1.377	1.474	1.473	0.07
	430	1.241	1.300	1.299	0.08
	450	1.105	1.128	1.128	0.00
	470	0.969	0.962	0.962	0.00
	490	0.833	0.800	0.801	-0.13
	510	0.697	0.642	0.646	-0.62
	530	0.561	0.491	0.496	-1.02
	550	0.425	0.346	0.355	-2.60
Ямбург [111, 138]	250	2.494	3.060	3.022	1.24
	270	2.361	2.863	2.827	1.26
	290	2.227	2.670	2.634	1.35
	310	2.093	2.477	2.444	1.33
	330	1.959	2.287	2.256	1.36
	350	1.825	2.099	2.071	1.33
	370	1.692	1.913	1.889	1.25
	390	1.558	1.729	1.710	1.10
	410	1.424	1.549	1.534	0.97
	430	1.290	1.371	1.361	0.73
	450	1.157	1.198	1.192	0.50
470	1.023	1.028	1.028	0.00	

	490	0.889	0.863	0.867	-0.46
	510	0.755	0.702	0.712	-1.42
	530	0.621	0.546	0.562	-2.93
	550	0.488	0.398	0.419	-5.28
Астрахань [111, 138]	250	2.620	3.221	3.207	0.43
	270	2.496	3.040	3.024	0.53
	290	2.372	2.861	2.844	0.59
	310	2.248	2.683	2.665	0.67
	330	2.124	2.506	2.489	0.68
	350	2.001	2.331	2.314	0.73
	370	1.877	2.158	2.142	0.74
	390	1.753	1.988	1.973	0.75
	410	1.629	1.819	1.805	0.77
	430	1.506	1.651	1.641	0.61
	450	1.382	1.488	1.479	0.60
	470	1.258	1.326	1.320	0.45
	490	1.134	1.168	1.165	0.26
	510	1.011	1.013	1.013	0.00
	530	0.887	0.861	0.865	-0.46
	550	0.763	0.714	0.721	-0.98
	570	0.639	0.571	0.582	-1.93
	590	0.515	0.434	0.449	-3.46
	Карачаганак [111, 138]	250	2.626	3.155	3.216
270		2.503	2.982	3.034	-1.74
290		2.379	2.809	2.855	-1.64
310		2.256	2.639	2.677	-1.44
330		2.133	2.469	2.501	-1.30
350		2.010	2.301	2.327	-1.13
370		1.886	2.134	2.155	-0.98
390		1.763	1.969	1.986	-0.86
410		1.640	1.806	1.819	-0.72
430		1.517	1.645	1.655	-0.61
450		1.393	1.488	1.494	-0.40
470		1.270	1.331	1.336	-0.38
490		1.147	1.178	1.180	-0.17
510		1.024	1.029	1.029	0.00
530		0.900	0.882	0.881	0.11
550		0.777	0.739	0.737	0.27
570		0.654	0.600	0.598	0.33
590	0.531	0.466	0.464	0.43	
Среднее значение					-0.25

## 4.2. Расчет зависимостей поверхностного натяжения от плотности и температуры для фреонов и их смесей

Результаты обработки экспериментальных данных приведенного поверхностного натяжения фреонов проводятся в зависимости от приведенной плотности по уравнению (4.1) в табл. 4.8 – 4.9, П.37 – П.42.

Аппроксимация данных [116-136, 160-170], которые также представлены на рисунке 4.5, позволяет получить уравнение следующего вида:

для  $T \leq T_m$

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} \right)^4 \quad (4.7)$$

для  $T > T_m$

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} \right)^{3.85} \quad (4.8)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.996$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных данных фреонов по формуле (4.7) и (4.8) показал, что погрешность в интервале  $0.38 < \tau < 0.92$  чаще составляет менее 1.5%. Но для некоторых веществ погрешности достигают 3.0 % (табл. 4.8 – 4.9, П.37 – П.42).

**Таблица 4.8.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R115 [120] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left( \frac{\sigma}{\sigma_m} \right)_{\text{эксн}}$	$\left( \frac{\sigma}{\sigma_m} \right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	1.240	2.378	2.365	0.55
190	1.217	2.211	2.192	0.86
200	1.193	2.047	2.026	1.03
210	1.169	1.885	1.865	1.06
220	1.143	1.726	1.709	0.98
230	1.117	1.569	1.557	0.76

240	1.089	1.415	1.407	0.57
250	1.059	1.264	1.260	0.32
260	1.028	1.116	1.115	0.09
270	0.993	0.971	0.973	-0.21
280	0.955	0.831	0.837	-0.72
290	0.912	0.694	0.703	-1.30
300	0.865	0.562	0.571	-1.60
310	0.810	0.436	0.443	-1.61
320	0.744	0.316	0.320	-1.27
330	0.662	0.204	0.205	-0.49
340	0.550	0.102	0.100	1.96
Среднее значение				0.06

**Таблица 4.9.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R12 [116, 118, 162] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	1.361	3.466	3.431	1.01
160	1.321	3.111	3.042	2.22
180	1.280	2.764	2.686	2.82
200	1.239	2.426	2.355	2.93
220	1.196	2.098	2.044	2.57
240	1.150	1.781	1.746	1.97
260	1.099	1.475	1.458	1.15
280	1.042	1.183	1.178	0.42
300	0.975	0.905	0.909	-0.44
320	0.896	0.644	0.654	-1.55
340	0.794	0.404	0.411	-1.73
360	0.650	0.192	0.191	0.52
Среднее значение				0.99

Среднее значение погрешности не превышает 1.0%. Следуя порядку изложения материала, в дальнейшем была произведена замена переменной

$$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} \text{ на } \frac{1-\tau}{1-\tau_m}.$$

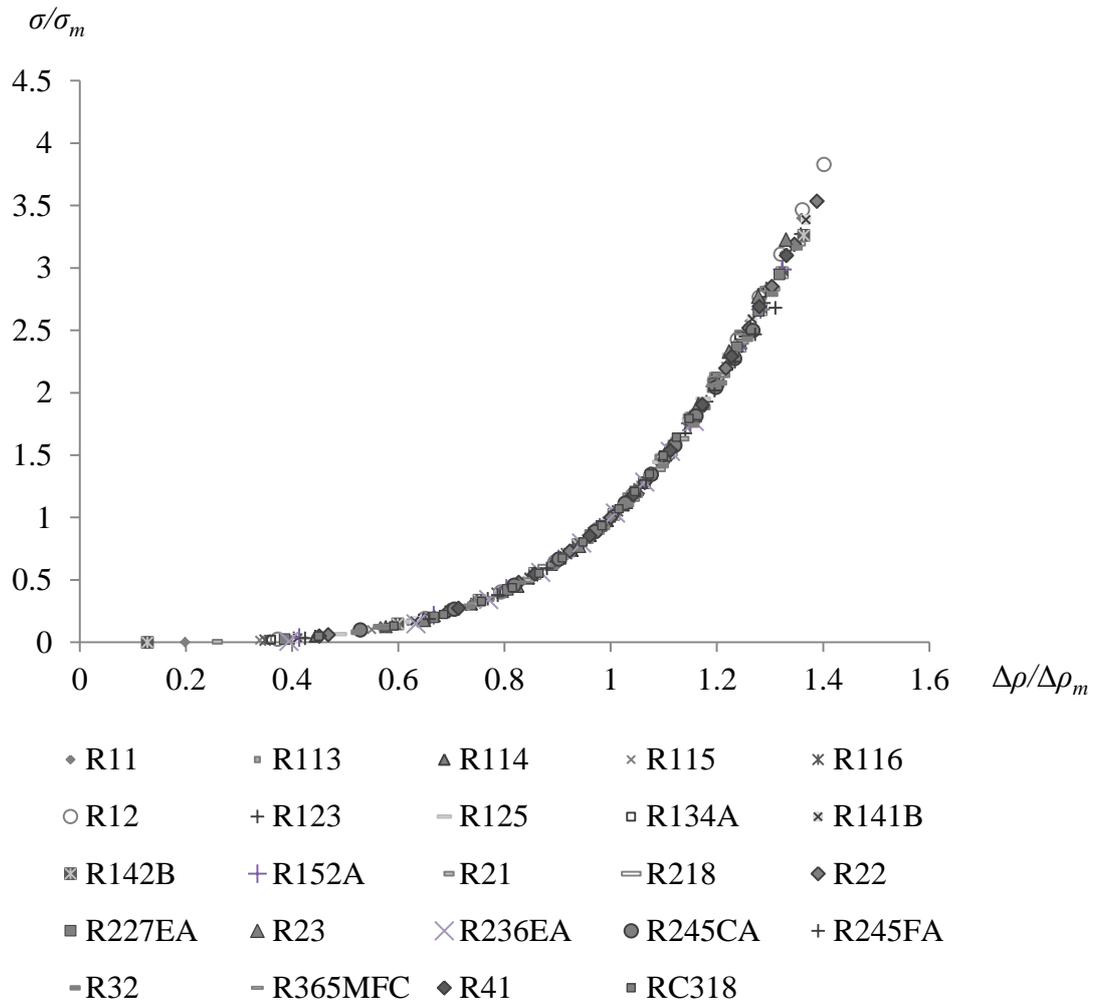


Рис. 4.5. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной разности плотности для фреонов

Обработаны экспериментальные данные исследуемых фреонов по приведенному поверхностному натяжению в зависимости от приведенной температуры (рис. 4.6). Аппроксимирующее уравнение имеет вид:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{1 - \tau}{1 - \tau_m} \right)^{1.24} \quad (4.9)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных значений фреонов по формуле (4.9) показал, что погрешность на интервале  $0.38 < \tau < 0.96$  составляет менее 1.0 % (табл. 4.10 – 4.11, П.43 – П.48).

Показатели степени  $n$  для фреонов и углеводородов при определении приведенного поверхностного натяжения в зависимости от приведенной температуры совпадают.

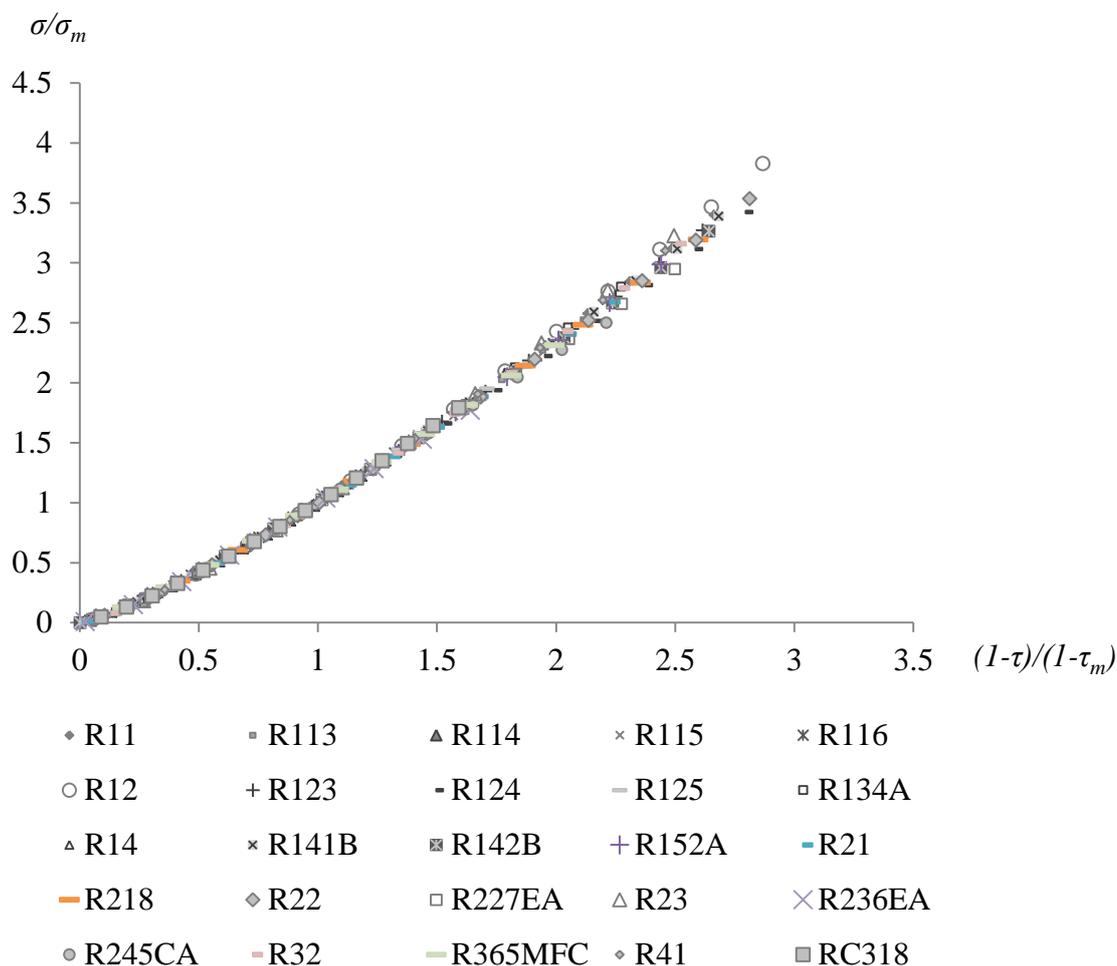


Рис. 4.6. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры для фреонов

В соответствии со схемой поиска нового параметра и выбора формулы расчета по методу Питцера был определен по уравнению (3.7) коррелирующий параметр  $\omega$ . Значения коррелирующего параметра для фреонов представлены в табл. 2.7.

Используя новый коррелирующий параметр  $\omega$ , расчетная формула должна быть представлена в виде уравнения (4.6). Обработка экспериментальных данных представлена на рисунке 4.7.

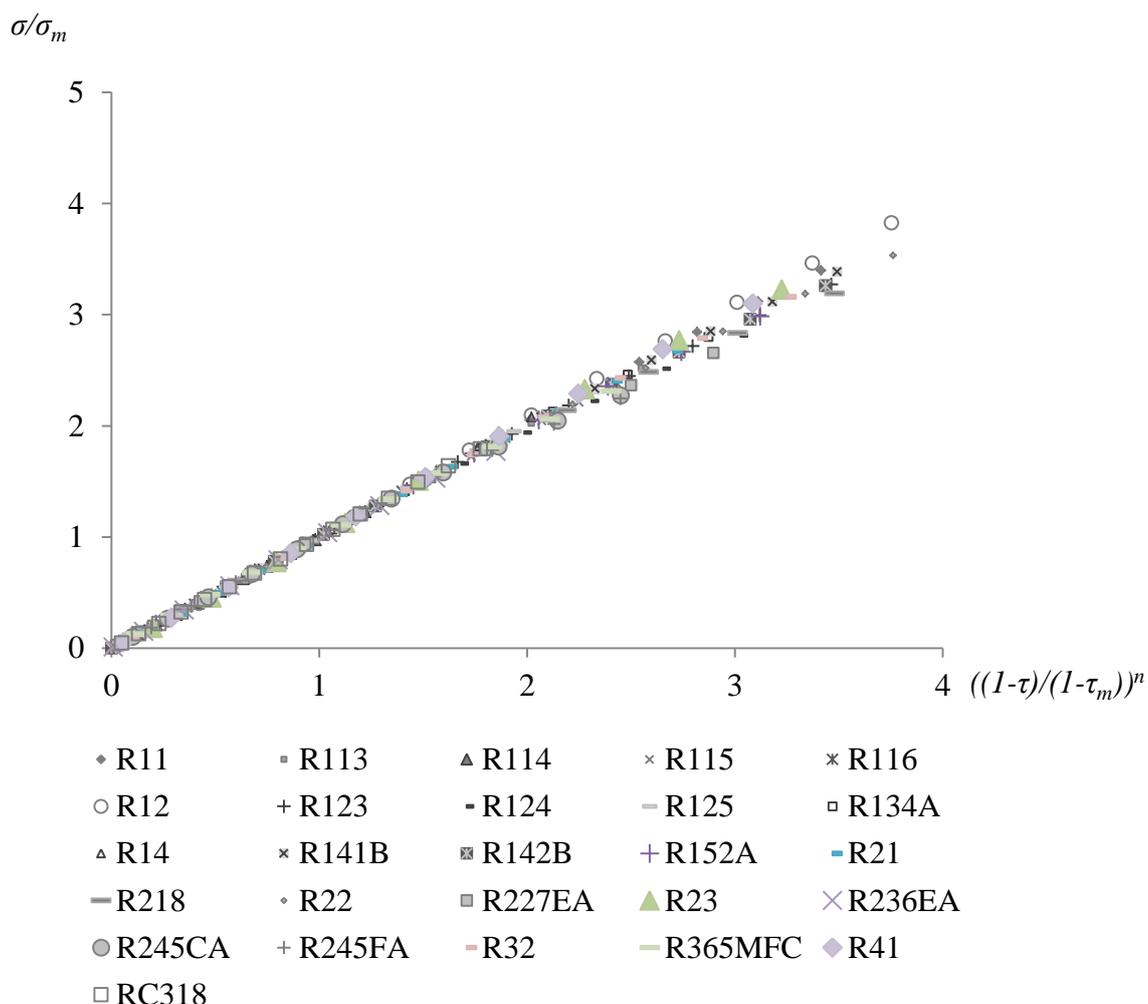


Рис. 4.7. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра для фреонов

Для расчета погрешности была выбрана аппроксимирующая кривая следующего вида:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{1.182} \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (4.10)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.999$ .

Сравнение экспериментальных данных и расчетных по формуле (4.10) показывает увеличение погрешности при самых высоких температурах. В диапазоне измерения  $0.38 < \tau < 0.96$  погрешность экспериментальных и расчетных значений не превышает 2.2% (табл. 4.10 - 4.11 и П.43 – П.48). Поэтому, использование формулы (4.9) для расчета поверхностного натяжения через температуру будет предпочтительнее.

**Таблица 4.10.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R125 [123, 132, 166] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
180	1.955	2.305	2.297	0.35	2.313	-0.35
190	1.833	2.127	2.119	0.38	2.122	0.24
200	1.710	1.951	1.945	0.31	1.937	0.72
210	1.587	1.779	1.773	0.34	1.760	1.07
230	1.341	1.444	1.439	0.35	1.425	1.32
240	1.218	1.282	1.277	0.39	1.267	1.17
250	1.095	1.124	1.120	0.36	1.114	0.89
260	0.973	0.970	0.966	0.41	0.968	0.21
270	0.850	0.820	0.817	0.37	0.824	-0.49
280	0.727	0.676	0.673	0.44	0.682	-0.89
290	0.604	0.537	0.535	0.37	0.543	-1.12
300	0.481	0.405	0.404	0.25	0.410	-1.23
310	0.358	0.281	0.280	0.36	0.284	-1.07
320	0.236	0.167	0.166	0.60	0.167	0.00
330	0.113	0.067	0.067	0.00	0.066	1.49
Среднее значение				-0.01		0.20

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
\*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица 4.11.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R113 [118] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
240	2.114	2.523	2.530	-0.28	2.548	-0.99
260	1.943	2.272	2.279	-0.31	2.278	-0.26
280	1.772	2.027	2.033	-0.30	2.020	0.35
300	1.601	1.787	1.792	-0.28	1.774	0.73
320	1.430	1.554	1.558	-0.26	1.540	0.90
340	1.259	1.327	1.330	-0.23	1.318	0.68
360	1.088	1.107	1.110	-0.27	1.105	0.18
380	0.917	0.895	0.898	-0.34	0.902	-0.78
400	0.746	0.693	0.695	-0.29	0.704	-1.59
420	0.575	0.502	0.503	-0.20	0.512	-1.99
440	0.404	0.324	0.325	-0.31	0.331	-2.16
460	0.233	0.164	0.164	0.00	0.167	-1.83
480	0.062	0.032	0.032	0.00	0.032	0.00
Среднее значение				-0.23		-0.52

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
\*\* - расчет по формуле (4.10)

## Смеси фреонов

По формуле (4.1) были обработаны экспериментальные данные по приведенному поверхностному натяжению смесей фреонов (рис. 4.8). Аппроксимирующее уравнение имеет вид:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m} \right)^{3.93} \quad (4.11)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.996$ .

Сравнительный анализ экспериментальных [116-136, 160-170] и расчетных данных смесей фреонов по формуле (4.11) показал, что погрешность в интервале  $0.36 < \tau < 0.8$  составляет менее 2.5 % (табл. 4.12, П.49 – П.51).

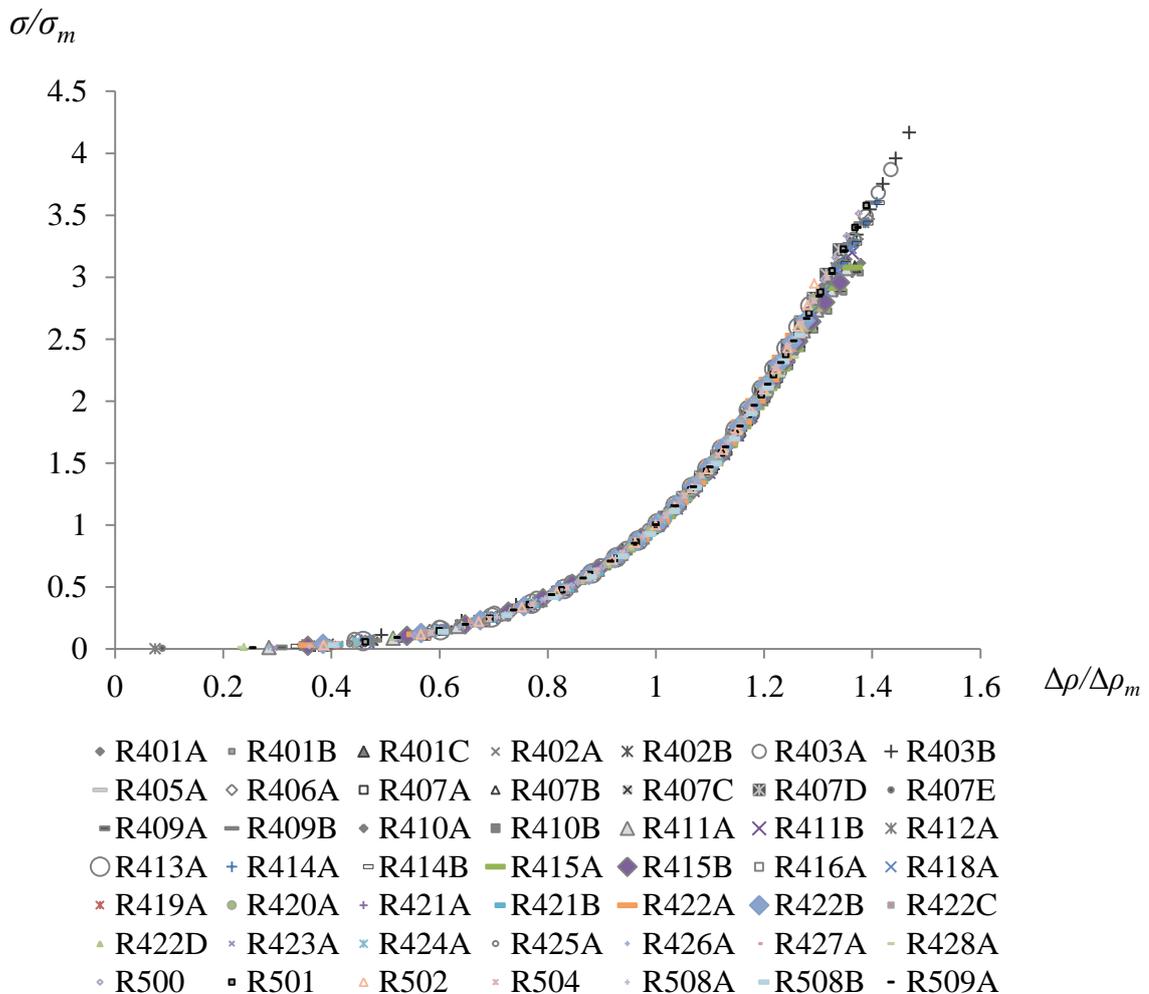


Рис. 4.8. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной разности плотности для смесей фреонов

**Таблица 4.12.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R403A [120, 146, 162] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.11)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
150	1.344	3.124	3.194	-2.24
160	1.321	2.943	2.988	-1.53
170	1.298	2.764	2.791	-0.98
180	1.276	2.586	2.603	-0.66
190	1.252	2.411	2.421	-0.41
200	1.229	2.238	2.245	-0.31
210	1.204	2.068	2.074	-0.29
220	1.179	1.900	1.907	-0.37
230	1.152	1.735	1.743	-0.46
240	1.124	1.573	1.582	-0.57
250	1.094	1.413	1.422	-0.64
260	1.061	1.257	1.264	-0.56
270	1.026	1.105	1.108	-0.27
280	0.988	0.956	0.954	0.21
290	0.946	0.812	0.803	1.11
300	0.898	0.672	0.655	2.53
Среднее значение				-0.34

Чтобы расширить интервал применимости методики и снизить погрешности расчета, основываясь на вышеизложенной теории, была произведена замена переменной  $\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$  на  $\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$ . По формуле (4.2) были обработаны экспериментальные данные смесей фреонов по приведенному поверхностному натяжению (рис. 4.9). Аппроксимирующее уравнение имеет вид:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left( \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right)^{1.23} \quad (4.12)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Сравнительный анализ экспериментальных и расчетных значений фреонов по формуле (4.12) показал, что погрешность в интервале  $0.38 < \tau < 0.92$  составляет менее 2.0 % (табл. 4.13 – 4.15, П.52 – П.56).

