



Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
федеральное государственное автономное  
образовательное учреждение высшего образования  
«Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.01 Химическая технология

ООП Цифровые технологии в проектировании нефтегазохимических производств

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

### ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА МАГИСТРАНТА

Тема работы
<b>Моделирование процесса сепарации многокомпонентных систем с учетом содержания в составе смеси полярных веществ</b>

УДК 66.066:004.9

Обучающийся:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Долганов Игорь Михайлович	к.т.н.		

### КОНСУЛЬТАНТЫ ПО РАЗДЕЛАМ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН ШБИП	Креницына Зоя Васильевна	к.т.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ООД ШБИП	Сечин Андрей Александрович	к.т.н.		

### ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП, должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Долганов Игорь Михайлович	к.т.н.		

**ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОСВОЕНИЯ ООП**  
**«Цифровые технологии в проектировании нефтегазохимических производств»**  
**(направление подготовки 18.04.01 «Химическая технология»)**

<b>Код компетенции</b>	<b>Наименование компетенции</b>
<b>Универсальные компетенции</b>	
УК(У)-1	Способен осуществлять критический анализ проблемных ситуаций на основе системного подхода, вырабатывать стратегию действий
УК(У)-2	Способен управлять проектом на всех этапах его жизненного цикла
УК(У)-3	Способен организовывать и руководить работой команды, вырабатывая командную стратегию для достижения поставленной цели
УК(У)-4	Способен применять современные коммуникативные технологии, в том числе на иностранном (-ых) языке (-ах), для академического и профессионального взаимодействия
УК(У)-5	Способен анализировать и учитывать разнообразие культур в процессе межкультурного взаимодействия
УК(У)-6	Способен определять и реализовывать приоритеты собственной деятельности и способы ее совершенствования на основе самооценки
<b>Общепрофессиональные компетенции</b>	
ОПК(У)-1	Способен организовывать самостоятельную и коллективную научно-исследовательскую работу, разрабатывать планы и программы проведения научных исследований и технических разработок
ОПК(У)-2	Способен использовать современные приборы и методики, организовывать проведение экспериментов и испытаний, проводить их обработку и анализировать их результаты
ОПК(У)-3	Способен разрабатывать нормы выработки, технологические нормативы на расход материалов, заготовок, топлива и электроэнергии, контролировать параметры технологического процесса, выбирать оборудование и технологическую оснастку
ОПК(У)-4	Способен находить оптимальные решения при создании продукции с учетом требований качества, надежности и стоимости, а также сроков исполнения, безопасности жизнедеятельности и экологической чистоты
<b>Профессиональные компетенции</b>	
ПК(У)-1	Способен разрабатывать и применять математические модели для описания физико-химических явлений, качественного и количественного анализа процессов химической технологии
ПК(У)-2	Способен использовать пакеты прикладных моделирующих программ при выполнении проектных и/или исследовательских работ
ПК(У)-3	Способен проводить технологические и технические расчеты по проектам, технико-экономический анализ эффективности проекта
ПК(У)-4	Способен к совершенствованию технологического процесса — разработке мероприятий по комплексному использованию сырья, по замене дефицитных материалов и изысканию способов утилизации отходов производства
ПК(У)-5	Способен осуществлять экспертный анализ технологий подготовки и переработки нефти и газа
ПК(У)-6	Способен осуществлять выбор технологического оборудования для подготовки и переработки нефти и газа



Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
федеральное государственное автономное  
образовательное учреждение высшего образования  
«Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.01 Химическая технология

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:

Руководитель ООП/ОПОП

\_\_\_\_\_ Долганов И.М.  
(Подпись) (Дата) (ФИО)

### ЗАДАНИЕ

#### на выполнение выпускной квалификационной работы

Обучающийся:

Группа	ФИО
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич

Тема работы:

<b>Моделирование процесса сепарации многокомпонентных систем с учетом содержания в составе смеси полярных веществ</b>	
Утверждена приказом директора ИШПР (дата, номер)	№ 31-65/с от 31.01.2023 г.

Срок сдачи обучающимся выполненной работы:