Для газовых конденсатов в уравнении (4.7) показатель степени  $n = 1.22$ , а для смесей фреонов в уравнении (4.12)  $n = 1.23$ .

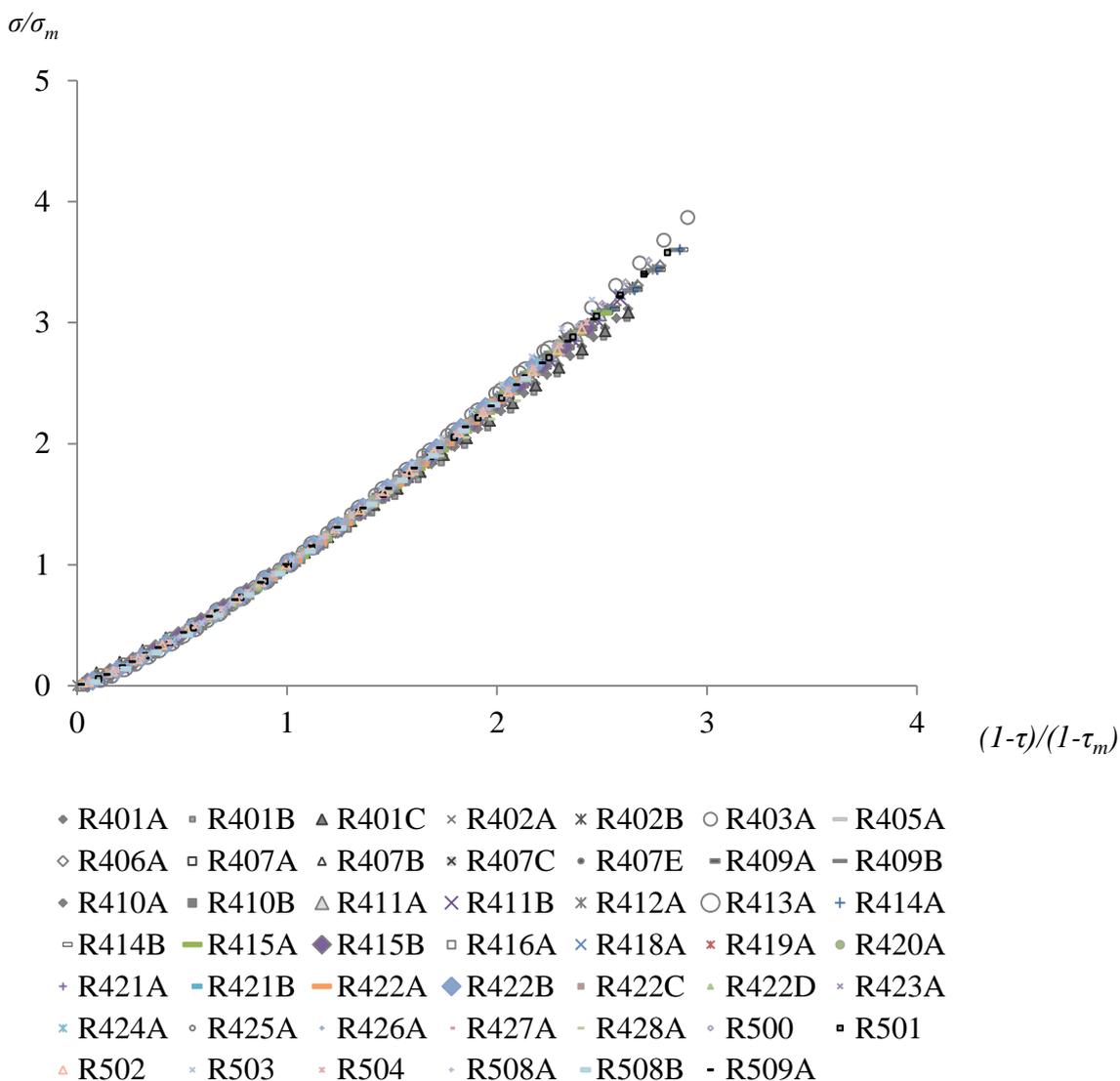


Рис. 4.9. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры для смесей фреонов

Обработка экспериментальных значений поверхностного натяжения от температуры с использованием коррелирующего параметра  $\omega$  (табл. 2.8) представлена на рисунке 4.10.

Для расчета погрешности выбрана аппроксимирующая кривая следующего вида:

$$\frac{\sigma}{\sigma_m} = \left[ \frac{1-\tau}{1-\tau_m} \right]^{1.197} \left[ 1 + 1.315\omega \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right| \right] \quad (4.13)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.999$ .

Сравнение экспериментальных данных и расчетных по формуле (4.13) показывает увеличение погрешности при самых высоких температурах. В диапазоне измерения  $0.36 < \tau < 0.92$  погрешность экспериментальных данных и расчетных в основном не превышает 2.0% (табл. 4.13 – 4.15, П.52 – П.56). Но для некоторых смесей, например, для R402A при низких температурах погрешности возрастают до 4.8%.

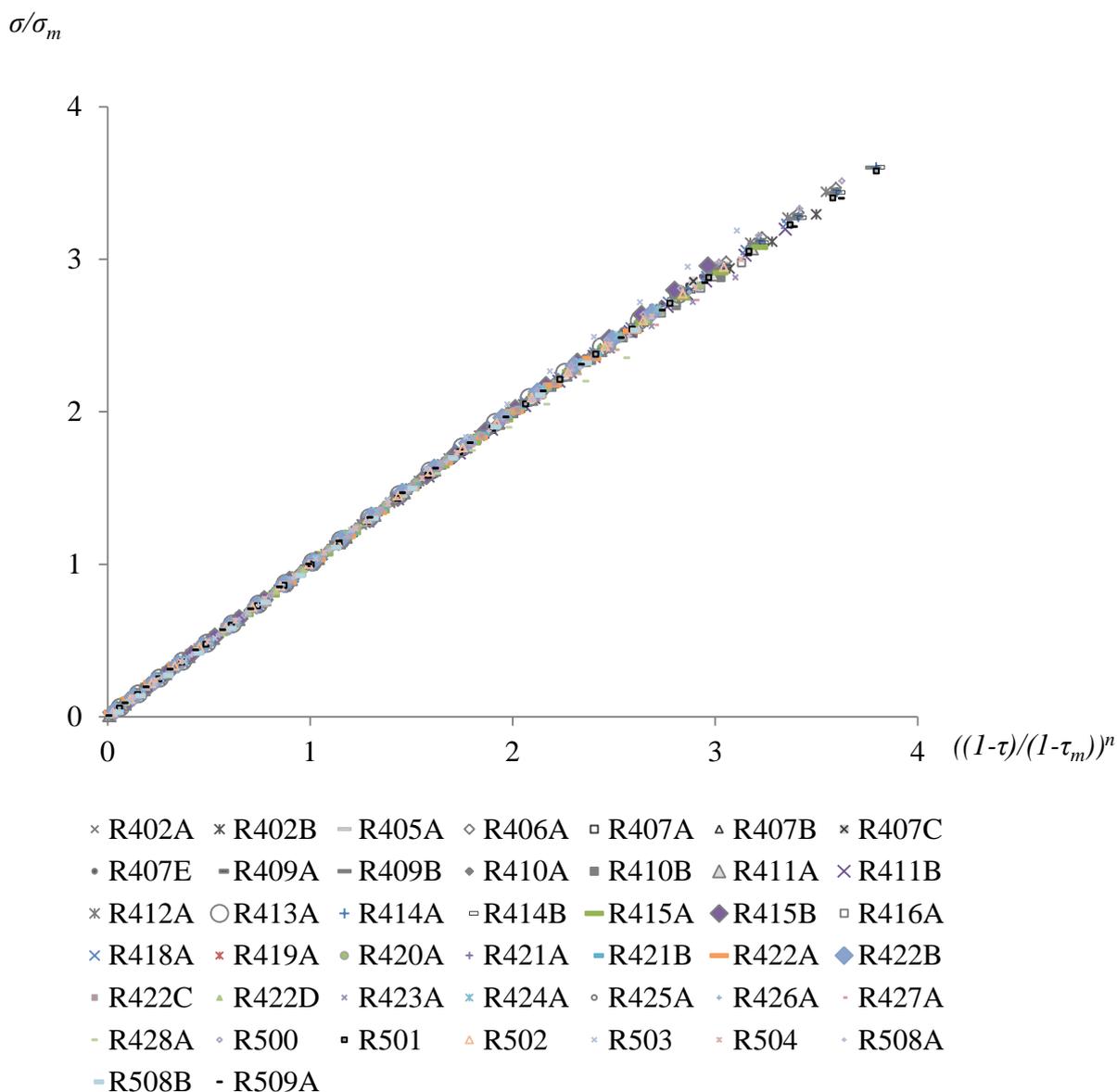


Рис. 4.10. Зависимость экспериментальных значений поверхностного натяжения от приведенной температуры с учетом коррелирующего параметра для смесей фреонов

**Таблица 4.13.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R402A [162, 166] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
140	2.494	3.086	3.077	0.29	3.234	-4.80
150	2.374	2.904	2.897	0.24	3.018	-3.93
160	2.255	2.725	2.718	0.26	2.810	-3.12
170	2.135	2.548	2.542	0.24	2.608	-2.35
180	2.016	2.373	2.369	0.17	2.413	-1.69
190	1.896	2.201	2.197	0.18	2.225	-1.09
200	1.777	2.031	2.028	0.15	2.043	-0.59
210	1.657	1.864	1.862	0.11	1.867	-0.16
220	1.538	1.699	1.698	0.06	1.697	0.12
230	1.418	1.538	1.537	0.07	1.533	0.33
240	1.299	1.380	1.379	0.07	1.374	0.43
250	1.179	1.225	1.225	0.00	1.220	0.41
260	1.060	1.074	1.074	0.00	1.072	0.19
270	0.940	0.926	0.927	-0.11	0.929	-0.32
280	0.821	0.784	0.784	0.00	0.788	-0.51
290	0.701	0.646	0.646	0.00	0.650	-0.62
300	0.582	0.513	0.514	-0.19	0.516	-0.58
310	0.462	0.387	0.387	0.00	0.388	-0.26
320	0.343	0.268	0.268	0.00	0.267	0.37
330	0.223	0.159	0.158	0.63	0.155	2.52
Среднее значение				0.18		-0.44

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);

\*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица 4.14.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R407E [163, 166, 169] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
160	2.323	2.886	2.820	2.29	2.937	-1.77
170	2.208	2.707	2.649	2.14	2.737	-1.11
180	2.093	2.531	2.480	2.02	2.543	-0.47
190	1.977	2.358	2.313	1.91	2.356	0.08
200	1.862	2.186	2.148	1.74	2.175	0.50
210	1.747	2.018	1.986	1.59	2.000	0.89
220	1.632	1.852	1.826	1.40	1.831	1.13
230	1.516	1.690	1.669	1.24	1.668	1.30
240	1.401	1.530	1.514	1.05	1.510	1.31
250	1.286	1.374	1.363	0.80	1.357	1.24
260	1.171	1.222	1.214	0.65	1.210	0.98
270	1.056	1.073	1.069	0.37	1.067	0.56
280	0.940	0.928	0.927	0.11	0.929	-0.11

290	0.825	0.788	0.789	-0.13	0.793	-0.63
300	0.710	0.652	0.656	-0.61	0.660	-1.23
310	0.595	0.523	0.528	-0.96	0.530	-1.34
320	0.479	0.399	0.405	-1.50	0.405	-1.50
330	0.364	0.283	0.289	-2.12	0.287	-1.41
340	0.249	0.175	0.181	-3.43	0.178	-1.71
350	0.134	0.080	0.084	-5.00	0.081	-1.25
360	0.019	0.007	0.007	0.00	0.007	0.00
Среднее значение				0.17		-0.22

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);  
\*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица 4.15.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R412A [120, 162, 165] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
160	2.414	2.943	2.956	-0.44	2.994	-1.73
170	2.304	2.780	2.792	-0.43	2.817	-1.33
180	2.195	2.619	2.630	-0.42	2.644	-0.95
190	2.085	2.459	2.469	-0.41	2.475	-0.65
200	1.976	2.302	2.310	-0.35	2.310	-0.35
210	1.866	2.147	2.154	-0.33	2.148	-0.05
220	1.756	1.993	1.999	-0.30	1.991	0.10
230	1.647	1.842	1.847	-0.27	1.837	0.27
240	1.537	1.693	1.697	-0.24	1.686	0.41
250	1.428	1.546	1.550	-0.26	1.539	0.45
260	1.318	1.402	1.405	-0.21	1.396	0.43
270	1.209	1.261	1.262	-0.08	1.256	0.40
280	1.099	1.122	1.123	-0.09	1.120	0.18
290	0.990	0.987	0.987	0.00	0.987	0.00
300	0.880	0.854	0.854	0.00	0.858	-0.47
310	0.770	0.726	0.726	0.00	0.730	-0.55
320	0.661	0.602	0.601	0.17	0.606	-0.66
330	0.551	0.482	0.481	0.21	0.486	-0.83
340	0.442	0.367	0.366	0.27	0.370	-0.82
350	0.332	0.259	0.258	0.39	0.261	-0.77
360	0.223	0.159	0.158	0.63	0.159	0.00
370	0.113	0.069	0.068	1.45	0.069	0.00
Среднее значение				0.03		-0.31

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);  
\*\* - расчет по формуле (4.13)

### 4.3. Связь между теплотой парообразования и поверхностным натяжением для углеводородов и фреонов

Полученные во 2 главе зависимости экспериментальных данных между приведенной теплотой парообразования  $\frac{\Delta H}{\Delta H_m}$ , приведенным поверхностным натяжением  $\frac{\sigma}{\sigma_m}$  от приведенной плотности  $\frac{\Delta \rho}{\Delta \rho_m}$  в виде простых степенных функций [115, результаты представлены в соавторстве с Арутюновым Б.А.], позволяют установить связь между приведенными теплотой парообразования и поверхностным натяжением:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = f\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right) \quad (4.14)$$

Обработка экспериментальных значений теплоты парообразования и поверхностного натяжения углеводородов представлена на рисунке 4.11.

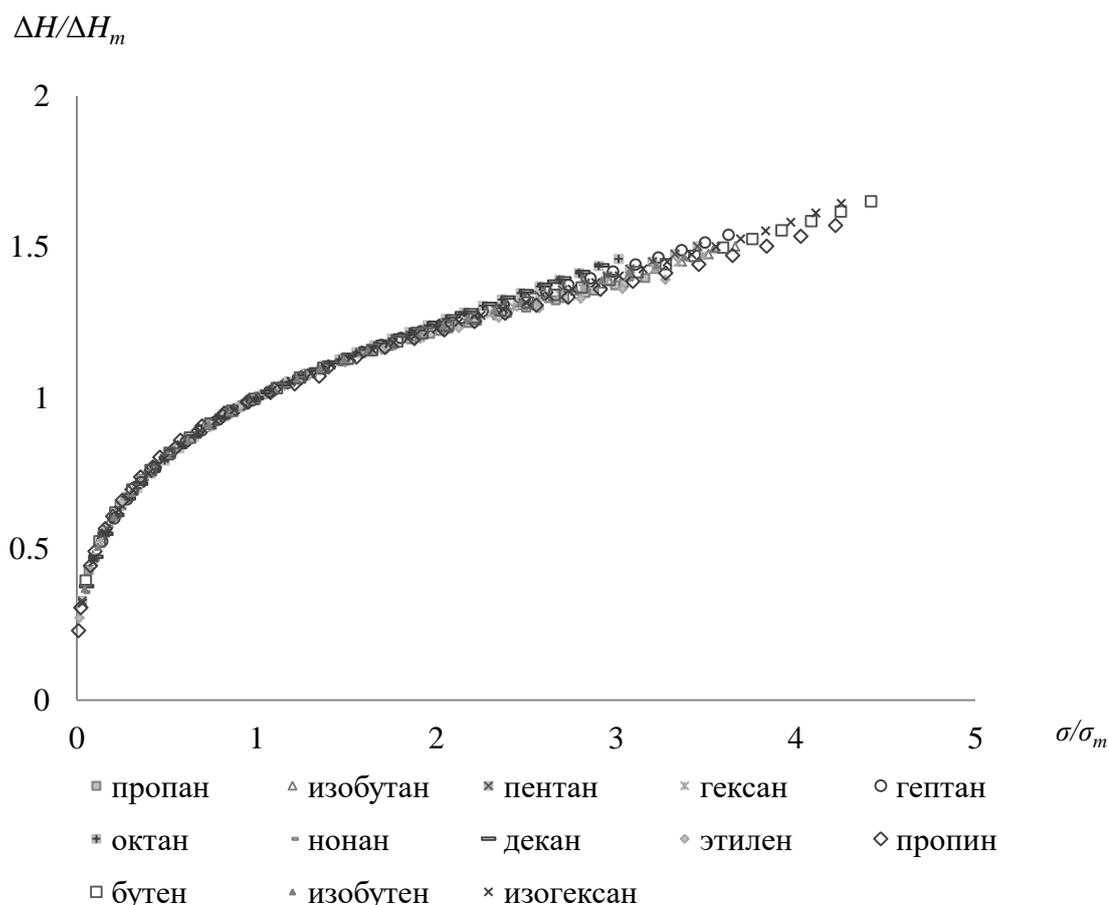


Рис. 4.11. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенного поверхностного натяжения для углеводородов

После аппроксимации получаем следующее уравнение:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left( \frac{\sigma}{\sigma_m} \right)^{0.3} \quad (4.15)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.997$ .

Погрешность расчетных и экспериментальных данных в интервале  $0.36 < \tau < 0.95$  не превышает 2.0%, чаще – до 1.5%. Результаты расчета представлены в табл. 4.16 – 4.18 и П.57 – П.60.

**Таблица 4.16.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования бутана [104, 149] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, K$	$\left( \frac{\sigma}{\sigma_m} \right)_{\text{эксп}}$	$\left( \frac{\Delta H}{\Delta H_m} \right)_{\text{эксп}}$	$\left( \frac{\Delta H}{\Delta H_m} \right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
173	3.123	1.391	1.407	-1.15
183	2.967	1.368	1.386	-1.32
193	2.814	1.345	1.364	-1.41
203	2.662	1.322	1.341	-1.44
213	2.512	1.299	1.318	-1.46
223	2.364	1.276	1.294	-1.41
233	2.217	1.253	1.270	-1.36
243	2.073	1.229	1.244	-1.22
253	1.930	1.205	1.218	-1.08
263	1.790	1.180	1.191	-0.93
273	1.652	1.154	1.163	-0.78
283	1.517	1.127	1.133	-0.53
293	1.383	1.098	1.102	-0.36
303	1.253	1.067	1.070	-0.28
313	1.125	1.035	1.036	-0.10
<b>323</b>	1.000	1.000	1.000	0.00
333	0.878	0.963	0.962	0.10
343	0.760	0.922	0.921	0.11
353	0.645	0.878	0.877	0.11
363	0.535	0.829	0.829	0.00
373	0.429	0.774	0.776	-0.26
383	0.328	0.712	0.716	-0.56
393	0.233	0.640	0.646	-0.94
403	0.146	0.552	0.561	-1.63
Среднее значение				-0.75

**Таблица 4.17.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования додекана [104, 120, 150] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, \text{K}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
313	3.005	1.419	1.391	1.97
323	2.892	1.396	1.375	1.50
333	2.779	1.374	1.359	1.09
343	2.666	1.353	1.342	0.81
348	2.609	1.342	1.333	0.67
353	2.553	1.331	1.325	0.45
363	2.440	1.310	1.307	0.23
373	2.328	1.289	1.288	0.08
383	2.216	1.268	1.270	-0.16
393	2.105	1.247	1.250	-0.24
403	1.995	1.225	1.230	-0.41
413	1.886	1.204	1.210	-0.50
423	1.778	1.183	1.189	-0.51
433	1.672	1.161	1.167	-0.52
443	1.568	1.139	1.144	-0.44
453	1.465	1.117	1.121	-0.36
463	1.364	1.094	1.098	-0.37
473	1.265	1.070	1.073	-0.28
483	1.168	1.046	1.048	-0.19
493	1.073	1.021	1.021	0.00
503	0.981	0.995	0.994	0.10
513	0.892	0.968	0.966	0.21
523	0.805	0.939	0.937	0.21
533	0.722	0.910	0.907	0.33
543	0.641	0.879	0.875	0.46
553	0.563	0.846	0.842	0.47
563	0.489	0.811	0.807	0.49
573	0.419	0.774	0.770	0.52
583	0.352	0.734	0.731	0.41
593	0.289	0.691	0.689	0.29
603	0.230	0.644	0.643	0.16
613	0.175	0.592	0.593	-0.17
623	0.125	0.533	0.536	-0.56
633	0.081	0.464	0.470	-1.29
643	0.042	0.380	0.385	-1.32
Среднее значение				0.09

**Таблица 4.18.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования пропилена [148] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, \text{K}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
90	4.222	1.571	1.541	1.91
100	4.029	1.536	1.519	1.11
110	3.838	1.503	1.497	0.40
120	3.649	1.472	1.475	-0.20
130	3.462	1.443	1.451	-0.55
140	3.276	1.414	1.428	-0.99
150	3.093	1.387	1.403	-1.15
160	2.912	1.360	1.378	-1.32
170	2.734	1.333	1.352	-1.43
180	2.558	1.307	1.325	-1.38
190	2.384	1.280	1.298	-1.41
200	2.213	1.253	1.269	-1.28
210	2.045	1.226	1.239	-1.06
220	1.879	1.197	1.208	-0.92
230	1.716	1.168	1.176	-0.68
240	1.557	1.136	1.142	-0.53
250	1.400	1.103	1.106	-0.27
260	1.248	1.067	1.069	-0.19
270	1.099	1.029	1.029	0.00
280	0.954	0.987	0.986	0.10
290	0.813	0.942	0.940	0.21
300	0.678	0.891	0.890	0.11
310	0.548	0.835	0.835	0.00
320	0.424	0.771	0.773	-0.26
330	0.307	0.698	0.701	-0.43
340	0.198	0.609	0.615	-0.99
Среднее значение				-0.43

Утверждение о наличии связи между приведенными значениями теплоты парообразования и поверхностного натяжением газовых конденсатов также справедливо, поскольку расчетные формулы приведены к степенному виду. Уравнение аппроксимации экспериментальных данных [111, 138] о газовых конденсатах принимает вид:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left( \frac{\sigma}{\sigma_m} \right)^{0.32} \quad (4.16)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.997$ .

Погрешность расчетных по формуле (4.16) и экспериментальных данных для исследуемых газовых конденсатов в интервале  $0.38 < \tau < 0.96$  не превышает 1.0%. Для Карачаганакского газового конденсата при  $\tau < 0.42$  погрешности увеличиваются до 1.43% (табл. 4.19).

Обработка экспериментальных значений теплоты парообразования газовых конденсатов и поверхностного натяжения представлена на рисунке 4.12.

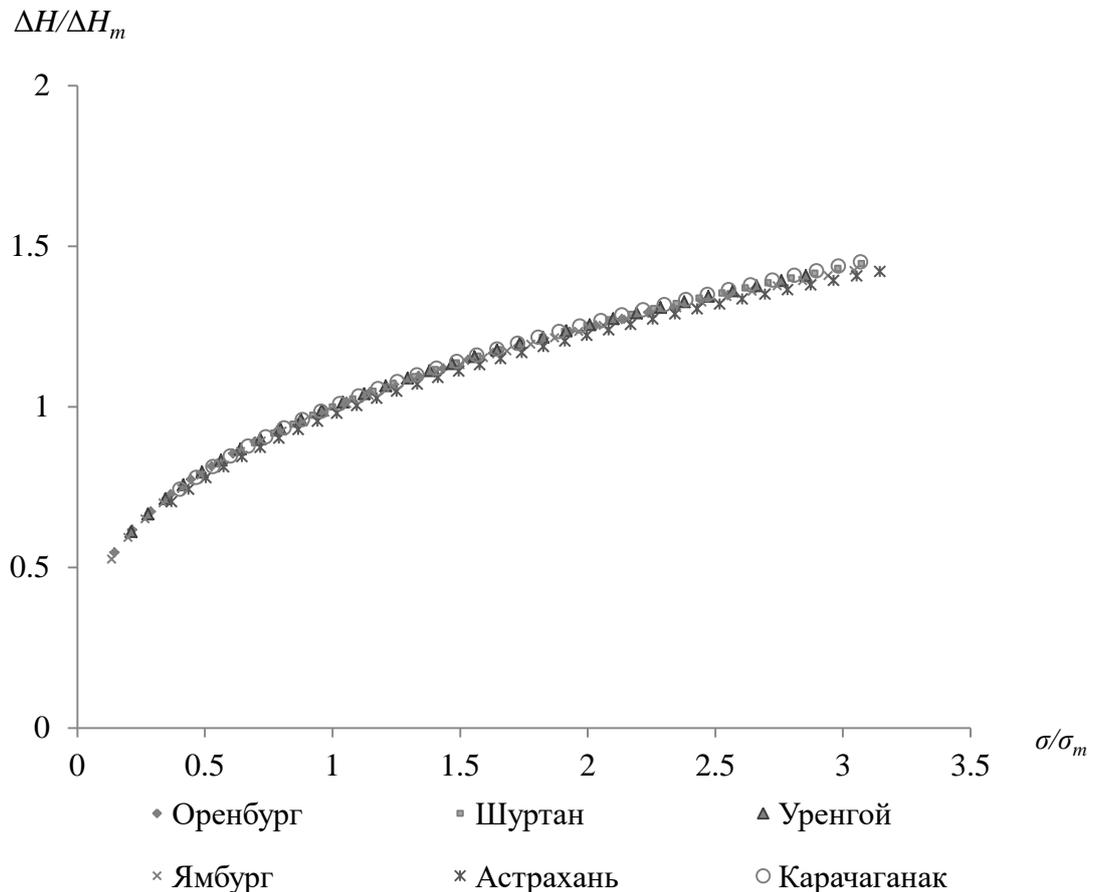


Рис. 4.12. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенного поверхностного натяжения для газовых конденсатов

**Таблица 4.19.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования газовых конденсатов при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.16)

Месторождение	$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
Оренбург [111, 138]	250	2.645	1.366	1.365	0.07
	270	2.435	1.330	1.329	0.08
	290	2.228	1.293	1.292	0.08
	310	2.023	1.253	1.253	0.00
	330	1.821	1.212	1.212	0.00
	350	1.623	1.166	1.168	-0.17
	370	1.428	1.119	1.121	-0.18
	390	1.236	1.068	1.070	-0.19
	410	1.051	1.015	1.016	-0.10
	430	0.869	0.955	0.956	-0.10
	450	0.693	0.891	0.889	0.22
	470	0.524	0.814	0.813	0.12
	490	0.364	0.727	0.724	0.41
	510	0.215	0.616	0.611	0.81
Шуртан [111, 138]	250	3.153	1.459	1.444	1.03
	270	2.969	1.431	1.417	0.98
	290	2.786	1.401	1.388	0.93
	310	2.606	1.370	1.359	0.80
	330	2.427	1.338	1.328	0.75
	350	2.250	1.305	1.296	0.69
	370	2.075	1.270	1.263	0.55
	390	1.902	1.235	1.228	0.57
	410	1.731	1.197	1.192	0.42
	430	1.562	1.157	1.154	0.26
	450	1.396	1.116	1.113	0.27
	470	1.234	1.071	1.069	0.19
	490	1.075	1.024	1.023	0.10
	510	0.919	0.973	0.973	0.00
	530	0.767	0.917	0.918	-0.11
	550	0.619	0.856	0.858	-0.23
	570	0.478	0.787	0.789	-0.25
590	0.342	0.707	0.710	-0.42	
Уренгой [111, 138]	250	2.963	1.423	1.416	0.49
	270	2.770	1.392	1.385	0.50
	290	2.578	1.360	1.354	0.44
	310	2.388	1.326	1.321	0.38
	330	2.200	1.291	1.287	0.31
	350	2.015	1.254	1.251	0.24

	370	1.832	1.216	1.214	0.16
	390	1.651	1.176	1.174	0.17
	410	1.474	1.134	1.132	0.18
	430	1.300	1.088	1.088	0.00
	450	1.128	1.040	1.039	0.10
	470	0.962	0.988	0.988	0.00
	490	0.800	0.931	0.931	0.00
	510	0.642	0.868	0.868	0.00
	530	0.491	0.796	0.796	0.00
	550	0.346	0.713	0.712	0.14
Ямбург [111, 138]	250	3.060	1.439	1.430	0.63
	270	2.863	1.408	1.400	0.57
	290	2.670	1.376	1.369	0.51
	310	2.477	1.342	1.337	0.37
	330	2.287	1.308	1.303	0.38
	350	2.099	1.272	1.268	0.31
	370	1.913	1.234	1.231	0.24
	390	1.729	1.194	1.192	0.17
	410	1.549	1.152	1.150	0.17
	430	1.371	1.108	1.106	0.18
	450	1.198	1.060	1.059	0.09
	470	1.028	1.009	1.009	0.00
	490	0.863	0.954	0.954	0.00
	510	0.702	0.893	0.893	0.00
	530	0.546	0.824	0.824	0.00
	550	0.398	0.745	0.745	0.00
Астрахань [111, 138]	250	3.221	1.470	1.454	1.09
	270	3.040	1.443	1.427	1.18
	290	2.861	1.415	1.400	0.99
	310	2.683	1.385	1.371	1.01
	330	2.506	1.354	1.342	0.89
	350	2.331	1.322	1.311	0.83
	370	2.158	1.288	1.279	0.70
	390	1.988	1.254	1.246	0.64
	410	1.819	1.217	1.211	0.49
	430	1.651	1.179	1.174	0.42
	450	1.488	1.139	1.136	0.26
	470	1.326	1.097	1.094	0.27
	490	1.168	1.052	1.051	0.10
	510	1.013	1.004	1.004	0.00
	530	0.861	0.952	0.953	-0.11
	550	0.714	0.896	0.898	-0.22
	570	0.571	0.833	0.836	-0.36
590	0.434	0.762	0.765	-0.39	

Карачаганак [111, 138]	250	3.155	1.465	1.444	1.43
	270	2.982	1.437	1.419	1.25
	290	2.809	1.408	1.392	1.14
	310	2.639	1.379	1.364	1.09
	330	2.469	1.349	1.335	1.04
	350	2.301	1.318	1.306	0.91
	370	2.134	1.285	1.275	0.78
	390	1.969	1.251	1.242	0.72
	410	1.806	1.216	1.208	0.66
	430	1.645	1.179	1.173	0.51
	450	1.488	1.140	1.136	0.35
	470	1.331	1.099	1.096	0.27
	490	1.178	1.056	1.054	0.19
	510	1.029	1.009	1.009	0.00
	530	0.882	0.960	0.961	-0.10
	550	0.739	0.906	0.908	-0.22
	570	0.600	0.846	0.849	-0.35
590	0.466	0.779	0.783	-0.51	
Среднее значение					0.31

Утверждение о наличии связи между приведенными теплотой парообразования и поверхностным натяжением фреонов также справедливо, поскольку расчетные формулы приведены к степенному виду.

Обработка экспериментальных значений теплот парообразования и поверхностного натяжения фреонов представлена на рисунке 4.13.

После аппроксимации фреонов получаем следующее уравнение:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left( \frac{\sigma}{\sigma_m} \right)^{0.31} \quad (4.17)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Погрешность расчетных по уравнению (4.17) и экспериментальных данных для большинства веществ в интервале  $0.36 < \tau < 0.93$  не превышает 1.9%. Результаты расчета представлены в табл. 4.20 – 4.21, П.61 – П.63.

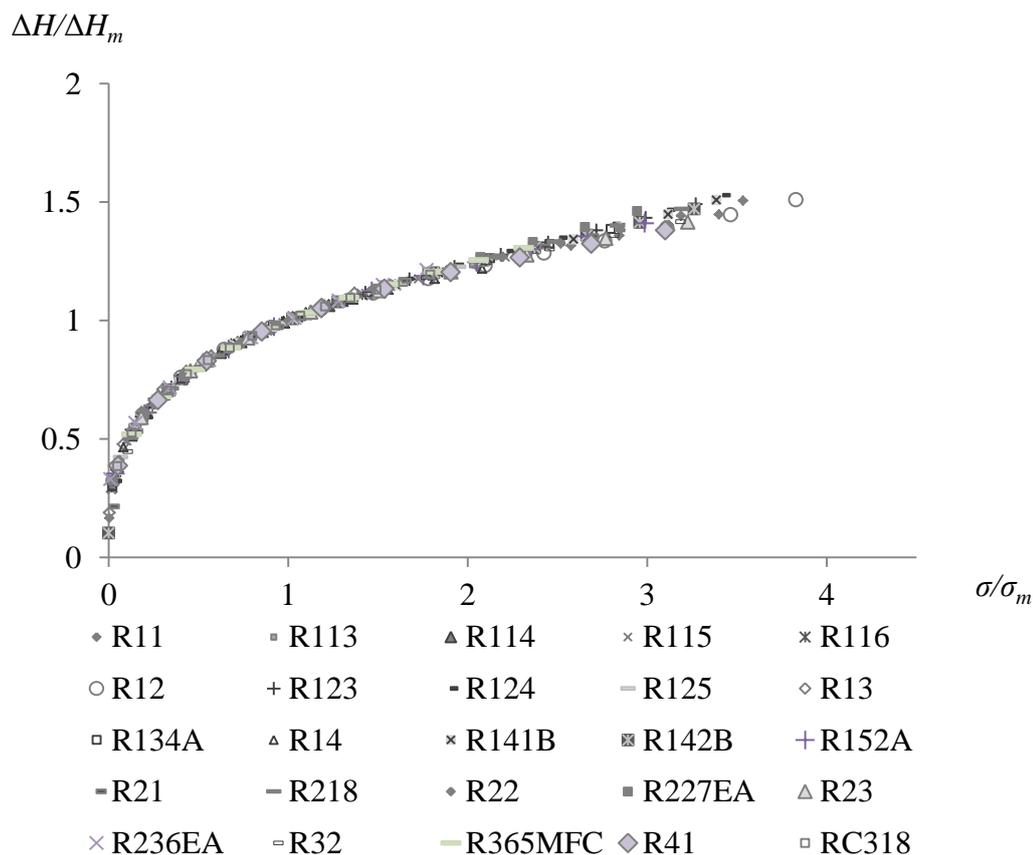


Рис. 4.13. Зависимость экспериментальных значений теплоты парообразования от приведенного поверхностного натяжения для фреонов

**Таблица 4.20.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R11 [117, 118] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.17)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
190	3.120	1.404	1.423	-1.35
210	2.845	1.360	1.383	-1.69
230	2.576	1.316	1.341	-1.90
250	2.311	1.273	1.297	-1.89
270	2.053	1.229	1.250	-1.71
290	1.801	1.184	1.200	-1.35
310	1.556	1.136	1.147	-0.97
330	1.318	1.084	1.089	-0.46
350	1.089	1.026	1.027	-0.10
370	0.869	0.959	0.957	0.21
390	0.660	0.881	0.879	0.23
410	0.463	0.788	0.788	0.00
430	0.282	0.671	0.676	-0.75
450	0.123	0.512	0.522	-1.95

470	0.003	0.166	0.167	-0.60
Среднее значение				-0.95

**Таблица 4.21.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R115 [120] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.17)

T, К	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	2.378	1.296	1.308	-0.93
190	2.211	1.267	1.279	-0.95
200	2.047	1.238	1.249	-0.89
210	1.885	1.208	1.217	-0.75
220	1.726	1.176	1.184	-0.68
230	1.569	1.144	1.150	-0.52
240	1.415	1.109	1.114	-0.45
250	1.264	1.073	1.075	-0.19
260	1.116	1.033	1.035	-0.19
270	0.971	0.991	0.991	0.00
280	0.831	0.945	0.944	0.11
290	0.694	0.895	0.893	0.22
300	0.562	0.838	0.837	0.12
310	0.436	0.774	0.773	0.13
320	0.316	0.700	0.700	0.00
330	0.204	0.610	0.611	-0.16
340	0.102	0.491	0.493	-0.41
350	0.018	0.285	0.286	-0.35
Среднее значение				-0.33

Обработка экспериментальных значений теплоты парообразования и поверхностного натяжения для смесей фреонов представлена на рисунке 4.14.

После аппроксимации экспериментальных значений для смесей фреонов получаем следующее уравнение:

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_m} = \left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)^{0.315} \quad (4.18)$$

Достоверность аппроксимации  $R^2=0.998$ .

Погрешность расчетных по формуле (4.18) и экспериментальных значений для большинства веществ в интервале  $0.36 < \tau < 0.95$  не

превышает 2.0%, чаще – до 1.0%. Результаты расчета представлены в табл. 4.22 – 4.23, П.64 – П.66.

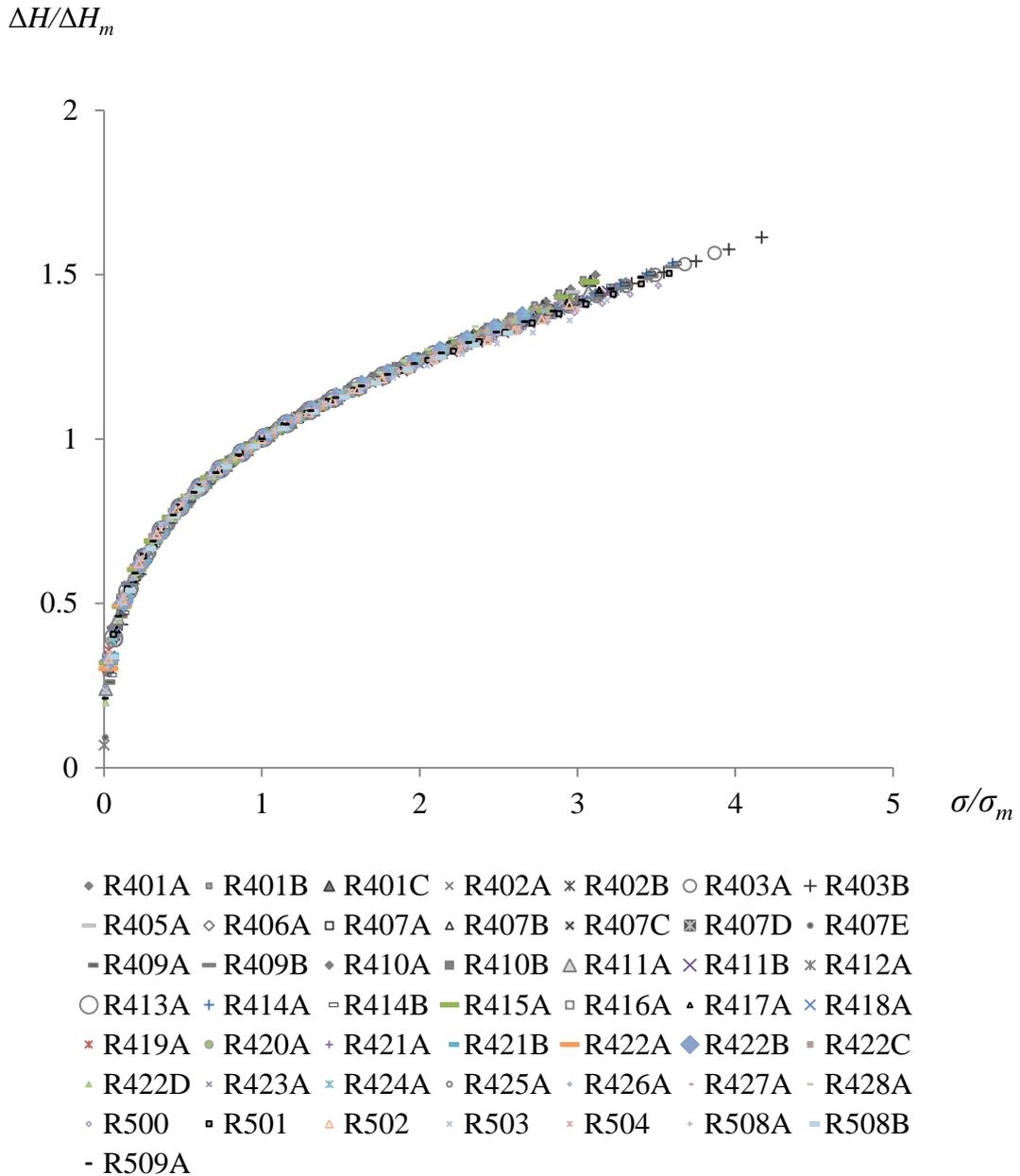


Рис. 4.14. Зависимость экспериментальных значений теплот парообразования от приведенного поверхностного натяжения для смесей фреонов

**Таблица 4.22.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R402A [162, 166] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.18)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{экс}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{экс}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	3.086	1.435	1.426	0.63

150	2.904	1.401	1.399	0.14
160	2.725	1.368	1.371	-0.22
170	2.548	1.336	1.343	-0.52
180	2.373	1.305	1.313	-0.61
190	2.201	1.273	1.282	-0.71
200	2.031	1.242	1.250	-0.64
210	1.864	1.209	1.217	-0.66
220	1.699	1.176	1.182	-0.51
230	1.538	1.141	1.145	-0.35
240	1.380	1.104	1.107	-0.27
250	1.225	1.065	1.066	-0.09
260	1.074	1.022	1.023	-0.10
270	0.926	0.977	0.976	0.10
280	0.784	0.926	0.926	0.00
290	0.646	0.871	0.871	0.00
300	0.513	0.809	0.810	-0.12
310	0.387	0.737	0.741	-0.54
320	0.268	0.653	0.660	-1.07
330	0.159	0.549	0.560	-2.00
Среднее значение				-0.38

**Таблица 4.23.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R405A [132, 136, 162, 165] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.18)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
160	2.972	1.447	1.409	2.63
170	2.804	1.399	1.384	1.07
180	2.638	1.359	1.357	0.15
190	2.475	1.325	1.330	-0.38
200	2.313	1.294	1.302	-0.62
210	2.154	1.264	1.273	-0.71
220	1.997	1.234	1.243	-0.73
230	1.842	1.204	1.212	-0.66
240	1.690	1.173	1.180	-0.60
250	1.541	1.140	1.146	-0.53
260	1.394	1.107	1.110	-0.27
270	1.250	1.071	1.073	-0.19
280	1.110	1.033	1.033	0.00
290	0.973	0.992	0.991	0.10
300	0.839	0.947	0.946	0.11
310	0.710	0.898	0.898	0.00

320	0.585	0.845	0.845	0.00
330	0.465	0.785	0.786	-0.13
340	0.351	0.716	0.719	-0.42
350	0.244	0.636	0.641	-0.79
360	0.145	0.535	0.544	-1.68
Среднее значение				-0.17

#### 4.4. Расчет процесса парообразования бинарной смеси по предлагаемой методике

Разработанная методика расчета теплоты парообразования индивидуальных веществ при фазовом переходе жидкость-пар была использована для определения теплоты парообразования двухкомпонентных смесей и газовых конденсатов [114, результаты были получены в соавторстве с Арутюновым Б.А., Раевой В.М. и Фролковой А.К.].

Для бинарных смесей необходимыми условиями применимости формул (3.11) и (3.11а) является определение масштаба  $\Delta H_{тсм}$ . Так, масштаб для приведенной температуры находят из соотношения  $T_{тсм}=0.76T_{ксм}$ . Для определения  $\Delta H_{тсм}$  можно воспользоваться формулой (3.3) или (3.5), предварительно найдя  $\Delta H_{см}^0$  при нормальном давлении по методике, разработанной в работе [112].

Сущность метода основана на предположении, что процесс парообразования смеси происходит при постоянной температуре  $T_{ксм}$ , определяемой известными способами. Исследование проводится для двухкомпонентной смеси с помощью  $H$ - $T$  диаграммы (рис. 4.19).

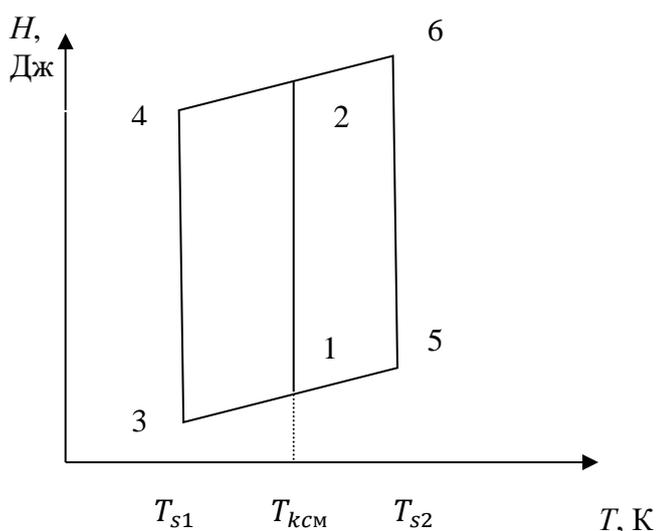


Рис. 4.19. Схема процесса парообразования бинарной смеси при  $T=\text{const}$

Пусть при  $T_{ксм}$  в процессе подвода теплоты в количестве  $H_{см}$  (теплота парообразования смеси) смесь переходит в парообразное состояние, т.е. предполагается, что переход насыщенной жидкости в сухой пар смеси происходит  $T_{ксм} = \text{const}$  и  $x = \text{const}$ . В реальных процессах парообразования при  $T = \text{const}$  концентрации компонентов изменяются. Но процесс парообразования при  $T = \text{const}$  и  $x = \text{const}$  можно осуществить регулированием давления в системе.

Рассмотрим состояния компонентов смеси в точках начала кипения и конденсации. В состоянии 1 низкокипящий компонент (НКК) является перегретой жидкостью относительно равновесной температуры кипения  $T_{s1} < T_{ксм}$  при давлении  $p$  ( $T_{s1}$  - температура кипения НКК). Второй компонент в точке 1 является недогретой жидкостью, так как  $T_{ксм} < T_{s2}$ .  $T_{s2}$  - температура кипения высококипящего компонента (ВКК). В состоянии 2 НКК представляет собой перегретый пар ( $T_{s1} < T_{ксм}$ ), а ВКК является переохлажденным паром, так как  $T_{ксм} < T_{s2}$ .

В процессе фазового перехода смеси при  $T = \text{const}$  теплота парообразования  $\Delta H_{см} = \Delta H_{2-1}$  не должна зависеть от того, каким путем осуществляется процесс перехода жидкости в пар. Переход из состояния 1 в состояние 2 можно осуществить отдельно для каждого компонента процессами 1-3-4-2 и 1-5-6-2. Процесс 1-3-4-2 соответствует процессу перехода НКК из состояния 1 в 2, а 1-5-6-2 соответствует процессу перехода ВКК из состояния 1 в 2. Тогда теплоту парообразования смеси можно определить как сумму изменений энтальпии каждого компонента при переходе из состояния 1 в 2 с учетом их концентраций.

$$\Delta H_{см(1+2)} = x\Delta H_{1342}^{НКК} + (1-x)\Delta H_{1562}^{ВКК} \quad (4.19)$$

Теперь определим правую часть уравнения (4.19). Здесь необходимы следующие допущения: 1) будем считать, что при смешении сухих паров НКК и ВКК тепловые эффекты смешения отсутствуют, что в принципе

соответствует реальному процессу; 2) энтальпия пара компонентов смеси не зависит от давления.

С учетом введенных допущений преобразуем уравнение (4.19). В результате имеем

$$\Delta H_{см(2+1)} = xH_1 + (1 - x)H_2 - x\Delta C_{P1}(T_{ксм} - T_{s1}^{HKK}) + (1 - x)\Delta C_{P2}(T_{s2}^{BKK} - T_{ксм}) \quad (4.20)$$

где  $\Delta C_{P1} = C_{pHKK}^{ож} - C_{pHKK}^n$  - разность средних теплоемкостей жидкости и пара НКК в интервале температур  $T_{ксм} \div T_{s1}^{HKK}$ ;  $\Delta C_{P2} = C_{pBKK}^{ож} - C_{pBKK}^n$  - разность средних теплоемкостей жидкости и пара ВКК в интервале температур  $T_{ксм} \div T_{s2}^{BKK}$ . Метод справедлив для  $\Delta T = T_{s2} - T_{s1} < 90$ .

Полученный результат позволяет рассчитывать теплоту парообразования смеси по известным значениям теплоемкостей и теплот парообразования компонентов [112].

В качестве примера в таблице 4.24 приведены расчетные данные  $\Delta H_{см}$  для бинарной системы н-пентан - н-гексан при 101.32 кПа, полученные по уравнению (4.20) и по методу, приведенному в программном комплексе PRO/II по методу UNIFAC.

**Таблица 4.24.** Сопоставление расчетных значений  $\Delta H_{см}^0$  бинарной системы н-пентан-н-гексан, полученных с использованием уравнения (4.20) и по методу UNIFAC (PRO/II) при P=101.32 кПа

$x$ (пентан), м.д.	$T$ , К	$\Delta H_{смрасч}^0$ , кДж/кг	$\Delta H_{смPRO/II}^0$ , кДж/кг	$\delta$ , %
0	341.9	334.1	334.1	0
0.1	338.9	336.1	336.6	-0.15
0.2	336.0	337.9	339.0	-0.33
0.3	333.0	340.0	341.4	-0.40
0.4	330.0	342.2	343.9	-0.50
0.5	326.9	344.2	346.5	-0.67
0.6	323.7	346.4	348.8	-0.69
0.7	320.1	349.3	350.8	-0.43
0.8	316.8	351.7	353.1	-0.40
0.9	313.3	355.5	356.4	-0.25
1	309.7	357.4	357.4	0

Полученный результат позволяет найти расчетным путем  $\Delta H_{тсм}$  для бинарной смеси с помощью уравнения (4.21)

$$\frac{\Delta H_{см}^o}{\Delta H_{тсм}} = \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{тсм}} \right)^{0.38+0.015 \left| \frac{T-T_m}{T_K} \right|} \quad (4.21)$$

$$\Delta H_{тсм} = \Delta H_{см}^o \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{тсм}} \right)^{0.38+0.015 \left| \frac{T-T_m}{T_K} \right|} \quad (4.22)$$

Далее для расчета  $\Delta H_{всм}(T)$  используют уравнение (3.11) с уже известным значением  $\Delta H_{тсм}$ .

В качестве примера в таблице 4.25 приводятся результаты расчета зависимостей  $\Delta H_{см}(T)$  для смеси н-пентан (0.8) – н-гексан (0.2), в скобках приводятся массовые доли компонентов смеси.

**Таблица 4.25.** Сопоставление рассчитанных по уравнению (3.11) и полученных по методу UNIFAC (PRO/II) значений теплоты парообразования смеси н-пентан (0.8)-н-гексан (0.2)

$T, K$	$\Delta H_{см}^*$ , $\frac{кДж}{кг}$	$\Delta H_{см}$ расч., $\frac{кДж}{кг}$	$\left( \frac{\Delta H_{см}}{\Delta H_{тсм}} \right)^*$	$\left( \frac{\Delta H_{см}}{\Delta H_{тсм}} \right)_{расч}$	$\delta, \%$
300	365.4	365.22	1.189	1.183	+0.5
320	348.8	349.04	1.135	1.130	+0.4
340	330.9	331.56	1.077	1.074	+0.3
360	311.2	312.46	1.013	1.012	+0.1
380	289.4	290.96	0.942	0.942	0
400	264.5	265.72	0.861	0.861	0
420	235.0	235.36	0.765	0.762	+0.4
440	197.6	197.14	0.643	0.634	+1.4
450	173.3	173.32	0.564	0.561	+0.5

Примечания: \* - расчет PRO/II по методу UNIFAC.

Критическая температура, рассчитанная по уравнению (3.11а), равна  $T_{ксм}=478.47K$ ;  $T_{тсм}=0.76T_{ксм}=363.64K$ . Значение  $\Delta H_{тсм}=307.34 \frac{кДж}{кг}$ , получено по методу, приведенному в программном комплексе PRO/II. Температура кипения смеси при давлении 101.32 кПа  $T_{кип.см}=316.8K$ , а  $\Delta H_{см}^o=351.7 \frac{кДж}{кг}$ . Используя уравнение (4.21), находим  $\Delta H_{тсм}$

$$\frac{\Delta H_{см}^o}{\Delta H_{тсм}} = \left( \frac{1-\tau_{см}}{1-\tau_{тсм}} \right)^{0.38+0.015 \left| \frac{T-T_m}{T_k} \right|} \quad (4.23)$$

Тогда  $\Delta H_{тсм} = 308.78 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ . Погрешность расчета составляет 0.47%.

Затем полученное значение  $\Delta H_{тсм}$  используется для расчета по формуле (4.22)  $\Delta H_{см}(T)$ . В таблице 4.25 приводятся результаты сопоставления расчетных значений  $\Delta H_{см}(T)$ , полученных по уравнению (3.11) и с использованием программного комплекса PRO/II. Таким образом, задание одного значения теплоты парообразования при давлении 101.32кПа позволило найти температурную зависимость теплоты парообразования бинарной смеси н-пентан (0.8) - н-гексан (0.2) в диапазоне изменения  $\tau=0.63 \div 0.94$  с погрешностью менее 1.0% [114, результаты были получены в соавторстве с Арутюновым Б.А., Раевой В.М. и Фролковой А.К.].

## ВЫВОДЫ

1. Разработан новый метод обобщения обработки экспериментальных данных в приведенной форме, основанный на фундаментальном принципе минимальности термодинамики.
2. Найдены новые масштабы приведения для искомой величины  $\Delta H_m$ ,  $\sigma_m$  и переменных  $\Delta\rho_m$ ,  $\tau_m$ , которые определены при температуре  $T_m$ , соответствующей минимуму свободной энергии процесса фазового перехода жидкость-пар.
3. Установлена связь между  $T_k$  и  $T_m$ , позволившая определить критическую температуру с погрешностью не более 1.5%.
4. Найдена связь между теплотой парообразования  $\Delta H_m$  и молекулярной массой для алканов с погрешностью до 1.5%:
5. Получен новый коррелирующий параметр  $\omega$ , определенный по параметрам состояния системы.
6. Получены расчетные формулы для определения теплоты парообразования и поверхностного натяжения индивидуальных веществ с погрешностью не более 1 - 2% в диапазоне изменения переменной  $0.36 < \tau < 0.98$ .
7. Разработанный метод определения  $\Delta H(T)$  и  $\sigma(T)$  для индивидуальных веществ был применен к смесям углеводородов и фреонов, что позволило получить расчетные формулы для определения  $\Delta H_{cm}$  в зависимости от приведенной разности плотности или температуры в интервале изменения переменной  $0.36 < \tau < 0.98$  для определения  $\Delta H(T)$  с погрешностью до 1 - 2 %.
8. Полученные расчетные формулы дают возможность определить функцию теплоты парообразования и поверхностного натяжения в зависимости от температуры, если известно одно значение этого свойства при любой температуре и критическая температура вещества.

9. Найдена связь между  $\Delta H(T)$  и  $\sigma(T)$ . Результаты показали, что поверхностное натяжение углеводородов, газовых конденсатов, фреонов и смесей фреонов можно предсказать с погрешностью до 1 – 2 %, зная значение теплоты парообразования и, наоборот, в широком температурном диапазоне.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Black C. Importance of thermophysical data in process simulation // International Journal of Thermophysics. 1986. V.7. № 4. P. 987.
2. Watanabe K. Current thermophysical properties research on refrigerant mixtures in Japan // International Journal of Thermophysics. 1990. V.11. № 2. P. 433.
3. Oscarson J. L., Rowley R. L., Wilding W.V., Izatt R. M. Industrial need for accurate thermophysical data and for reliable prediction methods // J. Therm. Anal. Calorim. 2008. V. 92. № 2. P. 465.
4. Rarey J., Gmehling J. Factual data banks and their application to the synthesis and design of chemical processes and the development and testing of thermophysical property estimation methods // Pure Appl. Chem., ASAP Article doi:10.1351/PAC-CON-08-11-17. © 2009 IUPAC, Publication date (Web): September 2009.
5. Wilhelm E. Chemical Thermodynamics: A Journey of Many Vistas // J. Solution Chem. 2014. V. 43. № 3. P. 525.
6. Frenkel M., Chirico R. D., Diky, V. V., Dong Q., Frenkel S., Franchois P. R., Embry D. L., Teague T. L., Marsh K. N., Wilhoit R. C. ThermoML - an XML-based Approach for Storage and Exchange of Experimental and Critically Evaluated Thermophysical and Thermochemical Property Data. 1. Experimental Data // J. Chem. Eng. Data. 2003. V. 48. P. 2.
7. Frenkel M., Chirico R. D., Diky, V. V., Marsh K. N., Dymond J. H., Wakeham W. A. ThermoML - an XML-based Approach for Storage and Exchange of Experimental and Critically Evaluated Thermophysical and Thermochemical Property Data. 3. Critically Evaluated Data, Predicted Data, and Equation Representation // J. Chem. Eng. Data. 2004. V. 49. № 3. P. 381.
8. Lindstrom, P.J. & Mallard, W.G. (Eds.), 2001, NIST Chemistry WebBook, NIST Standard Reference Database No. 69, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, MD (<http://webbook.nist.gov>)
9. Карапетьянц М.Х. Химическая термодинамика. Изд. 3-е. М.: Химия, 1975.

10. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей / Пер. с англ. под ред. Соколова Б.И. Изд. 3-е. Л.: Химия, 1982.
11. Филиппов Л.П. Методы расчета и прогнозирование свойств веществ. М.: Изд-во МГУ, 1988.
12. Poling B. E., Prausnitz J. M., O'Connell J. P. The Properties of Gases and Liquids. 5th ed. McGraw-Hill: New York, 2000.
13. Babak Mehmandoust, Ehsan Sanjari, Mostafa Vatani. An efficient reliable method to estimate the vaporization enthalpy of pure substances according to the normal boiling temperature and critical properties // Journal of Advanced Research. 2014. V. 5. № 2. P. 261.
14. Danial Abooali, Mohammad Amin Sobati. Novel method for prediction of normal boiling point and enthalpy of vaporization at normal boiling point of pure refrigerants: A QSPR approach // International Journal of Refrigeration. 2014. V. 40. № 4. P. 282.
15. Farhad Gharagheizi, Poorandokht Ilani-Kashkouli, William E. Acree Jr., Amir H. Mohammadi, Deresh Ramjugernath. A group contribution model for determining the vaporization enthalpy of organic compounds at the standard reference temperature of 298 K // Fluid Phase Equilibrium. 2013. V. 360. P. 279.
16. Solomonov B.N., Varfolomeev M.A., Nagrimanov R.N., Novikov V.N., Buzyurov A.V., Fedorova Y.V., Mukhametzyanov T.A. New method for determination of vaporization and sublimation enthalpy of aromatic compounds at 298.15 K using solution calorimetry technique and group-additivity scheme // Thermochemica Acta. 2015. / In Press, Corrected Proof, Available online 23 October 2015
17. Monte M.J.S., Almeida A.R.R.P., Liebman J.F. Prediction of enthalpy and standard Gibbs energy of vaporization of haloaromatics from atomic properties // Chemosphere. 2015. V. 138. P. 478.
18. Varfolomeev M.A., Novikov V.N, Nagrimanov R.N, Solomonov B.N. Modified solution calorimetry approach for determination of vaporization and

- sublimation enthalpies of branched-chain aliphatic and alkyl aromatic compounds at  $T = 298.15 \text{ K}$  // *The Journal of Chemical Thermodynamics*. 2015. V. 91. P. 204.
19. Ali Mustapha Benkouider, Rachid Kessas, Sofiane Guella, Ahmed Yahiaoui, Farid Bagui. Estimation of the enthalpy of vaporization of organic components as a function of temperature using a new group contribution method // *Journal of Molecular Liquids*. 2014. V. 194. № 6. P. 48.
20. Sosnowska A., Barycki M., Jagiello K., Haranczyk M., Gajewicz A., Kawai T., Suzuki N., Puzyn T. Predicting enthalpy of vaporization for persistent organic pollutants with Quantitative Structure–Property Relationship (QSPR) incorporating the influence of temperature on volatility // *Atmospheric Environmen*. 2014. V. 87. P. 10.
21. Mehmandoust B., Sanjari E., Vatani M. An efficient reliable method to estimate the vaporization enthalpy of pure substances according to the normal boiling temperature and critical properties // *Journal of Advanced Research*. 2014. V. 5. P. 261-269
22. Poling BE, Thomson GH, Friend DG, Rowley RL, Wilding WV. *Perrys chemical engineers handbook*. 8th ed. United States of America: McGraw-Hill Companies; 2008.
23. Riedel L. Kritischer Koeffizient, Dichte des gesättigten Dampfes und Verdampfungswärme. Untersuchungen über eine Erweiterung des Theorems der übereinstimmenden Zustände. Teil III // *Chem Ing Tech*. 1954. V. 26. P. 679 - 683.
24. Poling BE, Prausnitz JM, O'Connell JP. *The properties of gases and liquids*. New York: McGraw-Hill. 2001.
25. Chen NH. Generalized correlation for latent heat of vaporization // *J Chem. Eng. Data* 1965. V. 10. P. 207–210.
26. Zhao L, Ni N, Yalkowsky S. A modification of Trouton's rule by simple molecular parameters for hydrocarbon compounds // *Ind Eng Chem Res*. 1999. V. 38. P. 324 - 327.
27. Nash LK. Trouton and T–H–E rule // *J Chem Educ*. 1984. V. 61. P. 981–984.

28. Vetere A. Methods to predict the vaporization enthalpies at the normal boiling temperature of pure compounds revisited // *Fluid Phase Equilibria*. 1995. V. 106. P. 1–10.
29. Vetere A. New correlations for predicting vaporization enthalpies of pure compounds // *Chem Eng J*. 1979. V. 17. P. 157–162.
30. Liu ZY. Estimation of heat of vaporization of pure liquid at its normal boiling temperature // *Chem Eng Commun*. 2001. V. 184. P. 221–228.
31. Yaws CL. *Thermophysical properties of chemicals and hydrocarbons* / Norwich: William Andrew. 2008.
32. Majer V, Svoboda V. *Enthalpies of vaporization of organic compounds* / Oxford: Blackwell Scientific Publications. 1985.
33. Daubert TE, Danner RP, Sibul HM, Stebbins CC. *Physical and thermodynamic properties of pure compounds: data compilation* / Bristol, PA: Taylor & Francis. 1994
34. М.А. Кузнецов. Энтальпия нормальных алканов  $C_7$ - $C_{11}$  в широкой области параметров состояния, на пограничной кривой и в окрестности критической точки // *Теоретические основы химической технологии*. – 2006. т.40, №1 – с.1-6
35. Hogge J.W., Messerly R., Giles N., Knotts T., Rowley R., Vincent W. Wilding Improving thermodynamic consistency among vapor pressure, heat of vaporization, and liquid and ideal gas isobaric heat capacities through multi-property optimization // *Fluid Phase Equilibria*. 2015. P. 1-7
36. Parhizgar H., Reza Dehghani M., Eftekhari A. Modeling of vaporization enthalpies of petroleum fractions and pure hydrocarbons using genetic programming. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. 2013. V. 112. P. 97-104
37. Филиппов Л.П. *Методы расчета и прогнозирования свойств веществ*. М.: изд-во МГУ, 1988.

38. Филиппов Л.П. О поверхностном натяжении жидкостей // ЖФХ. – 1980. т.54, №3 – с.744-746
39. Скрипов В.П., Синицин Е.Н., Павлов П.А. Теплофизические свойства жидкостей в метастабильном состоянии / Справочник. М.: Атомиздат, 1980.
40. Areyard R., Haden D.A: An introduction to Principles of surface chemistry / Cambridge University Press, London. 1973.
41. Esteban B., Riba J.-R., Baquero G., Puig R., Rius A., Characterization of the surface tension of vegetable oils to be used as fuel in diesel engines // Fuel. 2012. V. 102. P. 231-238.
42. Burgess W.A., Tapriyal D., Morreale B.D., Soong Y., Baled H.O., Enick R.M., Wu Y., Bamgbade B.A., McHugh M.A, Volume-translated cubic EoS and PC-SAFT density models and a free volume-based viscosity model for hydrocarbons at extreme temperature and pressure conditions // Fluid Phase Equilibria. 2013. V. 359. P. 38-44.
43. Bazhlekov I., Vasileva D., Bazhlekova E., Mathematical Modelling of the Effect of Biosurfactants on the Surface Tension // Biomath Communications. 2015. V. 2.
44. Colucci S., Battaglia M., Trigila R., A thermodynamical model for the surface tension of silicate melts in contact with H<sub>2</sub>O gas // Geochimica et Cosmochimica Acta. 2016. V. 175. P. 113-127.
45. Fu D., Wei L., Liu S., Experiment and model for the surface tension of carbonated MEA–MDEA aqueous solutions // Fluid Phase Equilibria. 2013. V. 337. P. 83-88.
46. Frey K., Modell M., Tester J.W., Density-and-temperature-dependent volume translation for the SRK EOS: 2. Mixtures // Fluid Phase Equilibria. 2013. V. 343. P. 13-23.
47. Abudour A.M., Mohammad S.A., Robinson R.L., Gasem K.A., Volume-translated Peng-Robinson equation of state for liquid densities of diverse binary mixtures // Fluid Phase Equilibria. 2013. V. 349. P. 37-55.

48. Farzi R., Esmailzadeh F., Prediction of densities of pure ionic liquids using Esmailzadeh-Roshanfekar equation of state and critical properties from group contribution method // *Fluid Phase Equilibria*, 2016. V. 423. P. 101-108.
49. Zhu J.-Y., Duan Y.-Y., Yang Z., Lin H., Factors influencing the surface tension of binary hydrocarbon mixtures // *Fuel*. 2014. V. 116. P. 116-122.
50. Gharagheizi F., Eslamimanesh A., Sattari M., Mohammadi A.H., Richon D., Development of corresponding states model for estimation of the surface tension of chemical compounds // *AIChE Journal*. 2013. V. 59. P. 613-621.
51. Ramirez-Verduzco L.F., Models for predicting the surface tension of biodiesel and methyl esters // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2015. V. 41. P. 202-216.
52. Di Nicola G., Di Nicola C., Moglie M., Pacetti M., A corresponding states principle-based equation for the surface tension of Alkenes // *Journal of thermal analysis and calorimetry*. 2012. V. 108. P. 621-625.
53. Esmailzadeh F., Roshanfekar M., A new cubic equation of state for reservoir fluids // *Fluid Phase Equilibria*. 2006. V. 239. P. 83-90.
54. Bonyadi M., Esmailzadeh F., A modification of the alpha function ( $\alpha$ ), and the critical compressibility factor ( $\zeta_c$ ) in ER (Esmailzadeh–Roshanfekar) equation of state // *Fluid Phase Equilibria*/ 2008. V. 273. P. 31-37.
55. Macleod D. On a relation between surface tension and density // *Trans. Faraday Soc.* 1923. V. 19. P. 38-41.
56. Sugden S. CXLII.—A relation between surface tension, density, and chemical composition // *Journal of the Chemical Society. Transactions*. 1924. V. 125. P. 1177-1189.
57. Hugill J., Van Welsenes A., Surface tension: a simple correlation for natural gas+ condensate systems // *Fluid Phase Equilibria*. 1986. V. 29. P. 383-390.
58. Deb K., Multi-objective optimization using evolutionary algorithms. First ed. / John Wiley & Sons, Urbana. 2001.

59. Farzi R., Esmailzadeh F. Prediction of surface tension of pure hydrocarbons using Esmailzadeh-Roshanfekar equation of state and group contribution method // *Fluid Phase Equilibria*. 2016. V.427. P. 353 – 361.
60. MacLeod D.B. // *Trans. Faraday Soc.* 1923. V. 19. P. 38–43.
61. Carey B.S., L.E. Scriven, H.T. Davis // *AIChE J.* 1980. V. 26. P. 705–711.
62. Girifalco L.A., R.J. Good // *J. Phys. Chem.* 1957. V. 61. P. 904–912.
63. Fowkes F.M. // *J. Phys. Chem.* 1962. V. 66. P. 1863–1867.
64. Guggenheim E.A. // *J. Chem. Phys.* 1945. V. 13. P. 253–261.
65. Cahn J.W., J.E. Hilliard // *J. Chem. Phys.* 1958. V. 28. P. 258–267.
66. Attard P., G.A. Moule // *Mol. Phys.* 1993. V. 42. P. 943–959.
67. Mecke M., J. Winkelmann, J. Fischer // *J. Chem. Phys.* 1997. V. 107. P. 9264–9270.
68. Barker J.A., D. Henderson // *J. Chem. Phys.* 1967. V. 47. P. 4714–4721.
69. Huang S.H., M. Radosz // *Ind. Eng. Chem. Res.* 1990. V. 29. P. 2284–2294.
70. Huang S.H., M. Radosz // *Ind. Eng. Chem. Res.* 1991. V. 30. P. 1994–2005.
71. Abbas S., P. Ahlstrom, S. Nordholm // *Langmuir*/ 1998. V. 14. P. 396–406.
72. Li Z., B.C.-Y. Lu // *Chem. Eng. Sci.* 2001. V. 56. P. 6977–6987.
73. Mousavi S.M., Pazuki G.R., Pakizehseresht M., A. Dashtizadeh, M. Pakizehseresht // *Fluid Phase Equilib.* 2007. V. 255. P. 24–30.
74. Mique C., B. Mendiboure, A. Graciaa, J. Lachaise // *Fluid Phase Equilib.* 2003. V. 207. P. 225–243.
75. Sprow F.B., J.M. Prausnitz, Can. // *J. Chem. Eng.* 1967. V. 45. P. 25–28.
76. Suarez J.T., C. Torres-Marchal, P. Rasmussen // *Chem. Eng. Sci.* 1989. V. 44. P. 782–786.
77. Nath S.J. // *Colloid Interf. Sci.* 1999. V. 209. P. 116–122.
78. A. Bahramian, A. Danesh // *Fluid Phase Equilib.* 2005. V. 236. P. 156–161.
79. Bitaab A., Taghikhani V., Ghotbi C, Ayatollahi Sh. A modified square well model in obtaining the surface tension of pure and binary mixtures of hydrocarbons // *J. Chem. Thermodynamics*. 2008. V. 40. P. 1131–1135

80. Shahin Khosharay, Masoumeh Seyfi Mazraeno, Farshad Varaminian. Modeling the surface tension of refrigerant mixtures with linear gradient theory. *International journal of refrigeration*. 2013. P. 1 – 10.
81. Macleod, D.B. On a relation between surface tension and density // *Trans. Faraday Soc.* 1923. V. 19. P. 38-41.
82. Sugden, S. VI.dthe variation of surface tension with temperature and some related functions // *J. Chem. Soc. Trans.* 1924. V. 125. P. 32-41.
83. Sugden, S. The influence of the orientation of surface molecules on the surface tension of pure liquids // *J. Chem. Soc. Trans.* 1924. V. 125. P. 1167-1177.
84. Weinaug, C.F., Katz, D.L. Surface tensions of methane-propane mixtures // *Ind. Eng. Chem.* 1943. V. 35. P. 239-246.
85. Guggenheim, E.A. The principle of corresponding states // *J. Chem. Phys.* 1945. V. 13. P. 253-262.
86. Zuo, Y.X., Stenby, E.H. Corresponding-states and parachor models for the calculation of interfacial tensions. *Can. // J. Chem. Eng.* 1997. V. 75. P. 1130-1137.
87. Queimada, A.J., Rolo, L.I., Caco, A.I., Marrucho, I.M., Stenby, E.H., Coutinho, J.A.P. Prediction of viscosities and surface tensions of fuels using a new corresponding states model // *Fuel*. 2006. V. 85. P. 874-877.
88. Kim, S.Y., Kim, S.S., Lee, B. Prediction of the surface tension of binary systems based on the partial least squares method. *Korean // J. Chem. Eng.* 2009. V. 26. P. 349-353.
89. Attard, P., Moule, G.A. A force-balance Monte Carlo simulation of the surface tension of a hard-sphere fluid // *Mol. Phys.* 1993. V. 78. P. 943-959.
90. Toxvaerd, S. Surface structure of a square-well fluid // *J. Chem. Phys.* 1972. V. 57. 4092-4097.
91. Haile, J.M., Gray, C.G., Gubbins, K.E. Theory of surface tension for molecular liquids. II. Perturbation theory calculations // *J. Chem. Phys.* 1976. V. 64. P. 2569-2578.

92. Evans, R. The nature of the liquid-vapour interface and other topics in the statistical mechanics of non-uniform, classical fluids // *Adv. Phys.* 1979. V. 28. P. 143-200.
93. Teixeira, P.I., Telo da Gama, M.M. Density-functional theory for the interfacial properties of a dipolar fluid // *J. Phys. Condens.* 1991. V. 3. P. 111-126.
94. Winkelmann, J., Brodrecht, U., Kreft, I. Density functional theory: mof surface tensions for molecular fluids. *Ber. Bunsenges // Phys. Chem.* 1994. V. 98. P. 912-919.
95. Winkelmann, J. Density functional theory: prediction of ellipsometric parameters and structural behaviour of pure fluid vapour-liquid interfaces. *Ber Bunsenges // Phys. Chem.* 1994. V. 98. P. 1308-1316.
96. Fu, D., Lu, J.F., Liu, J.C., Li, Y.G. Prediction of surface tension for pure non-polar fluids based on density functional theory // *Chem. Eng. Sci.* 2001. V. 56. P. 6989-6996.
97. Cahn, J.W., Hilliard, J.E. Free energy of a nonuniform system. I. Interfacial free energy // *J. Chem. Phys.* 1958. V. 28. P. 258-267.
98. Rowlinson, J.S. Translation of J. D. van der Waals' "The thermodynamik theory of capillarity under the hypothesis of a continuous variation of density" // *J. Stat. Phys.* 1979. V. 20. P. 197-200.
99. Zuo, Y.X., Stenby, E.H. Calculation of surface tensions of polar mixtures with a simplified gradient theory model // *J. Chem. Eng. Jpn.* 1996. V. 29. P. 159-165.
100. Zuo, Y.X., Stenby, E.H. A linear gradient theory model for calculating interfacial tensions of mixtures // *J. Colloid Interf. Sci.* 1996. V. 182. P. 126-132.
101. Zuo, Y.X., Stenby, E.H. Corresponding-states and parachor models for the calculation of interfacial tensions // *J. Chem. Eng.* 1997. V. 75. P. 1130-1137.
102. Zuo, Y.X., Stenby, E.H. Calculation of interfacial tensions of hydrocarbon-water systems under reservoir conditions // *In Situ.* 1998. V. 22. P. 157-180.
103. Гухман А.А., Зайцев А.А. Обобщенный анализ. М.: Факториал, 1988.
104. Физко-химические свойства индивидуальных углеводов/ под ред. В.М. Татевского. М.: Гостоптехиздат, 1960

105. Сычев В.В., Вассерман А.А., Козлов А.Д., Цымарный В.А. Термодинамические свойства этана. М.: Изд-во Стандартов, 1988.
106. Сычев В.В., Вассерман А.А., Козлов А.Д., Цымарный В.А. Термодинамические свойства пропана. М.: Изд-во Стандартов, 1989.
107. Термодинамические свойства метана. ГСССД. Сер. Монографии. М.: Издательство стандартов, 1979.
108. Jean-Pascal Tricoire & Léo Apotheker, 1981, SimSci PRO/II Comprehensive Process Simulation, V. 9.1 Schneider Electric SE Rueil-Malmaison, France (<http://software.schneider-electric.com>)
109. Younglove B.A., Ely J.F. Thermophysical Properties of Methane, Ethane, Propane, Butane, Isobutane // J. Phys. Chem. Ref. Data. vol. №4, 1987. P. 723
110. Арутюнов Б.А. Исследование термодинамических свойств веществ при фазовых переходах жидкость-пар // Вестник МИТХТ. 2010. Т. 5. №2. С. 37.
111. Григорьев Б.А., Герасимов А.А., Ланчаков Г.А. Теплофизические свойства и фазовые равновесия газовых конденсатов и их фракций / Под ред. Б.А. Григорьева. М.: Издательский дом МЭИ, 2007.
112. Арутюнов Б.А., Юсуф Ахмед Эльсадиг Мохамед, Аушева Е.В. Температурная зависимость теплоты парообразования чистых углеводородов и их бинарных смесей // Вестник МИТХТ. – 2010. – т. 5. – №5. – с.40 - 42.
113. Арутюнов Б.А., Арутюнов А.Б. Термодинамика и свойства веществ. М.: Московский технологический университет (МИРЭА), 2016. 214 с.
114. Арутюнов Б.А., Рытова Е.В., Раева В.М., Фролова А.К. Методы расчета теплот парообразования углеводородов и их смесей в широком диапазоне температур // Теоретические основы химической технологии, 2017, том 51, № 5, с. 595–604.
115. Арутюнов Б.А., Рытова Е.В. Корреляция данных теплоты парообразования и поверхностного натяжения в обобщенной безразмерной форме для углеводородов // IV Международная научно-техническая конференция «Современные методы и средства исследований

теплофизических свойств» 17 – 18 мая 2017 . СПб.: Университет ИТМО, 2017. – С. 184-188.

116. Богданов С.Н., Бурцев С.И., Иванов О.П., Куприянова А.В. Холодильная техника. Кондиционирование воздуха. Свойства веществ: Справ./ Под ред. С.Н. Богданова. – СПб.: СПбГАХИТ, 1999. 320 с.

117. Jacobsen R.T., Penoncello S.G., Lemmon E.W. A fundamental equation for trichlorofluoromethane (R-11) // Fluid Phase Equilibria. 1992. V. 80. P. 45-56.

118. Marx V., Pruss A., Wagner W. Neue Zustandsgleichungen fuer R 12, R 22, R 11 und R 113. Beschreibung des thermodynamischen Zustandsverhaltens bei Temperaturen bis 525 K und Druecken bis 200 MPa // VDI Verlag. 1992. V. 19. № 57.

119. Platzer B., Polt A., Maurer, G. Thermophysical properties of refrigerants // Berlin: Springer-Verlag. 1990.

120. Lemmon E.W., Span R. Short Fundamental Equations of State for 20 Industrial Fluids // J. Chem. Eng. Data. 2006. V. 51. P. 785-850.

121. Younglove B.A., McLinden M.O. An International Standard Equation of State for the Thermodynamic Properties of Refrigerant 123 (2,2-Dichloro-1,1,1-trifluoroethane) // J. Phys. Chem. Ref. Data. 1994. V. 23. P. 731-779.

122. De Vries B., Tillner-Roth R., Baehr H.D. Thermodynamic Properties of HCFC 124 // 19th International Congress of Refrigeration. 1995. V. IVa. P. 582-589.

123. Lemmon E.W., Jacobsen R.T. A New Functional Form and New Fitting Techniques for Equations of State with Application to Pentafluoroethane (HFC-125) // J. Phys. Chem. Ref. Data. 2005. V. 34. № 1. P. 69-108.

124. Magee J.W., Outcalt S.L., Ely, J.F. Molar heat capacity  $C(v)$ , vapor pressure, and  $(p, \rho, T)$  measurements from 92 to 350 K at pressures to 35 MPa and a new equation of state for chlorotrifluoromethane (R13) // Int. J. Thermophys. 2000. V. 21. № 5. P. 1097-1121.

125. Tillner-Roth R., Baehr H.D. An international standard formulation of the thermodynamic properties of 1,1,1,2-tetrafluoroethane (HFC-134a) for

temperatures from 170 K to 455 K at pressures up to 70 MPa // J. Phys. Chem. Ref. Data. 1994. V. 23. P. 657-729.

126. Lemmon E.W., Jacobsen R.T. An International Standard Formulation for the Thermodynamic Properties of 1,1,1-Trifluoroethane (HFC-143a) for Temperatures from 161 to 450 K and Pressures to 50 MPa // J. Phys. Chem. Ref. Data. 2000. V. 29. № 4. P. 521-552.

127. Outcalt S.L., McLinden M.O. A modified Benedict-Webb-Rubin equation of state for the thermodynamic properties of R152a (1,1-difluoroethane) // J. Phys. Chem. Ref. Data. 1996. V. 25. № 2. P. 605-636.

128. Алтунин В.В, Геллер В.З., Петров Е.К., Рассказов Д.С., Спиридонов Г.А. Теплофизические свойства фреонов. Т.1. Фреоны метанового ряда: справочные данные. ГССД. – М.: Изд-во стандартов. 1980.

129. Penoncello S.G., Lemmon E.W., Jacobsen R.T, Shan Z. A Fundamental Equation for Trifluoromethane (R-23) // J. Phys. Chem. Ref. Data. 2003. V. 32. № 4. P. 1473-1499.

130. Huber M.L., Ely J.F. A predictive extended corresponding states model for pure and mixed refrigerants including an equation of state for R134a // Int. J. Refrigeration. 1994. V. 17. P. 18-31.

131. Tillner-Roth R., Yokozeki A. An international standard equation of state for difluoromethane (R-32) for temperatures from the triple point at 136.34 K to 435 K and pressures up to 70 MPa // J. Phys. Chem. Ref. Data. 1997. V. 25. № 6. P. 1273-1328.

132. Lemmon E.W., Jacobsen R.T. Equations of State for Mixtures of R-32, R-125, R-134a, R-143a, and R-152a // J. Phys. Chem. Ref. Data. 2004. V. 33. № 2. P. 593-620.

133. Okada M., Higashi Y. Experimental surface tensions for HFC-32, HCFC-124, HFC-125, HCFC-141b, HCFC-142b, and HFC-152a // Int. J. Thermophys. 1995. V. 16. № 3. P. 791-800.

134. Schmidt J.W., Carrillo-Nava E., Moldover M.R. Partially halogenated hydrocarbons CHFCl-CF<sub>3</sub>, CF<sub>3</sub>-CH<sub>3</sub>, CF<sub>3</sub>-CHF-CHF<sub>2</sub>, CF<sub>3</sub>-CH<sub>2</sub>-CF<sub>3</sub>, CHF<sub>2</sub>-

CF<sub>2</sub>-CH<sub>2</sub>F, CF<sub>3</sub>-CH<sub>2</sub>-CHF<sub>2</sub>, CF<sub>3</sub>-O-CHF<sub>2</sub>: Critical temperature, refractive indices, surface tension and estimates of liquid, vapor and critical densities // *Fluid Phase Equilibria*/ 1996. V. 122. P. 187-206.

135. McLure I.A., Soares V.A.M., Edmonds B. Surface tension of perfluoropropane, perfluoro-n-butane, perfluoro-n-hexane, perfluoro-octane, perfluorotributylamine and n-pentane // *J. Chem. Soc., Faraday Trans. 1*. 1982. V. 78. № 7. P. 251-257.

136. Froeba A.P., Krzeminski K., Leipertz A. Thermophysical properties of 1,1,1,3,3-pentafluorobutane (R365mfc) // *Int. J. Thermophys.* 2004. V. 25. № 4. P. 987-1004.

137. Riedel L. Eine neue additive Grosse zur Abschätzung unbekannter kritischen Daten von nicht assoziierenden organischen Stoffen // *Chemie Ing. Techn.* 1956. V. 28. №6. P. 419 – 423.

138. Железный В.П. Новые структурно-аддитивные методы прогнозирования теплофизических свойств углеводородов. Ч. 1: Прогнозирование псевдокритических параметров газовых конденсатов и их фракций / В.П. Железный, А.С. Маркварт; под ред. Б.А. Григорьева // *Актуальные вопросы исследований пластовых систем месторождений углеводородов: сб. науч. ст.* – М.: Газпром ВНИИГАЗ, 2011. – Ч. 2. – С. 207–219.

139. Железный В.П. Новые структурноаддитивные методы прогнозирования теплофизических свойств углеводородов. Ч. 2: Термодинамические свойства газовых конденсатов / В.П. Железный, А.С. Маркварт, Б.А. Григорьев; под ред. Б.А. Григорьева // *Актуальные вопросы исследований пластовых систем месторождений углеводородов: сб. науч. ст.* – М.: Газпром ВНИИГАЗ, 2012. – С. 353–370.

140. Secheniyh V.V. Predicting the Viscosity of Halogenated Alkane Mixtures at the Boiling Line // *Russian Journal of Physical Chemistry.* – 2010. – V. 84. – № 6. – P. 1079–1081

141. Riazi M.R. Simplifi property prediction // *Hydrocarbon Processing.* – 1980. – Vol. 59. – № 3. – P. 115–116.

142. Zhelezny V.P. The Temperature Dependence of Parachor // Russian Journal of Physical Chemistry A. – 2009. – Vol. 83 – № 2. – P. 182–186.
143. Soares, V.A.M., Almeida, B.J.V.S., McLure, I.A., and Higgins, R.A. Surface tension of pure and mixed simple substances at low temperature // Fluid Phase Equilibria. 1986. V. 32. P. 9-16.
144. Buecker, D. and Wagner, W. A Reference Equation of State for the Thermodynamic Properties of Ethane for Temperatures from the Melting Line to 675 K and Pressures up to 900 MPa // J. Phys. Chem. Ref. Data. 2006. V. 35. № 1. P. 205-266.
145. Katz, D.L. and Saltman, W. Surface tension of hydrocarbons // Ind. Eng. Chem. 1939. V. 31. P. 91-94.
146. Baidakov, V.G. and Sulla, I.I. Surface tension of propane and isobutane at near-critical temperatures // Russian Journal of Physical Chemistry. 1985. V. 59. P. 551-554.
147. Maass, O. and Wright, C.H. Some physical properties of hydrocarbons containing two and three carbon atoms // J. Am. Chem. Soc. 1921. V. 43. P. 1098-1111.
148. Calado, J.C.G., McLure, I.A., and Soares, V.A.M. Surface tension for octafluorocyclobutane, n-butane and their mixtures from 233 K to 254 K, and vapour pressure, excess gibbs function and excess volume for the mixture at 233 K // Fluid Phase Equilibria. 1978. V. 2. P. 199-213.
149. Coffin, C.C. and Maass, O. The preparation and physical properties of alpha-, beta- and gamma- butylene and normal and isobutene // J. Am. Chem. Soc. 1928. V. 50. P. 1427-1437
150. Somayajulu, G.R. A Generalized Equation for Surface Tension from the Triple Point to the Critical Point // Int. J. Thermophys. 1988. V. 9. № 4. P. 559-566
151. Baidakov, V.G. and Sulla, I.I. Surface tension of propane and isobutane at near-critical temperatures // Russian Journal of Physical Chemistry. 1985. V. 59. V. 551-554

152. Wibaut, J. P.; Hoog, H.; Langedijk, S. L.; Overhoff, J.; Smittenberg, J.; Benninga, N.; Bouman, G. P.; van Dijk, H.; Gaade, W.; Geldof, H.; Hackmann, J. Th.; Jonker, E. W.; Paap, T.; and Zuiderweg, F. J. Study on the Preparation and the Physical Constants of A Number of Alkanes and Cycloalkanes // Recl. Trav. Chim. Pays-Bas. 1939. V. 58 P. 329
153. Span, R. and Wagner, W. Equations of State for Technical Applications. II. Results for Nonpolar Fluids // Int. J. Thermophys. 2003. V. 24. № 1. P. 41-109
154. Jasper, J. J.; Kerr, E. R.; and Gregorich, F. The Orthobaric Surface Tensions and Thermodynamic Properties of the Liquid Surfaces of the n-Alkanes, C<sub>6</sub> to C<sub>28</sub> // J. Am. Chem. Soc. 1953. V. 75. P. 5252-5254
155. Jasper, J. J.; and Kring, E. V. The isobaric surface tensions and thermodynamic properties of the surfaces of a series of n-alkanes, c<sub>5</sub> to c<sub>18</sub>, 1-alkenes, c<sub>6</sub> to c<sub>16</sub>, and of n-decylcyclopentane, n-decylcyclohexane and n-decylbenzene // J. Phys. Chem. 1955. V. 59. P. 1019.
156. Lemmon, E.W. and Ihmels, E.C. Thermodynamic Properties of the Butenes. Part II. Short Fundamental Equations of State // Fluid Phase Equilibria. 2005. V. 228-229C. P. 173-187.
157. Coffin, C.C. and Maass, O. The Preparation and Physical Properties of Isobutylene // Trans. R. Soc. Can. 1927. V. 3.
158. Polt, A., Platzer, B., and Maurer, G. Parameter der thermischen Zustandsgleichung von Bender fuer 14 mehrtomige reine Stoffe // Chem. Tech. (Leipzig). 1992. V. 44. № 6. P. 216-224.
159. Рытова Е.В., Арутюнов Б.А. Метод расчета поверхностного натяжения углеводородов // Вестник МИТХТ.-2013.-Т. 8. - № 6. – С.59-62
160. Lemmon, E.W. and Jacobsen, R.T. Equations of State for Mixtures of R-32, R-125, R-134a, R-143a, and R-152a // J. Phys. Chem. Ref. Data. 2004. V. 33, N. 2. P. 593-620.
161. Ihmels, E.C. and Lemmon, E.W. Experimental Densities, Vapor Pressures, and Critical Point, and a Fundamental Equation of State for Dimethyl Ether // In Press. Fluid Phase Equilibria. 2007

162. Перельштейн И.И. Таблицы и диаграммы термодинамических свойств фреонов 12, 13, 22. – М.: ВНИХИ, 1971.
163. Максимов Б.Н. Барабанов В.Г. Сергушкин И.Л. и др. Справочник. Промышленные и фторорганические продукты. – 2-е изд., перераб. и доп. – СПб.: Химия, 1996.
164. Таблицы термодинамических свойств газов и жидкостей. Вып. 2: Фреон 22. – М.: Изд-во стандартов. 1978.
165. Таблицы и диаграммы термодинамических свойств фреонов 142 и 502. – М.: ВНИХИ. 1979.
166. Цветков О.Б., Клецкий А.В., Лаптев Ю.А. Теплофизические свойства и диаграммы альтернативных холодильных агентов: Учеб. Пособие. – СПб.: СПбГАХПТ. 1997
167. Plank R. Handbuch der Kältetechnik // Heidelberg. 1956. V. 3. P. 511.
168. Thermodynamic properties of SUVA MP 66 refrigerant (R-401, 61/11/28) / Technical information. – USA: Du Pont. 1993.
169. Tillner-Roth R., Kraus R. Thermophysical properties of R134a / IIR. 1995.
170. American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers Fundamentals Handbook / GA.: ASHRAE. 1989.
171. Арутюнов Б.А., Рытова Е.В., Калымбет Г.П. О взаимосвязи разностей различных свойств фреонов на линиях насыщения при фазовом переходе жидкость-пар // Тонкие химические технологии. 2018. Т. 13, № 1. С. 33-44
172. Рыков В.А., Устюжанин Е.Е., Попов П.В., Кудрявцева И.В., Рыков С.В. «Хладон R218. Плотность, энтальпия. Энтропия, изобарная и изохорная теплоёмкости, скорость звука в диапазоне температур 160-470 К и давления 0,0001-70 МПа», ГСССД 211-05.Деп. в ФГУП «Стандартинформ 08.12.2005, №813-05кк.
173. Рыков В.А., Устюжанин Е.Е., Попов П.В., Реутов Б.Ф. «Таблица стандартных данных. Хладон R236еа. Термодинамические свойства на линиях кипения и конденсации в диапазоне температур 220.00...412,45 К»,

ГСССД 210-05.М., 2005. Деп. ФГУП «Станрартинформ» 10.06.2005, №811-05кк.

174. Рыков В.А., Устюжанин Е.Е., Попов П.В., Реутов Б.Ф. «Таблица стандартных данных. Хладон R134a. Термодинамические свойства на линиях кипения и конденсации в диапазоне температур 169,85...374,13 К» ГСССД 203-03.М.,2003.Деп. во ВНИЦСМВ 24.06.2003, №803-03кк.

175. Рыков В.А., Устюжанин Е.Е., Попов П.В., Реутов Б.Ф. «Таблица стандартных данных. Хладон R143a. Термодинамические свойства на линиях кипения и конденсации в диапазоне температур 161,34...345,815 К» ГСССД 208-04.М.,2004.Деп. во ВНИИК 25.11.2004, №809-04кк.

## ПРИЛОЖЕНИЕ

**Таблица П.1.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования бутена [104, 149] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
90	1.487	1.650	1.636	0.85
100	1.467	1.617	1.608	0.56
110	1.447	1.585	1.581	0.25
120	1.427	1.555	1.554	0.06
130	1.407	1.525	1.527	-0.13
140	1.388	1.497	1.502	-0.33
150	1.368	1.469	1.475	-0.41
160	1.349	1.443	1.449	-0.42
170	1.33	1.416	1.424	-0.56
180	1.311	1.391	1.399	-0.58
190	1.292	1.366	1.374	-0.59
200	1.273	1.341	1.349	-0.60
210	1.253	1.316	1.323	-0.53
220	1.234	1.291	1.298	-0.54
230	1.214	1.266	1.272	-0.47
240	1.194	1.240	1.246	-0.48
250	1.173	1.214	1.219	-0.41
260	1.151	1.187	1.191	-0.34
270	1.128	1.159	1.161	-0.17
280	1.105	1.130	1.132	-0.18
290	1.08	1.099	1.100	-0.09
300	1.054	1.067	1.067	0.00
310	1.026	1.033	1.032	0.10
320	0.996	0.996	0.995	0.10
330	0.963	0.957	0.954	0.31
340	0.928	0.915	0.912	0.33
350	0.889	0.869	0.864	0.58
360	0.845	0.818	0.812	0.73
370	0.795	0.761	0.752	1.18
380	0.738	0.696	0.686	1.44
390	0.668	0.620	0.606	2.26
Среднее значение				0.06

**Таблица П.2.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования этилена [143] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
150	1.232	1.266	1.295	-2.29
160	1.203	1.232	1.258	-2.11
170	1.171	1.197	1.216	-1.59
180	1.138	1.160	1.174	-1.21
190	1.103	1.119	1.129	-0.89
200	1.064	1.075	1.080	-0.47
210	1.021	1.026	1.026	0.00
220	0.974	0.972	0.968	0.41
230	0.92	0.911	0.902	0.99
240	0.857	0.840	0.826	1.67
250	0.782	0.756	0.737	2.51
Среднее значение				-0.27

**Таблица П.3.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования пропилена [148] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
90	1.453	1.571	1.589	-1.15
100	1.431	1.536	1.560	-1.56
110	1.409	1.503	1.530	-1.80
120	1.388	1.472	1.502	-2.04
130	1.366	1.443	1.472	-2.01
140	1.345	1.414	1.444	-2.12
150	1.324	1.387	1.416	-2.09
160	1.303	1.360	1.388	-2.06
170	1.281	1.333	1.359	-1.95
180	1.259	1.307	1.331	-1.84
190	1.237	1.280	1.302	-1.72
200	1.215	1.253	1.273	-1.60
210	1.191	1.226	1.242	-1.31
220	1.167	1.197	1.211	-1.17
230	1.142	1.168	1.179	-0.94
240	1.115	1.136	1.145	-0.79
250	1.087	1.103	1.109	-0.54
260	1.056	1.067	1.070	-0.28
270	1.024	1.029	1.030	-0.10

280	0.988	0.987	0.985	0.20
290	0.949	0.942	0.937	0.53
300	0.906	0.891	0.885	0.67
310	0.857	0.835	0.826	1.08
320	0.801	0.771	0.759	1.56
330	0.735	0.698	0.683	2.15
Среднее значение				-0.54

**Таблица П.4.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования декана [104, 120, 154, 155] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.2)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{экс}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
343	1.203	1.291	1.258	2.56
353	1.189	1.270	1.239	2.44
363	1.175	1.249	1.221	2.24
373	1.161	1.228	1.203	2.04
383	1.146	1.207	1.184	1.91
393	1.131	1.185	1.165	1.69
403	1.116	1.163	1.146	1.46
413	1.101	1.141	1.127	1.23
423	1.085	1.118	1.106	1.07
433	1.068	1.095	1.085	0.91
443	1.051	1.071	1.064	0.65
453	1.033	1.046	1.041	0.48
463	1.015	1.020	1.019	0.10
473	0.995	0.993	0.994	-0.10
483	0.974	0.965	0.968	-0.31
493	0.953	0.936	0.942	-0.64
503	0.929	0.905	0.913	-0.88
513	0.904	0.872	0.882	-1.15
523	0.877	0.838	0.850	-1.43
533	0.848	0.800	0.815	-1.87
543	0.815	0.760	0.776	-2.11
553	0.779	0.716	0.734	-2.51
563	0.737	0.668	0.685	-2.54
Среднее значение				0.23

**Таблица П.5.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования этана [104-106, 144, 145] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
120	2.530	1.364	1.423	-4.33	1.385	-1.54
123	2.489	1.356	1.414	-4.28	1.377	-1.55
130	2.394	1.338	1.393	-4.11	1.357	-1.42
133	2.353	1.331	1.384	-3.98	1.349	-1.35
140	2.257	1.312	1.363	-3.89	1.329	-1.30
143	2.216	1.305	1.353	-3.68	1.320	-1.15
150	2.121	1.286	1.331	-3.50	1.299	-1.01
153	2.080	1.278	1.321	-3.36	1.290	-0.94
160	1.984	1.259	1.297	-3.02	1.269	-0.79
163	1.944	1.251	1.287	-2.88	1.260	-0.72
170	1.848	1.231	1.263	-2.60	1.237	-0.49
173	1.807	1.222	1.252	-2.45	1.228	-0.49
180	1.712	1.201	1.227	-2.16	1.204	-0.25
183	1.671	1.192	1.215	-1.93	1.194	-0.17
190	1.575	1.169	1.188	-1.63	1.170	-0.09
200	1.439	1.135	1.148	-1.15	1.134	0.09
210	1.303	1.097	1.106	-0.82	1.095	0.18
220	1.166	1.056	1.060	-0.38	1.054	0.19
230	1.030	1.011	1.011	0.00	1.010	0.10
232.18	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
240	0.893	0.960	0.958	0.21	0.958	0.21
250	0.757	0.903	0.900	0.33	0.899	0.44
260	0.621	0.837	0.834	0.36	0.833	0.48
270	0.484	0.761	0.759	0.26	0.757	0.53
280	0.348	0.668	0.669	-0.15	0.666	0.30
290	0.211	0.548	0.554	-1.09	0.550	-0.36
300	0.075	0.363	0.374	-3.03	0.368	-1.38
Среднее значение				-1.97		-0.46

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);

\*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.6.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования пропана [104, 106, 146, 147] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
143	2.556	1.397	1.429	-2.29	1.398	-0.07
150	2.477	1.380	1.412	-2.32	1.382	-0.14
153	2.444	1.372	1.404	-2.33	1.375	-0.22
160	2.365	1.355	1.387	-2.36	1.358	-0.22
163	2.331	1.348	1.379	-2.30	1.351	-0.22
170	2.252	1.330	1.361	-2.33	1.333	-0.23

173	2.218	1.323	1.354	-2.34	1.326	-0.23
180	2.140	1.306	1.335	-2.22	1.308	-0.15
183	2.106	1.298	1.327	-2.23	1.301	-0.23
189.5	2.033	1.282	1.309	-2.11	1.284	-0.16
190	2.027	1.281	1.308	-2.11	1.282	-0.08
193	1.993	1.273	1.300	-2.12	1.275	-0.16
200	1.914	1.256	1.280	-1.91	1.256	0.00
203	1.881	1.248	1.271	-1.84	1.248	0.00
210	1.802	1.230	1.251	-1.71	1.229	0.08
213	1.768	1.222	1.242	-1.64	1.220	0.16
216.54	1.728	1.212	1.231	-1.57	1.210	0.17
220	1.689	1.203	1.220	-1.41	1.201	0.17
223	1.655	1.194	1.211	-1.42	1.192	0.17
230	1.577	1.175	1.189	-1.19	1.171	0.34
231.1	1.564	1.171	1.185	-1.20	1.168	0.26
233	1.543	1.166	1.179	-1.11	1.163	0.26
248.06	1.373	1.120	1.128	-0.71	1.116	0.36
259.83	1.241	1.081	1.085	-0.37	1.077	0.37
268.05	1.148	1.051	1.054	-0.29	1.049	0.19
275.24	1.067	1.024	1.025	-0.10	1.022	0.20
281.192	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
281.44	0.997	0.999	0.999	0.00	0.999	0.00
286.9	0.936	0.976	0.975	0.10	0.975	0.10
291.83	0.880	0.954	0.953	0.10	0.953	0.10
296.3	0.830	0.933	0.932	0.11	0.931	0.21
300.44	0.783	0.913	0.911	0.22	0.911	0.22
317.42	0.592	0.820	0.819	0.12	0.817	0.37
330.7	0.442	0.732	0.734	-0.27	0.730	0.27
341.71	0.318	0.643	0.647	-0.62	0.642	0.16
351.23	0.211	0.546	0.554	-1.47	0.547	-0.18
359.61	0.117	0.431	0.442	-2.55	0.433	-0.46
Среднее значение				-1.29		0.04

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.7.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования пентана [104, 150] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
153	2.810	1.502	1.481	1.40	1.471	2.06
163	2.721	1.476	1.463	0.88	1.451	1.69
173	2.632	1.451	1.445	0.41	1.431	1.38
183	2.544	1.427	1.426	0.07	1.411	1.12
193	2.455	1.403	1.407	-0.29	1.391	0.86
203	2.366	1.380	1.387	-0.51	1.370	0.72
213	2.277	1.358	1.367	-0.66	1.349	0.66
223	2.189	1.336	1.347	-0.82	1.328	0.60

233	2.100	1.314	1.326	-0.91	1.307	0.53
243	2.011	1.292	1.304	-0.93	1.286	0.46
253	1.923	1.270	1.282	-0.94	1.264	0.47
263	1.834	1.248	1.259	-0.88	1.241	0.56
273	1.745	1.225	1.236	-0.90	1.219	0.49
283	1.657	1.202	1.211	-0.75	1.195	0.58
293	1.568	1.179	1.186	-0.59	1.171	0.68
298	1.524	1.166	1.174	-0.69	1.159	0.60
303	1.479	1.154	1.160	-0.52	1.147	0.61
313	1.390	1.129	1.133	-0.35	1.122	0.62
323	1.302	1.102	1.105	-0.27	1.096	0.54
333	1.213	1.074	1.076	-0.19	1.069	0.47
343	1.124	1.044	1.046	-0.19	1.041	0.29
353	1.036	1.013	1.013	0.00	1.012	0.10
357.025	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
363	0.947	0.980	0.980	0.00	0.979	0.10
373	0.858	0.944	0.944	0.00	0.943	0.11
383	0.770	0.906	0.905	0.11	0.904	0.22
393	0.681	0.864	0.864	0.00	0.862	0.23
403	0.592	0.818	0.819	-0.12	0.816	0.24
413	0.504	0.767	0.770	-0.39	0.765	0.26
423	0.415	0.710	0.716	-0.85	0.709	0.14
433	0.326	0.645	0.653	-1.24	0.644	0.16
443	0.237	0.567	0.579	-2.12	0.567	0.00
453	0.149	0.470	0.485	-3.19	0.470	0.00
463	0.060	0.329	0.343	-4.26	0.326	0.91
Среднее значение				-0.58		0.54

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.8.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования гексана [104, 150] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
183	2.665	1.471	1.451	1.36	1.447	1.63
193	2.583	1.449	1.434	1.04	1.427	1.52
203	2.501	1.427	1.417	0.70	1.408	1.33
213	2.419	1.406	1.399	0.50	1.389	1.21
223	2.337	1.385	1.381	0.29	1.369	1.16
233	2.255	1.364	1.362	0.15	1.349	1.10
243	2.173	1.343	1.343	0.00	1.329	1.04
253	2.091	1.322	1.324	-0.15	1.309	0.98
263	2.009	1.301	1.304	-0.23	1.288	1.00
273	1.927	1.280	1.283	-0.23	1.267	1.02
283	1.845	1.259	1.262	-0.24	1.246	1.03
290	1.787	1.243	1.247	-0.32	1.231	0.97
293	1.763	1.237	1.240	-0.24	1.225	0.97

303	1.681	1.215	1.218	-0.25	1.203	0.99
313	1.599	1.192	1.195	-0.25	1.181	0.92
323	1.517	1.169	1.171	-0.17	1.158	0.94
333	1.435	1.145	1.147	-0.17	1.135	0.87
343	1.353	1.120	1.122	-0.18	1.111	0.80
353	1.270	1.095	1.095	0.00	1.087	0.73
363	1.188	1.067	1.068	-0.09	1.062	0.47
373	1.106	1.039	1.039	0.00	1.035	0.38
383	1.024	1.009	1.009	0.00	1.008	0.10
385.966	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
393	0.942	0.978	0.978	0.00	0.978	0.00
403	0.860	0.944	0.944	0.00	0.944	0.00
413	0.778	0.908	0.909	-0.11	0.908	0.00
423	0.696	0.870	0.871	-0.11	0.869	0.11
433	0.614	0.828	0.831	-0.36	0.827	0.12
443	0.532	0.782	0.787	-0.64	0.781	0.13
453	0.450	0.732	0.738	-0.82	0.731	0.14
463	0.368	0.675	0.684	-1.33	0.674	0.15
473	0.286	0.610	0.621	-1.80	0.609	0.16
483	0.204	0.532	0.546	-2.63	0.531	0.19
493	0.122	0.430	0.449	-4.42	0.431	-0.23
Среднее значение				-0.32		0.65

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.9.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования гептана [104, 150, 152] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
183	2.755	1.540	1.470	4.55	1.544	4.03
193	2.678	1.514	1.454	3.96	1.522	-0.53
203	2.601	1.489	1.438	3.43	1.500	-0.74
213	2.524	1.465	1.422	2.94	1.478	-0.89
223	2.446	1.441	1.405	2.50	1.456	-1.04
233	2.369	1.418	1.388	2.12	1.434	-1.13
243	2.292	1.396	1.371	1.79	1.412	-1.15
253	2.215	1.373	1.353	1.46	1.389	-1.17
263	2.138	1.351	1.335	1.18	1.367	-1.18
273	2.061	1.330	1.316	1.05	1.344	-1.05
283	1.984	1.308	1.297	0.84	1.322	-1.07
293	1.907	1.286	1.278	0.62	1.299	-1.01
303	1.829	1.265	1.258	0.55	1.275	-0.79
313	1.752	1.243	1.238	0.40	1.252	-0.72
323	1.675	1.221	1.217	0.33	1.228	-0.57
333	1.598	1.198	1.195	0.25	1.204	-0.50
343	1.521	1.176	1.173	0.26	1.180	-0.34
353	1.444	1.152	1.150	0.17	1.155	-0.26

363	1.367	1.128	1.126	0.18	1.130	-0.18
373	1.289	1.103	1.101	0.18	1.104	-0.09
383	1.212	1.077	1.076	0.09	1.077	0.00
393	1.135	1.050	1.049	0.10	1.050	0.00
403	1.058	1.022	1.022	0.00	1.022	0.00
410.522	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
413	0.981	0.993	0.993	0.00	0.993	0.00
423	0.904	0.961	0.962	-0.10	0.962	-0.10
433	0.827	0.928	0.930	-0.22	0.929	-0.11
443	0.749	0.893	0.896	-0.34	0.894	-0.11
453	0.672	0.855	0.860	-0.58	0.857	-0.23
463	0.595	0.814	0.821	-0.86	0.816	-0.25
473	0.518	0.770	0.779	-1.17	0.772	-0.26
483	0.441	0.720	0.733	-1.81	0.723	-0.42
493	0.364	0.665	0.681	-2.41	0.669	-0.60
503	0.287	0.601	0.622	-3.49	0.607	-1.00
513	0.210	0.525	0.552	-5.14	0.534	-1.71
Среднее значение				0.37		-0.43

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.10.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования октана [104, 150, 152] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
233	2.462	1.461	1.408	3.63	1.467	-0.41
243	2.388	1.437	1.392	3.13	1.445	-0.56
253	2.315	1.414	1.376	2.69	1.424	-0.71
263	2.242	1.392	1.359	2.37	1.402	-0.72
273	2.169	1.370	1.342	2.04	1.380	-0.73
283	2.096	1.348	1.325	1.71	1.358	-0.74
293	2.022	1.326	1.307	1.43	1.336	-0.75
303	1.949	1.305	1.289	1.23	1.314	-0.69
313	1.876	1.283	1.270	1.01	1.292	-0.70
323	1.803	1.262	1.251	0.87	1.270	-0.63
333	1.730	1.240	1.231	0.73	1.247	-0.56
343	1.656	1.219	1.211	0.66	1.224	-0.41
353	1.583	1.197	1.191	0.50	1.201	-0.33
363	1.510	1.175	1.170	0.43	1.177	-0.17
373	1.437	1.152	1.148	0.35	1.153	-0.09
383	1.364	1.128	1.125	0.27	1.129	-0.09
393	1.291	1.104	1.102	0.18	1.104	0.00
403	1.217	1.080	1.078	0.19	1.079	0.09
413	1.144	1.054	1.053	0.09	1.053	0.09
423	1.071	1.027	1.026	0.10	1.027	0.00
432.706	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
433	0.998	0.999	0.999	0.00	0.999	0.00

443	0.925	0.970	0.971	-0.10	0.970	0.00
453	0.851	0.939	0.941	-0.21	0.940	-0.11
463	0.778	0.906	0.909	-0.33	0.908	-0.22
473	0.705	0.872	0.876	-0.46	0.873	-0.11
483	0.632	0.834	0.840	-0.72	0.836	-0.24
493	0.559	0.794	0.802	-1.01	0.795	-0.13
503	0.486	0.750	0.760	-1.33	0.751	-0.13
513	0.412	0.701	0.714	-1.85	0.703	-0.29
Среднее значение				0.59		-0.31

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.11.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования декана [104, 120, 150] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
273	2.329	1.440	1.379	4.24	1.442	-0.14
283	2.262	1.418	1.364	3.81	1.420	-0.14
293	2.195	1.396	1.348	3.44	1.399	-0.21
298	2.161	1.385	1.340	3.25	1.389	-0.29
303	2.128	1.375	1.332	3.13	1.378	-0.22
313	2.060	1.353	1.316	2.73	1.357	-0.30
323	1.993	1.332	1.300	2.40	1.335	-0.23
333	1.926	1.312	1.283	2.21	1.314	-0.15
343	1.858	1.291	1.266	1.94	1.292	-0.08
348	1.825	1.280	1.257	1.80	1.282	-0.16
353	1.791	1.270	1.248	1.73	1.271	-0.08
363	1.724	1.249	1.230	1.52	1.249	0.00
373	1.657	1.228	1.211	1.38	1.227	0.08
383	1.589	1.207	1.192	1.24	1.205	0.17
393	1.522	1.185	1.173	1.01	1.183	0.17
403	1.455	1.163	1.153	0.86	1.161	0.17
413	1.387	1.141	1.132	0.79	1.138	0.26
423	1.320	1.118	1.111	0.63	1.115	0.27
433	1.253	1.095	1.089	0.55	1.092	0.27
443	1.185	1.071	1.067	0.37	1.068	0.28
453	1.118	1.046	1.043	0.29	1.044	0.19
463	1.051	1.020	1.019	0.10	1.019	0.10
470.554	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
473	0.984	0.993	0.994	-0.10	0.994	-0.10
483	0.916	0.965	0.967	-0.21	0.967	-0.21
493	0.849	0.936	0.940	-0.43	0.939	-0.32
503	0.782	0.905	0.911	-0.66	0.909	-0.44
513	0.714	0.872	0.880	-0.92	0.877	-0.57
523	0.647	0.838	0.848	-1.19	0.842	-0.48
533	0.580	0.800	0.813	-1.62	0.806	-0.75
543	0.512	0.760	0.776	-2.11	0.766	-0.79

553	0.445	0.716	0.735	-2.65	0.722	-0.84
563	0.378	0.668	0.691	-3.44	0.675	-1.05
573	0.311	0.613	0.641	-4.57	0.621	-1.31
583	0.243	0.550	0.584	-6.18	0.560	-1.82
Среднее значение				0.44		-0.25

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.12.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования бутена [104, 149] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
90	3.272	1.650	1.569	4.91	1.628	1.33
100	3.173	1.617	1.551	4.08	1.605	0.74
110	3.074	1.585	1.532	3.34	1.582	0.19
120	2.974	1.555	1.513	2.70	1.558	-0.19
130	2.875	1.525	1.494	2.03	1.535	-0.66
140	2.775	1.497	1.474	1.54	1.511	-0.94
150	2.676	1.469	1.454	1.02	1.487	-1.23
160	2.577	1.443	1.433	0.69	1.462	-1.32
170	2.477	1.416	1.412	0.28	1.438	-1.55
180	2.378	1.391	1.390	0.07	1.413	-1.58
190	2.279	1.366	1.367	-0.07	1.387	-1.54
200	2.179	1.341	1.344	-0.22	1.361	-1.49
210	2.080	1.316	1.321	-0.38	1.335	-1.44
220	1.980	1.291	1.296	-0.39	1.308	-1.32
230	1.881	1.266	1.271	-0.39	1.281	-1.18
240	1.782	1.240	1.245	-0.40	1.253	-1.05
250	1.682	1.214	1.219	-0.41	1.224	-0.82
260	1.583	1.187	1.191	-0.34	1.195	-0.67
270	1.484	1.159	1.162	-0.26	1.165	-0.52
280	1.384	1.130	1.131	-0.09	1.133	-0.27
290	1.285	1.099	1.100	-0.09	1.101	-0.18
300	1.185	1.067	1.067	0.00	1.067	0.00
310	1.086	1.033	1.032	0.10	1.032	0.10
320	0.987	0.996	0.995	0.10	0.995	0.10
330	0.887	0.957	0.956	0.10	0.955	0.21
340	0.788	0.915	0.913	0.22	0.913	0.22
350	0.689	0.869	0.868	0.12	0.866	0.35
360	0.589	0.818	0.818	0.00	0.815	0.37
370	0.490	0.761	0.762	-0.13	0.759	0.26
380	0.390	0.696	0.700	-0.57	0.694	0.29
390	0.291	0.620	0.626	-0.97	0.618	0.32
400	0.192	0.526	0.534	-1.52	0.524	0.38
410	0.092	0.395	0.404	-2.28	0.393	0.51
Среднее значение				0.39		-0.38

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.13.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования изо-гексана [104, 150] при разных значениях температуры по формуле (3.5), (3.9) и (3.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
120	3.162	1.644	1.549	5.78	1.636	0.49
130	3.078	1.612	1.533	4.90	1.614	-0.12
140	2.995	1.582	1.517	4.11	1.592	-0.63
150	2.911	1.554	1.501	3.41	1.569	-0.97
160	2.827	1.527	1.484	2.82	1.547	-1.31
170	2.743	1.501	1.467	2.27	1.525	-1.60
180	2.660	1.475	1.450	1.69	1.503	-1.90
190	2.576	1.451	1.433	1.24	1.480	-2.00
200	2.492	1.428	1.415	0.91	1.458	-2.10
210	2.409	1.405	1.397	0.57	1.435	-2.14
220	2.325	1.382	1.378	0.29	1.412	-2.17
230	2.241	1.360	1.359	0.07	1.389	-2.13
240	2.157	1.338	1.339	-0.07	1.366	-2.09
250	2.074	1.317	1.319	-0.15	1.342	-1.90
260	1.990	1.295	1.299	-0.31	1.318	-1.78
270	1.906	1.273	1.278	-0.39	1.294	-1.65
280	1.823	1.251	1.256	-0.40	1.270	-1.52
290	1.739	1.229	1.234	-0.41	1.245	-1.30
300	1.655	1.207	1.211	-0.33	1.220	-1.08
310	1.571	1.183	1.187	-0.34	1.194	-0.93
320	1.488	1.160	1.163	-0.26	1.168	-0.69
330	1.404	1.135	1.138	-0.26	1.141	-0.53
340	1.320	1.109	1.111	-0.18	1.114	-0.45
350	1.237	1.082	1.084	-0.18	1.085	-0.28
360	1.153	1.054	1.056	-0.19	1.056	-0.19
370	1.069	1.025	1.026	-0.10	1.026	-0.10
380	0.985	0.994	0.994	0.00	0.994	0.00
390	0.902	0.960	0.961	-0.10	0.961	-0.10
400	0.818	0.925	0.926	-0.11	0.926	-0.11
410	0.734	0.887	0.889	-0.23	0.888	-0.11
420	0.650	0.845	0.849	-0.47	0.846	-0.12
430	0.567	0.800	0.806	-0.75	0.802	0.49
440	0.483	0.750	0.758	-1.07	0.752	-0.12
450	0.399	0.694	0.706	-1.73	0.697	-0.63
460	0.316	0.630	0.645	-2.38	0.634	-0.97
470	0.232	0.554	0.574	-3.61	0.560	-1.31
480	0.148	0.458	0.484	-5.68	0.467	-1.60
Среднее значение				0.23		-0.97

Примечания: \* - расчет по формуле (3.5);  
 \*\* - расчет по формулам (3.9), (3.10)

**Таблица П.14.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R125 [123, 132, 166] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{эксн}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
180	1.224	1.295	1.272	1.78
190	1.200	1.262	1.242	1.58
200	1.175	1.228	1.211	1.38
210	1.149	1.193	1.179	1.17
220	1.121	1.157	1.146	0.95
230	1.093	1.119	1.111	0.71
240	1.062	1.079	1.074	0.46
250	1.029	1.036	1.034	0.19
260	0.992	0.990	0.991	-0.10
270	0.952	0.940	0.944	-0.43
280	0.907	0.885	0.891	-0.68
290	0.856	0.823	0.831	-0.97
300	0.795	0.752	0.761	-1.20
310	0.722	0.668	0.678	-1.50
320	0.627	0.565	0.574	-1.59
330	0.489	0.424	0.427	-0.71
Среднее значение				0.07

**Таблица П.15.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R142В [133, 165, 170] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{эксн}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
190	1.283	1.361	1.345	1.18
210	1.243	1.309	1.296	0.99
230	1.203	1.256	1.246	0.80
250	1.160	1.201	1.193	0.67
270	1.114	1.143	1.137	0.52
290	1.064	1.079	1.076	0.28
310	1.006	1.008	1.007	0.10
330	0.939	0.926	0.928	-0.22
350	0.857	0.828	0.833	-0.60
370	0.752	0.707	0.713	-0.85
390	0.599	0.540	0.544	-0.74
Среднее значение				0.19

**Таблица П.16.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R32 [131, 132, 163] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	1.342	1.417	1.420	-0.21
160	1.296	1.360	1.362	-0.15
180	1.249	1.303	1.303	0.00
200	1.200	1.245	1.242	0.24
220	1.148	1.181	1.178	0.25
240	1.090	1.111	1.108	0.27
260	1.025	1.031	1.030	0.10
280	0.949	0.937	0.939	-0.21
300	0.854	0.823	0.828	-0.61
320	0.725	0.674	0.683	-1.34
340	0.512	0.447	0.451	-0.89
Среднее значение				-0.23

**Таблица П.17.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона RC318 [136] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (3.13)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
240	1.148	1.194	1.178	1.34
250	1.124	1.162	1.149	1.12
260	1.099	1.130	1.119	0.97
270	1.073	1.095	1.088	0.64
280	1.046	1.059	1.054	0.47
290	1.016	1.020	1.019	0.10
300	0.984	0.979	0.980	-0.10
310	0.948	0.934	0.939	-0.54
320	0.909	0.886	0.893	-0.79
330	0.866	0.832	0.842	-1.20
340	0.816	0.773	0.785	-1.55
350	0.757	0.705	0.718	-1.84
360	0.686	0.625	0.638	-2.08
370	0.592	0.526	0.536	-1.90
380	0.451	0.385	0.387	-0.52
Среднее значение				-0.39

**Таблица П.18.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R125 [123, 132, 166] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
180	1.955	1.295	1.290	0.39	1.299	-0.31
190	1.833	1.262	1.259	0.24	1.264	-0.16
200	1.710	1.228	1.226	0.16	1.229	-0.08
210	1.587	1.193	1.192	0.08	1.193	0.00
220	1.464	1.157	1.156	0.09	1.155	0.17
230	1.341	1.119	1.118	0.09	1.117	0.18
240	1.218	1.079	1.078	0.09	1.077	0.19
250	1.095	1.036	1.035	0.10	1.034	0.19
260	0.973	0.990	0.989	0.10	0.990	0.00
270	0.850	0.940	0.940	0.00	0.941	-0.11
280	0.727	0.885	0.886	-0.11	0.887	-0.23
290	0.604	0.823	0.826	-0.36	0.827	-0.49
300	0.481	0.752	0.757	-0.66	0.757	-0.66
310	0.358	0.668	0.677	-1.35	0.675	-1.05
320	0.236	0.565	0.577	-2.12	0.572	-1.24
330	0.113	0.424	0.436	-2.83	0.428	-0.94
Среднее значение				-0.08		-0.40

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);  
\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица П.19.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R142B [133, 165, 170] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
190	2.237	1.361	-0.51	-0.51	-0.51	-0.51
210	2.034	1.309	-0.46	-0.46	-0.46	-0.46
230	1.831	1.256	-0.32	-0.32	-0.32	-0.32
250	1.628	1.201	-0.17	-0.17	-0.17	-0.17
270	1.425	1.143	0.09	0.09	0.09	0.09
290	1.221	1.079	0.19	0.19	0.19	0.19
310	1.018	1.008	0.10	0.10	0.10	0.10
330	0.815	0.926	-0.11	-0.11	-0.11	-0.11
350	0.612	0.828	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48
370	0.409	0.707	-0.85	-0.85	-0.85	-0.85
390	0.206	0.540	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30
410	0.003	0.103	0.97	0.97	0.97	0.97
Среднее значение				-0.37		-0.24

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);  
\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица П.20.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R21 [119] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
210	2.229	1.357	1.356	0.07	1.363	-0.44
230	2.044	1.312	1.312	0.00	1.316	-0.30
250	1.859	1.270	1.266	0.31	1.267	0.24
270	1.675	1.222	1.216	0.49	1.216	0.49
290	1.490	1.169	1.164	0.43	1.162	0.60
310	1.306	1.110	1.107	0.27	1.105	0.45
330	1.121	1.045	1.044	0.10	1.043	0.19
350	0.937	0.974	0.975	-0.10	0.976	-0.21
370	0.752	0.894	0.897	-0.34	0.899	-0.56
390	0.567	0.801	0.806	-0.62	0.809	-1.00
410	0.383	0.688	0.694	-0.87	0.696	-1.16
430	0.198	0.533	0.541	-1.50	0.540	-1.31
Среднее значение				-0.15		-0.25

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);

\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица П.21.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R365MFC [119, 135] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
260	1.812	1.256	1.253	0.24	1.262	-0.48
280	1.630	1.206	1.204	0.17	1.208	-0.17
300	1.449	1.153	1.151	0.17	1.152	0.09
320	1.268	1.096	1.094	0.18	1.093	0.27
340	1.087	1.034	1.032	0.19	1.031	0.29
360	0.906	0.964	0.963	0.10	0.964	0.00
380	0.725	0.885	0.885	0.00	0.886	-0.11
400	0.543	0.793	0.793	0.00	0.792	0.13
420	0.362	0.678	0.680	-0.29	0.675	0.44
440	0.181	0.519	0.522	-0.58	0.512	1.35
Среднее значение				0.02		0.18

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);

\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица П.22.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R318 [136] при разных значениях температуры по формуле (3.14) и (3.15)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
240	1.592	1.194	1.193	0.08	1.196	-0.17
250	1.485	1.162	1.162	0.00	1.163	-0.09
260	1.377	1.130	1.129	0.09	1.129	0.09
270	1.270	1.095	1.095	0.00	1.094	0.09
280	1.163	1.059	1.059	0.00	1.058	0.09
290	1.055	1.020	1.021	-0.10	1.020	0.00
300	0.948	0.979	0.980	-0.10	0.981	-0.20
310	0.841	0.934	0.936	-0.21	0.937	-0.32
320	0.734	0.886	0.889	-0.34	0.890	-0.45
330	0.626	0.832	0.837	-0.60	0.838	-0.72
340	0.519	0.773	0.779	-0.78	0.779	-0.78
350	0.412	0.705	0.714	-1.28	0.711	-0.85
360	0.304	0.625	0.636	-1.76	0.631	-0.96
370	0.197	0.526	0.540	-2.66	0.531	-0.95
380	0.090	0.385	0.400	-3.90	0.388	-0.78
Среднее значение				-0.70		-0.40

Примечания: \* - расчет по формуле (3.14);

\*\* - расчет по формуле (3.15)

**Таблица П.23.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R411A [148, 162, 132] по формуле (3.16)

$T, K$	$\frac{\Delta \rho}{\Delta \rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
160	1.323	1.410	1.416	-0.43
170	1.297	1.376	1.381	-0.36
180	1.273	1.344	1.348	-0.30
190	1.249	1.313	1.317	-0.30
200	1.225	1.283	1.287	-0.31
210	1.202	1.253	1.256	-0.24
220	1.178	1.222	1.226	-0.33
230	1.154	1.191	1.194	-0.25
240	1.128	1.159	1.162	-0.26
250	1.102	1.126	1.128	-0.18
260	1.073	1.090	1.092	-0.18
270	1.043	1.053	1.054	-0.09
280	1.010	1.013	1.013	0.00
290	0.975	0.969	0.969	0.00
300	0.936	0.922	0.921	0.11
310	0.892	0.870	0.868	0.23

320	0.843	0.812	0.809	0.37
330	0.786	0.746	0.742	0.54
340	0.718	0.669	0.663	0.90
350	0.633	0.573	0.567	1.05
Среднее значение				0.05

**Таблица П.24.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R412A [120, 162, 165] по формуле (3.16)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
160	1.320	1.400	1.411	-0.79
170	1.299	1.371	1.383	-0.88
180	1.278	1.343	1.355	-0.89
190	1.256	1.315	1.327	-0.91
200	1.235	1.287	1.299	-0.93
210	1.212	1.259	1.270	-0.87
220	1.190	1.231	1.240	-0.73
230	1.166	1.202	1.210	-0.67
240	1.142	1.172	1.179	-0.60
250	1.116	1.141	1.146	-0.44
260	1.089	1.108	1.112	-0.36
270	1.061	1.073	1.076	-0.28
280	1.030	1.036	1.037	-0.10
290	0.997	0.996	0.996	0.00
300	0.960	0.952	0.951	0.11
310	0.920	0.905	0.902	0.33
320	0.876	0.853	0.848	0.59
330	0.825	0.792	0.787	0.63
340	0.766	0.724	0.718	0.83
350	0.694	0.644	0.636	1.24
Среднее значение				-0.17

**Таблица П.25.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R500 [132, 162] по формуле (3.16)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
140	1.353	1.440	1.455	-1.04
150	1.332	1.412	1.426	-0.99
160	1.311	1.384	1.398	-1.01
170	1.289	1.356	1.370	-1.03
180	1.268	1.329	1.343	-1.05

190	1.247	1.302	1.315	-1.00
200	1.225	1.275	1.286	-0.86
210	1.203	1.248	1.257	-0.72
220	1.180	1.220	1.228	-0.66
230	1.156	1.191	1.197	-0.50
240	1.132	1.160	1.166	-0.52
250	1.105	1.129	1.132	-0.27
260	1.078	1.095	1.098	-0.27
270	1.049	1.059	1.060	-0.09
280	1.017	1.020	1.021	-0.10
290	0.982	0.979	0.978	0.10
300	0.945	0.933	0.932	0.11
310	0.903	0.884	0.881	0.34
320	0.856	0.828	0.824	0.48
330	0.801	0.766	0.760	0.78
340	0.737	0.691	0.685	0.87
350	0.659	0.603	0.596	1.16
Среднее значение				-0.23

**Таблица П.26.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R407A [163, 166, 169] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
160	2.291	1.396	1.382	1.00	1.399	-0.21
170	2.174	1.360	1.354	0.44	1.367	-0.51
180	2.056	1.326	1.325	0.08	1.335	-0.68
190	1.939	1.293	1.295	-0.15	1.302	-0.70
200	1.822	1.260	1.264	-0.32	1.268	-0.63
210	1.705	1.227	1.231	-0.33	1.234	-0.57
220	1.587	1.193	1.197	-0.34	1.198	-0.42
230	1.470	1.158	1.162	-0.35	1.162	-0.35
240	1.353	1.122	1.125	-0.27	1.124	-0.18
250	1.236	1.084	1.086	-0.18	1.085	-0.09
260	1.118	1.043	1.045	-0.19	1.044	-0.10
270	1.001	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
280	0.884	0.953	0.953	0.00	0.954	-0.10
290	0.767	0.902	0.902	0.00	0.903	-0.11
300	0.650	0.845	0.845	0.00	0.846	-0.12
310	0.532	0.780	0.782	-0.26	0.782	-0.26
320	0.415	0.706	0.710	-0.57	0.709	-0.42
330	0.298	0.618	0.623	-0.81	0.621	-0.49
340	0.181	0.506	0.513	-1.38	0.508	-0.40
350	0.063	0.335	0.341	-1.79	0.333	0.60
Среднее значение				-0.27		-0.29

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);

\*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица П.27.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R411A [132, 148, 162] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
160	2.376	1.410	1.401	0.64	1.415	-0.35
170	2.264	1.376	1.375	0.07	1.386	-0.73
180	2.152	1.344	1.348	-0.30	1.357	-0.97
190	2.040	1.313	1.321	-0.61	1.326	-0.99
200	1.928	1.283	1.292	-0.70	1.296	-1.01
210	1.816	1.253	1.262	-0.72	1.264	-0.88
220	1.704	1.222	1.231	-0.74	1.232	-0.82
230	1.592	1.191	1.199	-0.67	1.198	-0.59
240	1.480	1.159	1.165	-0.52	1.164	-0.43
250	1.368	1.126	1.130	-0.36	1.129	-0.27
260	1.257	1.090	1.093	-0.28	1.092	-0.18
270	1.145	1.053	1.054	-0.09	1.053	0.00
280	1.033	1.013	1.013	0.00	1.012	0.10
290	0.921	0.969	0.968	0.10	0.969	0.00
300	0.809	0.922	0.921	0.11	0.922	0.00
310	0.697	0.870	0.869	0.11	0.870	0.00
320	0.585	0.812	0.811	0.12	0.813	-0.12
330	0.473	0.746	0.747	-0.13	0.748	-0.27
340	0.361	0.670	0.672	-0.30	0.672	-0.30
350	0.249	0.578	0.582	-0.69	0.580	-0.35
360	0.137	0.456	0.461	-1.10	0.458	-0.44
370	0.025	0.240	0.238	0.83	0.234	2.50
Среднее значение				-0.24		-0.28

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);  
 \*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица П.28.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R421B [166, 169] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
180	1.996	1.312	1.309	0.23	1.320	-0.61
190	1.876	1.278	1.278	0.00	1.285	-0.55
200	1.755	1.244	1.245	-0.08	1.250	-0.48
210	1.635	1.210	1.211	-0.08	1.213	-0.25
220	1.514	1.174	1.176	-0.17	1.176	-0.17
230	1.393	1.137	1.138	-0.09	1.138	-0.09
240	1.273	1.099	1.099	0.00	1.098	0.09
250	1.152	1.058	1.057	0.09	1.056	0.19
260	1.032	1.014	1.012	0.20	1.012	0.20
270	0.911	0.966	0.964	0.21	0.965	0.10
280	0.791	0.915	0.912	0.33	0.914	0.11
290	0.670	0.857	0.855	0.23	0.856	0.12

300	0.549	0.792	0.792	0.00	0.792	0.00
310	0.429	0.717	0.719	-0.28	0.717	0.00
320	0.308	0.628	0.632	-0.64	0.628	0.00
330	0.188	0.514	0.521	-1.36	0.514	0.00
340	0.067	0.343	0.349	-1.75	0.339	1.17
Среднее значение				-0.19		-0.01

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);

\*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица П.29.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R418A [132, 146, 162] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
150	2.475	1.423	1.424	-0.07	1.440	-1.19
160	2.362	1.393	1.398	-0.36	1.411	-1.29
170	2.249	1.363	1.372	-0.66	1.382	-1.39
180	2.136	1.333	1.344	-0.83	1.352	-1.43
190	2.023	1.304	1.316	-0.92	1.321	-1.30
200	1.910	1.275	1.287	-0.94	1.290	-1.18
210	1.798	1.246	1.257	-0.88	1.259	-1.04
220	1.685	1.216	1.226	-0.82	1.226	-0.82
230	1.572	1.185	1.193	-0.68	1.192	-0.59
240	1.459	1.153	1.159	-0.52	1.157	-0.35
250	1.346	1.119	1.123	-0.36	1.121	-0.18
260	1.234	1.084	1.085	-0.09	1.084	0.00
270	1.121	1.045	1.045	0.00	1.044	0.10
280	1.008	1.004	1.003	0.10	1.003	0.10
290	0.895	0.960	0.958	0.21	0.959	0.10
300	0.782	0.911	0.909	0.22	0.910	0.11
310	0.670	0.857	0.855	0.23	0.857	0.00
320	0.557	0.797	0.796	0.13	0.797	0.00
330	0.444	0.728	0.729	-0.14	0.729	-0.14
340	0.331	0.647	0.650	-0.46	0.650	-0.46
350	0.218	0.547	0.552	-0.91	0.551	-0.73
360	0.105	0.408	0.416	-1.96	0.413	-1.23
Среднее значение				-0.44		-0.59

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);

\*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица П.30.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R411B [132, 148, 162] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
140	2.586	1.447	1.449	-0.14	1.467	-1.38

150	2.473	1.417	1.424	-0.49	1.440	-1.62
160	2.360	1.387	1.398	-0.79	1.410	-1.66
170	2.247	1.357	1.371	-1.03	1.380	-1.69
180	2.135	1.328	1.344	-1.20	1.350	-1.66
190	2.022	1.299	1.316	-1.31	1.320	-1.62
200	1.909	1.270	1.287	-1.34	1.300	-2.36
210	1.796	1.240	1.257	-1.37	1.258	-1.45
220	1.683	1.211	1.225	-1.16	1.225	-1.16
230	1.570	1.180	1.192	-1.02	1.192	-1.02
240	1.457	1.148	1.158	-0.87	1.156	-0.70
250	1.344	1.115	1.122	-0.63	1.121	-0.54
260	1.231	1.079	1.085	-0.56	1.080	-0.09
270	1.119	1.041	1.045	-0.38	1.040	0.10
280	1.006	1.000	1.002	-0.20	1.002	-0.20
290	0.893	0.956	0.957	-0.10	0.958	-0.21
300	0.780	0.907	0.908	-0.11	0.909	-0.22
310	0.667	0.853	0.854	-0.12	0.858	-0.59
320	0.554	0.793	0.794	-0.13	0.798	-0.63
330	0.441	0.725	0.727	-0.28	0.729	-0.55
340	0.328	0.645	0.648	-0.47	0.649	-0.62
350	0.215	0.545	0.549	-0.73	0.549	-0.73
360	0.103	0.408	0.411	-0.74	0.407	0.25
Среднее значение				-0.66		-0.89

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);  
 \*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица П.31.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R425A [120, 163, 169] при разных значениях температуры по формуле (3.17) и (3.18)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
160	2.350	1.400	1.396	0.29	1.413	-0.93
170	2.237	1.369	1.369	0.00	1.383	-1.02
180	2.123	1.339	1.341	-0.15	1.352	-0.97
190	2.010	1.308	1.313	-0.38	1.321	-0.99
200	1.896	1.278	1.283	-0.39	1.289	-0.86
210	1.783	1.247	1.253	-0.48	1.256	-0.72
220	1.669	1.216	1.221	-0.41	1.223	-0.58
230	1.556	1.183	1.188	-0.42	1.188	-0.42
240	1.442	1.150	1.153	-0.26	1.153	-0.26
250	1.329	1.115	1.117	-0.18	1.116	-0.09
260	1.215	1.078	1.079	-0.09	1.078	0.00
270	1.102	1.038	1.038	0.00	1.038	0.00
280	0.988	0.996	0.995	0.10	0.995	0.10
290	0.874	0.950	0.949	0.11	0.950	0.00
300	0.761	0.900	0.899	0.11	0.900	0.00
310	0.647	0.845	0.844	0.12	0.845	0.00

320	0.534	0.783	0.783	0.00	0.784	-0.13
330	0.420	0.712	0.713	-0.14	0.713	-0.14
340	0.307	0.629	0.631	-0.32	0.629	0.00
350	0.193	0.524	0.527	-0.57	0.523	0.19
360	0.080	0.373	0.373	0.00	0.367	-1.5
Среднее значение				-0.15		-0.40

Примечания: \* - расчет по формуле (3.17);

\*\* - расчет по формуле (3.18)

**Таблица П.32.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения пропилена [148] при  $T < T_m$  по формуле (4.3) и при  $T > T_m$  по формуле (4.3а)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
120	1.388	3.649	3.707	-1.59
130	1.366	3.462	3.484	-0.64
140	1.345	3.276	3.273	0.09
150	1.324	3.093	3.071	0.71
160	1.303	2.912	2.878	1.17
170	1.281	2.734	2.693	1.50
180	1.259	2.558	2.515	1.68
190	1.237	2.384	2.343	1.72
200	1.215	2.213	2.176	1.67
210	1.191	2.045	2.014	1.52
220	1.167	1.879	1.855	1.28
230	1.142	1.716	1.699	0.99
240	1.115	1.557	1.545	0.77
250	1.087	1.400	1.394	0.43
260	1.056	1.248	1.245	0.24
270	1.024	1.099	1.098	0.09
280	0.988	0.954	0.954	0.00
290	0.949	0.813	0.814	-0.12
300	0.906	0.678	0.678	0.00
310	0.857	0.548	0.547	0.18
320	0.801	0.424	0.422	0.47
330	0.735	0.307	0.303	1.30
340	0.653	0.198	0.194	2.02
350	0.543	0.101	0.096	4.95
Среднее значение				0.85

**Таблица П.33.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения пентана [104, 150] при  $T < T_m$  по формуле (4.3) и при  $T > T_m$  по формуле (4.3а)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
173	1.346	3.203	3.283	-2.50
183	1.330	3.078	3.126	-1.56
193	1.313	2.953	2.975	-0.75
203	1.297	2.828	2.830	-0.07
213	1.281	2.704	2.690	0.52
223	1.264	2.580	2.555	0.97
233	1.248	2.457	2.424	1.34
243	1.231	2.334	2.297	1.59
253	1.214	2.212	2.173	1.76
263	1.197	2.090	2.052	1.82
273	1.179	1.969	1.934	1.78
283	1.161	1.850	1.818	1.73
293	1.143	1.731	1.704	1.56
303	1.123	1.613	1.591	1.36
313	1.103	1.496	1.480	1.07
323	1.082	1.381	1.369	0.87
333	1.059	1.267	1.260	0.55
343	1.036	1.155	1.151	0.35
353	1.011	1.044	1.043	0.10
363	0.984	0.935	0.936	-0.11
373	0.955	0.829	0.831	-0.24
383	0.923	0.724	0.728	-0.55
393	0.888	0.623	0.628	-0.80
403	0.849	0.524	0.529	-0.95
413	0.806	0.428	0.433	-1.17
423	0.756	0.337	0.340	-0.89
433	0.698	0.249	0.252	-1.20
443	0.627	0.168	0.168	0.00
453	0.533	0.094	0.092	2.13
463	0.390	0.030	0.029	3.33
Среднее значение				0.40

**Таблица П.34.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения нонана [104, 120] при разных значениях температуры по формуле (4.4) и (4.5)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
273	2.255	2.795	2.742	1.90	2.961	-5.94

283	2.185	2.686	2.636	1.86	2.822	-5.06
293	2.115	2.578	2.532	1.78	2.687	-4.23
298	2.080	2.524	2.480	1.74	2.621	-3.84
303	2.045	2.470	2.429	1.66	2.557	-3.52
313	1.975	2.364	2.326	1.61	2.430	-2.79
323	1.905	2.259	2.224	1.55	2.306	-2.08
333	1.835	2.154	2.123	1.44	2.187	-1.53
343	1.765	2.051	2.023	1.37	2.071	-0.98
348	1.730	2.000	1.974	1.30	2.014	-0.70
353	1.695	1.949	1.924	1.28	1.958	-0.46
363	1.625	1.848	1.826	1.19	1.849	-0.05
373	1.555	1.748	1.729	1.09	1.743	0.29
383	1.485	1.649	1.633	0.97	1.640	0.55
393	1.415	1.551	1.538	0.84	1.540	0.71
403	1.345	1.455	1.444	0.76	1.442	0.89
413	1.275	1.360	1.352	0.59	1.348	0.88
423	1.205	1.266	1.260	0.47	1.256	0.79
433	1.135	1.174	1.170	0.34	1.166	0.68
443	1.065	1.083	1.081	0.18	1.079	0.37
452.314	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
453	0.995	0.994	0.994	0.00	0.994	0.00
463	0.925	0.906	0.908	-0.22	0.911	-0.55
473	0.855	0.820	0.824	-0.49	0.827	-0.85
483	0.785	0.736	0.741	-0.68	0.744	-1.09
493	0.715	0.654	0.660	-0.92	0.662	-1.22
503	0.645	0.574	0.581	-1.22	0.582	-1.39
513	0.575	0.496	0.504	-1.61	0.503	-1.41
523	0.505	0.421	0.429	-1.90	0.425	-0.95
533	0.435	0.348	0.356	-2.30	0.351	-0.86
543	0.365	0.278	0.287	-3.24	0.279	-0.36
553	0.295	0.212	0.220	-3.77	0.211	0.47
563	0.225	0.150	0.157	-4.67	0.148	1.33
573	0.155	0.093	0.099	-6.45	0.090	3.23
583	0.085	0.042	0.047	-11.90	0.041	2.38
Среднее значение				-0.44		-0.78

Примечания: \* - расчет по формуле (4.4);  
 \*\* - расчет по формуле (4.5)

**Таблица П.35.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения декана [104, 120, 154, 155] при разных значениях температуры по формуле (4.4) и (4.5)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
273	2.329	2.923	2.854	2.36	3.166	-8.31
283	2.262	2.816	2.752	2.27	3.021	-7.28
293	2.195	2.711	2.651	2.21	2.881	-6.27
298	2.161	2.658	2.600	2.18	2.812	-5.79

303	2.128	2.606	2.550	2.15	2.745	-5.33
313	2.060	2.502	2.451	2.04	2.614	-4.48
323	1.993	2.399	2.352	1.96	2.486	-3.63
333	1.926	2.297	2.254	1.87	2.363	-2.87
343	1.858	2.196	2.156	1.82	2.244	-2.19
348	1.825	2.146	2.108	1.77	2.185	-1.82
353	1.791	2.096	2.060	1.72	2.128	-1.53
363	1.724	1.996	1.964	1.60	2.016	-1.00
373	1.657	1.898	1.870	1.48	1.907	-0.47
383	1.589	1.801	1.776	1.39	1.801	0.00
393	1.522	1.705	1.683	1.29	1.699	0.35
403	1.455	1.610	1.592	1.12	1.600	0.62
413	1.387	1.516	1.501	0.99	1.503	0.86
423	1.320	1.423	1.411	0.84	1.410	0.91
433	1.253	1.332	1.322	0.75	1.319	0.98
443	1.185	1.241	1.235	0.48	1.231	0.81
453	1.118	1.153	1.149	0.35	1.145	0.69
463	1.051	1.065	1.063	0.19	1.061	0.38
470.554	1.000	1.000	1.000	0.00	1.000	0.00
473	0.984	0.979	0.980	-0.10	0.980	-0.10
483	0.916	0.895	0.897	-0.22	0.900	-0.56
493	0.849	0.812	0.816	-0.49	0.819	-0.86
503	0.782	0.731	0.737	-0.82	0.740	-1.23
513	0.714	0.651	0.659	-1.23	0.661	-1.54
523	0.647	0.574	0.583	-1.57	0.583	-1.57
533	0.580	0.499	0.509	-2.00	0.506	-1.40
543	0.512	0.426	0.436	-2.35	0.431	-1.17
553	0.445	0.355	0.367	-3.38	0.359	-1.13
563	0.378	0.287	0.299	-4.18	0.289	-0.70
573	0.311	0.223	0.235	-5.38	0.223	0.00
583	0.243	0.162	0.173	-6.79	0.161	0.62
593	0.176	0.106	0.116	-9.43	0.105	0.94
603	0.109	0.055	0.064	-16.36	0.055	0.00
Среднее значение				-0.58		-1.46

Примечания: \* - расчет по формуле (4.4);

\*\* - расчет по формуле (4.5)

**Таблица П.36.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения пропилена [148] при разных значениях температуры по формуле (4.4) и (4.5)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
90	3.14	4.222	4.127	2.25	4.242	-0.47
100	3.02	4.029	3.942	2.16	4.031	-0.05
110	2.91	3.838	3.758	2.08	3.825	0.34
120	2.79	3.649	3.575	2.03	3.624	0.69
130	2.68	3.462	3.394	1.96	3.427	1.01
140	2.57	3.276	3.216	1.83	3.234	1.28

150	2.45	3.093	3.039	1.75	3.045	1.55
160	2.34	2.912	2.864	1.65	2.861	1.75
170	2.22	2.734	2.691	1.57	2.681	1.94
180	2.11	2.558	2.520	1.49	2.505	2.07
190	1.99	2.384	2.352	1.34	2.333	2.14
200	1.88	2.213	2.186	1.22	2.164	2.21
210	1.76	2.045	2.022	1.12	2.000	2.20
220	1.65	1.879	1.860	1.01	1.839	2.13
230	1.54	1.716	1.702	0.82	1.683	1.92
240	1.42	1.557	1.546	0.71	1.530	1.73
250	1.31	1.400	1.393	0.50	1.381	1.36
260	1.19	1.248	1.244	0.32	1.236	0.96
270	1.08	1.099	1.097	0.18	1.094	0.45
280	0.96	0.954	0.955	-0.10	0.956	-0.21
290	0.85	0.813	0.816	-0.37	0.821	-0.98
300	0.73	0.678	0.682	-0.59	0.690	-1.77
310	0.62	0.548	0.553	-0.91	0.561	-2.37
320	0.51	0.424	0.429	-1.18	0.438	-3.30
330	0.39	0.307	0.312	-1.63	0.320	-4.23
340	0.28	0.198	0.204	-3.03	0.209	-5.56
350	0.16	0.101	0.105	-3.96	0.108	-6.93
360	0.05	0.022	0.023	-4.55	0.024	-9.09
Среднее значение				0.35		-0.33

Примечания: \* - расчет по формуле (4.4);  
 \*\* - расчет по формуле (4.5)

**Таблица П.37.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R114 [119] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
280	1.100	1.487	1.466	1.395
290	1.076	1.355	1.342	0.999
300	1.051	1.226	1.218	0.618
310	1.023	1.099	1.097	0.247
320	0.994	0.975	0.977	-0.142
330	0.962	0.855	0.862	-0.839
340	0.927	0.737	0.748	-1.446
350	0.889	0.623	0.635	-1.899
360	0.845	0.513	0.523	-2.104
370	0.796	0.407	0.415	-1.956
380	0.738	0.306	0.310	-1.234
390	0.667	0.212	0.211	0.468
400	0.576	0.125	0.120	3.914
Среднее значение				-0.25

**Таблица П.38.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R152A [127, 132] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	1.282	2.668	2.705	-1.406
200	1.240	2.355	2.366	-0.428
220	1.196	2.051	2.049	0.083
240	1.150	1.754	1.750	0.221
260	1.100	1.466	1.464	0.120
280	1.044	1.188	1.188	-0.023
300	0.980	0.921	0.923	-0.236
320	0.902	0.668	0.673	-0.672
340	0.804	0.431	0.432	-0.070
360	0.667	0.217	0.211	2.852
Среднее значение				-0.25

**Таблица П.39.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R125 [123, 132, 166] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	1.224	2.305	2.291	0.61
190	1.200	2.127	2.110	0.80
200	1.175	1.951	1.934	0.87
210	1.149	1.779	1.765	0.79
220	1.121	1.610	1.600	0.62
230	1.093	1.444	1.438	0.42
240	1.062	1.282	1.279	0.23
250	1.029	1.124	1.123	0.09
260	0.992	0.970	0.971	-0.10
270	0.952	0.820	0.829	-1.10
280	0.907	0.676	0.688	-1.78
290	0.856	0.537	0.549	-2.23
300	0.795	0.405	0.414	-2.22
310	0.722	0.281	0.285	-1.42
320	0.627	0.167	0.166	0.60
Среднее значение				-0.25

**Таблица П.40.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R141В [133] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, \text{ К}$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
190	1.334	3.117	3.164	-1.51
210	1.300	2.852	2.857	-0.18
230	1.267	2.591	2.574	0.66
250	1.233	2.335	2.309	1.11
270	1.198	2.084	2.059	1.20
290	1.161	1.839	1.819	1.09
310	1.123	1.600	1.588	0.75
330	1.080	1.367	1.362	0.37
350	1.034	1.142	1.141	0.09
370	0.981	0.925	0.928	-0.32
390	0.919	0.717	0.724	-0.98
410	0.846	0.521	0.526	-0.96
430	0.755	0.337	0.339	-0.59
450	0.631	0.172	0.170	1.16
Среднее значение				0.135

**Таблица П.41.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R245СА [130] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, \text{ К}$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
230	1.234	2.274	2.316	-1.85
250	1.198	2.045	2.060	-0.73
270	1.161	1.813	1.814	-0.06
290	1.120	1.579	1.576	0.19
310	1.077	1.346	1.343	0.22
330	1.027	1.114	1.114	0.00
350	0.970	0.887	0.891	-0.45
370	0.903	0.667	0.675	-1.20
390	0.819	0.458	0.463	-1.09
410	0.706	0.266	0.261	1.88
Среднее значение				-0.31

**Таблица П.42.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R32 [131, 132, 163] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.7) и (4.8)

$T, \text{K}$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	1.342	3.161	3.248	-2.75
160	1.296	2.791	2.824	-1.18
180	1.249	2.430	2.435	-0.21
200	1.200	2.080	2.074	0.29
220	1.148	1.742	1.735	0.40
240	1.090	1.416	1.413	0.21
260	1.025	1.105	1.105	0.00
280	0.949	0.811	0.816	-0.62
300	0.854	0.537	0.544	-1.30
320	0.725	0.289	0.291	-0.69
140	1.342	3.161	3.248	-2.75
Среднее значение				-0.78

**Таблица П.43.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R141В [133] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, \text{K}$	$\frac{1-\tau}{1-\tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
170	2.683	3.387	3.400	-0.38	3.491	-3.07
190	2.509	3.117	3.128	-0.35	3.180	-2.02
210	2.334	2.852	2.861	-0.32	2.883	-1.09
230	2.160	2.591	2.598	-0.27	2.599	-0.31
250	1.985	2.335	2.340	-0.21	2.327	0.34
270	1.811	2.084	2.088	-0.19	2.067	0.82
290	1.636	1.839	1.841	-0.11	1.818	1.14
310	1.462	1.600	1.601	-0.06	1.580	1.25
330	1.287	1.367	1.367	0.00	1.352	1.10
350	1.113	1.142	1.141	0.09	1.135	0.61
370	0.938	0.925	0.924	0.11	0.927	-0.22
390	0.764	0.717	0.716	0.14	0.725	-1.12
410	0.589	0.521	0.519	0.38	0.529	-1.54
430	0.414	0.337	0.336	0.30	0.344	-2.08
450	0.240	0.172	0.170	1.16	0.175	-1.74
Среднее значение				0.02		-0.53

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
\*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица П.44.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R123 [121] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
170	2.616	3.272	3.295	-0.70	3.464	-5.87
190	2.434	2.993	3.013	-0.67	3.120	-4.24
210	2.251	2.718	2.735	-0.63	2.796	-2.87
230	2.069	2.449	2.463	-0.57	2.490	-1.67
250	1.886	2.185	2.197	-0.55	2.200	-0.69
270	1.704	1.927	1.937	-0.52	1.926	0.05
290	1.522	1.676	1.683	-0.42	1.667	0.54
310	1.339	1.431	1.436	-0.35	1.422	0.63
330	1.157	1.194	1.198	-0.34	1.190	0.34
350	0.974	0.966	0.968	-0.21	0.970	-0.41
370	0.792	0.748	0.749	-0.13	0.757	-1.20
390	0.610	0.541	0.541	0.00	0.550	-1.66
410	0.427	0.349	0.348	0.29	0.354	-1.43
430	0.245	0.175	0.175	0.00	0.176	-0.57
450	0.062	0.032	0.032	0.00	0.032	0.00
Среднее значение				-0.32		-1.27

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
 \*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица П.45.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R22 [118, 128, 162, 164] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
120	2.813	3.535	3.605	-1.98	3.760	-6.36
140	2.587	3.190	3.250	-1.88	3.339	-4.67
160	2.361	2.851	2.902	-1.79	2.943	-3.23
180	2.136	2.520	2.562	-1.67	2.570	-1.98
200	1.910	2.196	2.231	-1.59	2.219	-1.05
220	1.684	1.882	1.909	-1.43	1.888	-0.32
240	1.459	1.577	1.597	-1.27	1.577	0.00
260	1.233	1.282	1.297	-1.17	1.285	-0.23
280	1.008	1.000	1.009	-0.90	1.009	-0.90
300	0.782	0.732	0.737	-0.68	0.745	-1.78
320	0.556	0.482	0.483	-0.21	0.493	-2.28
340	0.331	0.254	0.253	0.39	0.260	-2.36
360	0.105	0.062	0.061	1.61	0.062	0.00
Среднее значение				-0.97		-1.89

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
 \*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица П.46.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R114 [119] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
280	1.381	1.487	1.492	-0.34	1.476	0.74
290	1.282	1.355	1.360	-0.37	1.347	0.59
300	1.182	1.226	1.231	-0.41	1.221	0.41
310	1.083	1.099	1.104	-0.45	1.099	0.00
320	0.983	0.975	0.979	-0.41	0.980	-0.51
330	0.884	0.855	0.858	-0.35	0.863	-0.94
340	0.784	0.737	0.740	-0.41	0.748	-1.49
350	0.685	0.623	0.625	-0.32	0.635	-1.93
360	0.585	0.513	0.515	-0.39	0.524	-2.14
370	0.486	0.407	0.408	-0.25	0.416	-2.21
380	0.386	0.306	0.307	-0.33	0.314	-2.61
390	0.287	0.212	0.213	-0.47	0.216	-1.89
400	0.187	0.125	0.125	0.00	0.127	-1.60
410	0.088	0.049	0.049	0.00	0.049	0.00
Среднее значение				-0.32		-0.97

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
\*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица П.47.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона R21 [119] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
210	2.229	2.676	2.701	-0.93	2.702	-0.97
230	2.044	2.406	2.427	-0.87	2.412	-0.25
250	1.859	2.142	2.158	-0.75	2.135	0.33
270	1.675	1.883	1.896	-0.69	1.870	0.69
290	1.490	1.631	1.640	-0.55	1.617	0.86
310	1.306	1.386	1.392	-0.43	1.376	0.72
330	1.121	1.149	1.152	-0.26	1.145	0.35
350	0.937	0.921	0.922	-0.11	0.925	-0.43
370	0.752	0.703	0.702	0.14	0.712	-1.28
390	0.567	0.497	0.495	0.40	0.506	-1.81
410	0.383	0.307	0.304	0.98	0.313	-1.95
430	0.198	0.136	0.134	1.47	0.139	-2.21
Среднее значение				-0.13		-0.50

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
\*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица П.48.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения фреона RC318 [136] при разных значениях температуры по формуле (4.9) и (4.10)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
240	1.592	1.792	1.780	0.67	1.774	1.00
250	1.485	1.641	1.632	0.55	1.622	1.16
260	1.377	1.493	1.487	0.40	1.475	1.21
270	1.270	1.348	1.345	0.22	1.334	1.04
280	1.163	1.206	1.206	0.00	1.198	0.66
290	1.055	1.068	1.069	-0.09	1.066	0.19
300	0.948	0.933	0.936	-0.32	0.939	-0.64
310	0.841	0.802	0.807	-0.62	0.813	-1.37
320	0.734	0.675	0.681	-0.89	0.688	-1.93
330	0.626	0.553	0.560	-1.27	0.567	-2.53
340	0.519	0.437	0.443	-1.37	0.448	-2.52
350	0.412	0.326	0.333	-2.15	0.335	-2.76
360	0.304	0.223	0.229	-2.69	0.228	-2.24
370	0.197	0.129	0.134	-3.88	0.131	-1.55
380	0.090	0.048	0.050	-4.17	0.048	0.00
Среднее значение				-1.04		-0.69

Примечания: \* - расчет по формуле (4.9);  
 \*\* - расчет по формуле (4.10)

**Таблица П.49.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R405A [132, 136, 162, 165] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.11)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
160	1.321	2.972	2.986	-0.47
170	1.298	2.804	2.790	0.50
180	1.276	2.638	2.608	1.14
190	1.254	2.475	2.436	1.58
200	1.232	2.313	2.272	1.77
210	1.210	2.154	2.114	1.86
220	1.187	1.997	1.961	1.80
230	1.163	1.842	1.813	1.57
240	1.139	1.690	1.667	1.36
250	1.113	1.541	1.525	1.04
260	1.086	1.394	1.384	0.72
270	1.057	1.250	1.245	0.40
280	1.026	1.110	1.108	0.18
290	0.993	0.973	0.973	0.00
300	0.957	0.839	0.840	-0.12

310	0.916	0.710	0.709	0.14
320	0.871	0.585	0.581	0.68
330	0.820	0.465	0.457	1.72
Среднее значение				0.88

**Таблица П.50.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R410B [163, 166] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.11)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
150	1.305	2.879	2.850	1.01
160	1.282	2.695	2.652	1.60
170	1.258	2.514	2.462	2.07
180	1.233	2.335	2.280	2.36
190	1.209	2.159	2.106	2.45
200	1.183	1.986	1.938	2.42
210	1.157	1.816	1.776	2.20
220	1.130	1.649	1.617	1.94
230	1.101	1.485	1.462	1.55
240	1.071	1.324	1.311	0.98
250	1.039	1.168	1.162	0.51
260	1.004	1.015	1.014	0.10
270	0.965	0.867	0.870	-0.35
280	0.922	0.723	0.727	-0.55
290	0.873	0.585	0.587	-0.34
300	0.817	0.454	0.452	0.44
310	0.750	0.329	0.323	1.82
Среднее значение				1.19

**Таблица П.51.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R501 [162] от приведенной плотности при разных значениях температуры по формуле (4.11)

$T, K$	$\frac{\Delta\rho}{\Delta\rho_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{эксп}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{расч}$	$\delta, \%$
130	1.368	3.403	3.424	-0.62
140	1.347	3.227	3.222	0.15
150	1.326	3.053	3.028	0.82
160	1.304	2.881	2.842	1.35

170	1.283	2.711	2.664	1.73
180	1.262	2.543	2.493	1.97
190	1.240	2.378	2.328	2.10
200	1.218	2.214	2.168	2.08
210	1.195	2.053	2.013	1.95
220	1.171	1.894	1.861	1.74
230	1.147	1.738	1.713	1.44
240	1.121	1.584	1.567	1.07
250	1.094	1.433	1.423	0.70
260	1.065	1.286	1.280	0.47
270	1.034	1.141	1.139	0.18
280	1.000	1.000	1.000	0.00
290	0.963	0.863	0.863	0.00
300	0.923	0.730	0.729	0.14
310	0.877	0.601	0.598	0.50
320	0.826	0.477	0.471	1.26
Среднее значение				0.95

**Таблица П.52.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R410B [163, 166] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
150	2.350	2.879	2.860	0.66	3.031	-5.28
160	2.229	2.695	2.680	0.56	2.809	-4.23
170	2.107	2.514	2.502	0.48	2.596	-3.26
180	1.986	2.335	2.326	0.39	2.392	-2.44
190	1.865	2.159	2.153	0.28	2.196	-1.71
200	1.744	1.986	1.982	0.20	2.007	-1.06
210	1.623	1.816	1.814	0.11	1.826	-0.55
220	1.502	1.649	1.649	0.00	1.652	-0.18
230	1.381	1.485	1.487	-0.13	1.485	0.00
240	1.259	1.324	1.328	-0.30	1.324	0.00
250	1.138	1.168	1.173	-0.43	1.169	-0.09
260	1.017	1.015	1.021	-0.59	1.021	-0.59
270	0.896	0.867	0.874	-0.81	0.876	-1.04
280	0.775	0.723	0.731	-1.11	0.734	-1.52
290	0.654	0.585	0.593	-1.37	0.595	-1.71
300	0.533	0.454	0.461	-1.54	0.460	-1.32
310	0.411	0.329	0.335	-1.82	0.332	-0.91
320	0.290	0.214	0.218	-1.87	0.213	0.47
Среднее значение				0.41		-1.41

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);  
\*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица П.53.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R501 [162] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
140	2.586	3.227	3.217	0.31	3.370	-4.43
150	2.473	3.053	3.046	0.23	3.167	-3.73
160	2.360	2.881	2.875	0.21	2.969	-3.05
170	2.247	2.711	2.707	0.15	2.777	-2.43
180	2.134	2.543	2.541	0.08	2.591	-1.89
190	2.021	2.378	2.376	0.08	2.410	-1.35
200	1.908	2.214	2.214	0.00	2.234	-0.90
210	1.796	2.053	2.054	-0.05	2.064	-0.54
220	1.683	1.894	1.897	-0.16	1.899	-0.26
230	1.570	1.738	1.741	-0.17	1.738	0.00
240	1.457	1.584	1.588	-0.25	1.583	0.06
250	1.344	1.433	1.438	-0.35	1.432	0.07
260	1.231	1.286	1.291	-0.39	1.286	0.00
270	1.118	1.141	1.147	-0.53	1.144	-0.26
280	1.005	1.000	1.006	-0.60	1.006	-0.60
290	0.892	0.863	0.869	-0.70	0.872	-1.04
300	0.779	0.730	0.736	-0.82	0.740	-1.37
310	0.666	0.601	0.607	-1.00	0.611	-1.66
320	0.553	0.477	0.483	-1.26	0.486	-1.89
330	0.441	0.360	0.365	-1.39	0.366	-1.67
340	0.328	0.250	0.254	-1.60	0.253	-1.20
Среднее значение				-0.36		-1.34

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);

\*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица П.54.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R405A [132, 136, 162, 165] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
160	2.409	2.972	2.949	0.77	3.030	-1.95
170	2.299	2.804	2.784	0.71	2.845	-1.46
180	2.189	2.638	2.622	0.61	2.665	-1.02
190	2.079	2.475	2.461	0.57	2.490	-0.61
200	1.970	2.313	2.302	0.48	2.319	-0.26
210	1.860	2.154	2.145	0.42	2.153	0.05
220	1.750	1.997	1.990	0.35	1.991	0.30
230	1.640	1.842	1.838	0.22	1.834	0.43
240	1.530	1.690	1.688	0.12	1.681	0.53
250	1.420	1.541	1.540	0.06	1.532	0.58
260	1.311	1.394	1.395	-0.07	1.388	0.43

270	1.201	1.250	1.252	-0.16	1.247	0.24
280	1.091	1.110	1.113	-0.27	1.110	0.00
290	0.981	0.973	0.977	-0.41	0.977	-0.41
300	0.871	0.839	0.844	-0.60	0.847	-0.95
310	0.761	0.710	0.715	-0.70	0.719	-1.27
320	0.651	0.585	0.590	-0.85	0.595	-1.71
330	0.542	0.465	0.470	-1.08	0.474	-1.94
340	0.432	0.351	0.356	-1.42	0.358	-1.99
350	0.322	0.244	0.248	-1.64	0.249	-2.05
360	0.212	0.145	0.148	-2.07	0.148	-2.07
370	0.102	0.059	0.060	-1.69	0.059	0.00
Среднее значение				-0.30		-0.69

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);  
 \*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица П.55.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R422B [151, 166, 169] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
170	2.179	2.651	2.607	1.66	2.690	-1.47
180	2.062	2.474	2.436	1.54	2.494	-0.81
190	1.945	2.301	2.267	1.48	2.306	-0.22
200	1.828	2.129	2.100	1.36	2.124	0.23
210	1.711	1.961	1.936	1.27	1.948	0.66
220	1.594	1.795	1.775	1.11	1.778	0.95
230	1.478	1.632	1.616	0.98	1.614	1.10
240	1.361	1.473	1.460	0.88	1.456	1.15
250	1.244	1.316	1.308	0.61	1.303	0.99
260	1.127	1.163	1.158	0.43	1.155	0.69
270	1.010	1.015	1.012	0.30	1.012	0.30
280	0.893	0.870	0.870	0.00	0.873	-0.34
290	0.776	0.730	0.732	-0.27	0.736	-0.82
300	0.659	0.595	0.599	-0.67	0.602	-1.18
310	0.542	0.466	0.471	-1.07	0.472	-1.29
320	0.425	0.344	0.349	-1.45	0.349	-1.45
330	0.308	0.230	0.235	-2.17	0.232	-0.87
340	0.191	0.127	0.131	-3.15	0.127	0.00
Среднее значение				0.16		-0.13

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);  
 \*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица П.56.** Погрешности расчета приведенного поверхностного натяжения смеси R424A [104, 151, 152, 166, 169] при разных значениях температуры по формуле (4.12) и (4.13)

$T, K$	$\frac{1 - \tau}{1 - \tau_m}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^*$	$\delta, \%$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{расч}}^{**}$	$\delta, \%$
170	2.194	2.674	2.628	1.72	2.716	-1.57
180	2.078	2.499	2.458	1.64	2.521	-0.88
190	1.962	2.326	2.291	1.50	2.333	-0.30
200	1.846	2.155	2.125	1.39	2.151	0.19
210	1.730	1.987	1.962	1.26	1.976	0.55
220	1.614	1.822	1.801	1.15	1.806	0.88
230	1.498	1.660	1.643	1.02	1.642	1.08
240	1.381	1.501	1.488	0.87	1.484	1.13
250	1.265	1.345	1.336	0.67	1.331	1.04
260	1.149	1.192	1.187	0.42	1.183	0.76
270	1.033	1.044	1.041	0.29	1.040	0.38
280	0.917	0.899	0.899	0.00	0.901	-0.22
290	0.801	0.759	0.761	-0.26	0.765	-0.79
300	0.685	0.624	0.628	-0.64	0.631	-1.12
310	0.569	0.495	0.500	-1.01	0.502	-1.41
320	0.453	0.372	0.378	-1.61	0.377	-1.34
330	0.337	0.257	0.262	-1.95	0.260	-1.17
340	0.221	0.152	0.156	-2.63	0.152	0.00
350	0.105	0.060	0.062	-3.33	0.059	1.67
Среднее значение				0.03		-0.06

Примечания: \* - расчет по формуле (4.12);

\*\* - расчет по формуле (4.13)

**Таблица П.57.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования пропана [104, 106, 146, 147] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
143	3.164	1.397	1.413	-1.15
150	3.046	1.380	1.397	-1.23
153	2.996	1.372	1.390	-1.31
160	2.880	1.355	1.373	-1.33
163	2.830	1.348	1.366	-1.34
170	2.715	1.330	1.349	-1.43
173	2.665	1.323	1.342	-1.44
180	2.551	1.306	1.324	-1.38
183	2.502	1.298	1.317	-1.46

189.5	2.397	1.282	1.300	-1.40
190	2.388	1.281	1.298	-1.33
193	2.340	1.273	1.291	-1.41
200	2.228	1.256	1.272	-1.27
203	2.180	1.248	1.263	-1.20
210	2.068	1.230	1.244	-1.14
213	2.021	1.222	1.235	-1.06
216.54	1.965	1.212	1.225	-1.07
220	1.911	1.203	1.214	-0.91
223	1.864	1.194	1.205	-0.92
230	1.756	1.175	1.184	-0.77
231.1	1.739	1.171	1.181	-0.85
233	1.710	1.166	1.175	-0.77
248.06	1.481	1.120	1.125	-0.45
259.83	1.307	1.081	1.084	-0.28
268.05	1.187	1.051	1.053	-0.19
275.24	1.084	1.024	1.024	0.00
281.44	0.997	0.999	0.999	0.00
286.9	0.921	0.976	0.975	0.10
291.83	0.853	0.954	0.953	0.10
296.3	0.793	0.933	0.933	0.00
300.44	0.737	0.913	0.913	0.00
317.42	0.520	0.820	0.822	-0.24
330.7	0.360	0.732	0.736	-0.55
341.71	0.238	0.643	0.650	-1.09
Среднее значение				-0.85

**Таблица П.58.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования изобутана [151] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
123	3.664	1.502	1.476	1.73
133	3.515	1.477	1.458	1.29
143	3.366	1.452	1.439	0.90
153	3.217	1.428	1.420	0.56
163	3.069	1.403	1.400	0.21
173	2.922	1.379	1.379	0.00
183	2.775	1.356	1.358	-0.15
193	2.628	1.332	1.336	-0.30
203	2.483	1.308	1.314	-0.46

213	2.338	1.284	1.290	-0.47
223	2.194	1.259	1.266	-0.56
233	2.051	1.234	1.240	-0.49
243	1.909	1.209	1.214	-0.41
253	1.769	1.182	1.187	-0.42
263	1.630	1.154	1.158	-0.35
273	1.492	1.125	1.128	-0.27
283	1.357	1.094	1.096	-0.18
293	1.224	1.061	1.062	-0.09
303	1.093	1.027	1.027	0.00
313	0.964	0.989	0.989	0.00
323	0.838	0.949	0.949	0.00
333	0.716	0.905	0.905	0.00
343	0.598	0.856	0.857	-0.12
353	0.483	0.802	0.804	-0.25
363	0.374	0.741	0.745	-0.54
373	0.271	0.671	0.676	-0.75
383	0.176	0.586	0.594	-1.37
393	0.091	0.479	0.487	-1.67
Среднее значение				-0.15

**Таблица П.59.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования бутена [104, 149] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
140	3.597	1.497	1.468	1.94
150	3.437	1.469	1.448	1.43
160	3.278	1.443	1.428	1.04
170	3.121	1.416	1.407	0.64
180	2.965	1.391	1.386	0.36
190	2.811	1.366	1.364	0.15
200	2.659	1.341	1.341	0.00
210	2.508	1.316	1.318	-0.15
220	2.359	1.291	1.294	-0.23
230	2.212	1.266	1.269	-0.24
240	2.067	1.240	1.243	-0.24
250	1.924	1.214	1.217	-0.25
260	1.783	1.187	1.189	-0.17
270	1.644	1.159	1.161	-0.17
280	1.508	1.130	1.131	-0.09

290	1.374	1.099	1.100	-0.09
300	1.242	1.067	1.067	0.00
310	1.113	1.033	1.033	0.00
320	0.988	0.996	0.996	0.00
330	0.865	0.957	0.957	0.00
340	0.745	0.915	0.916	-0.11
350	0.630	0.869	0.871	-0.23
360	0.518	0.818	0.821	-0.37
370	0.411	0.761	0.766	-0.66
380	0.310	0.696	0.704	-1.15
390	0.215	0.620	0.630	-1.61
Среднее значение				-0.01

**Таблица П.60.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования изогексана [150, 154] при разных значениях приведенного поверхностного натяжения по формуле (4.15)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	3.421	1.475	1.446	1.97
190	3.286	1.451	1.429	1.52
200	3.152	1.428	1.411	1.19
210	3.019	1.405	1.393	0.85
220	2.887	1.382	1.375	0.51
230	2.757	1.360	1.356	0.29
240	2.628	1.338	1.336	0.15
250	2.500	1.317	1.316	0.08
260	2.374	1.295	1.296	-0.08
270	2.248	1.273	1.275	-0.16
280	2.125	1.251	1.254	-0.24
290	2.002	1.229	1.232	-0.24
300	1.882	1.207	1.209	-0.17
310	1.763	1.183	1.185	-0.17
320	1.645	1.160	1.161	-0.09
330	1.529	1.135	1.136	-0.09
340	1.415	1.109	1.110	-0.09
350	1.303	1.082	1.083	-0.09
360	1.193	1.054	1.054	0.00
370	1.085	1.025	1.025	0.00
380	0.979	0.994	0.994	0.00
390	0.875	0.960	0.961	-0.10
400	0.774	0.925	0.926	-0.11

410	0.676	0.887	0.889	-0.23
420	0.580	0.845	0.849	-0.47
430	0.488	0.800	0.806	-0.75
440	0.399	0.750	0.759	-1.20
450	0.314	0.694	0.706	-1.73
Среднее значение				0.02

**Таблица П.61.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R141В [133] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.17)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
190	3.117	1.448	1.423	1.73
210	2.852	1.394	1.384	0.72
230	2.591	1.344	1.343	0.07
250	2.335	1.296	1.301	-0.39
270	2.084	1.249	1.256	-0.56
290	1.839	1.201	1.208	-0.58
310	1.600	1.152	1.157	-0.43
330	1.367	1.099	1.102	-0.27
350	1.142	1.041	1.042	-0.10
370	0.925	0.977	0.976	0.10
390	0.717	0.904	0.902	0.22
410	0.521	0.819	0.817	0.24
430	0.337	0.716	0.714	0.28
450	0.172	0.581	0.579	0.34
470	0.035	0.357	0.352	1.40
Среднее значение				0.18

**Таблица П.62.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона R23 [116, 129, 163] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.17)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
120	3.227	1.415	1.438	-1.63
140	2.771	1.347	1.372	-1.86
160	2.330	1.278	1.300	-1.72
180	1.908	1.205	1.222	-1.41
200	1.506	1.126	1.135	-0.80
220	1.127	1.036	1.038	-0.19

240	0.774	0.927	0.924	0.32
260	0.455	0.788	0.784	0.51
280	0.182	0.591	0.590	0.17
Среднее значение				-0.73

**Таблица П.63.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования фреона RC318 [136] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.17)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
240	1.792	1.194	1.198	-0.34
250	1.641	1.162	1.166	-0.34
260	1.493	1.130	1.132	-0.18
270	1.348	1.095	1.097	-0.18
280	1.206	1.059	1.060	-0.09
290	1.068	1.020	1.021	-0.10
300	0.933	0.979	0.979	0.00
310	0.802	0.934	0.934	0.00
320	0.675	0.886	0.885	0.11
330	0.553	0.832	0.832	0.00
340	0.437	0.773	0.773	0.00
350	0.326	0.705	0.707	-0.28
360	0.223	0.625	0.628	-0.48
370	0.129	0.526	0.530	-0.76
380	0.048	0.385	0.390	-1.30
Среднее значение				-0.26

**Таблица П.64.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R407B [163, 166, 169] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.18)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
180	2.368	1.313	1.312	0.08
190	2.194	1.278	1.281	-0.23
200	2.022	1.245	1.248	-0.24
210	1.854	1.210	1.215	-0.41
220	1.688	1.175	1.179	-0.34
230	1.526	1.139	1.142	-0.26
240	1.367	1.101	1.103	-0.18
250	1.211	1.061	1.062	-0.09

260	1.059	1.018	1.018	0.00
270	0.912	0.972	0.971	0.10
280	0.769	0.921	0.921	0.00
290	0.631	0.866	0.865	0.12
300	0.499	0.803	0.803	0.00
310	0.373	0.731	0.733	-0.27
320	0.256	0.647	0.651	-0.62
330	0.148	0.541	0.548	-1.29
340	0.054	0.393	0.400	-1.78
Среднее значение				-0.32

**Таблица П.65.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R410A [163, 166] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.18)

$T, K$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
160	2.725	1.371	1.371	0.00
170	2.543	1.338	1.342	-0.30
180	2.362	1.306	1.311	-0.38
190	2.185	1.274	1.279	-0.39
200	2.010	1.241	1.246	-0.40
210	1.838	1.207	1.211	-0.33
220	1.670	1.171	1.175	-0.34
230	1.504	1.134	1.137	-0.26
240	1.342	1.095	1.097	-0.18
250	1.184	1.054	1.055	-0.09
260	1.030	1.009	1.009	0.00
270	0.881	0.961	0.961	0.00
280	0.736	0.908	0.908	0.00
290	0.597	0.849	0.850	-0.12
300	0.464	0.783	0.785	-0.26
310	0.338	0.706	0.710	-0.57
320	0.220	0.614	0.621	-1.14
330	0.115	0.497	0.506	-1.81
Среднее значение				-0.37

**Таблица П.66.** Погрешности расчета приведенной теплоты парообразования смеси R423A [120, 169] при разных значениях поверхностного натяжения по формуле (4.18)

$T, \text{K}$	$\left(\frac{\sigma}{\sigma_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{эксп}}$	$\left(\frac{\Delta H}{\Delta H_m}\right)_{\text{расч}}$	$\delta, \%$
160	2.882	1.419	1.396	1.62
170	2.721	1.387	1.371	1.15
180	2.560	1.355	1.345	0.74
190	2.401	1.323	1.318	0.38
200	2.243	1.292	1.290	0.15
210	2.086	1.261	1.261	0.00
220	1.931	1.229	1.230	-0.08
230	1.778	1.197	1.199	-0.17
240	1.626	1.164	1.165	-0.09
250	1.476	1.129	1.131	-0.18
260	1.329	1.092	1.094	-0.18
270	1.184	1.054	1.055	-0.09
280	1.042	1.013	1.013	0.00
290	0.903	0.969	0.968	0.10
300	0.768	0.921	0.920	0.11
310	0.637	0.869	0.868	0.12
320	0.512	0.811	0.810	0.12
330	0.392	0.745	0.744	0.13
340	0.279	0.669	0.669	0.00
350	0.174	0.577	0.577	0.00
360	0.082	0.456	0.455	0.22
Среднее значение				0.19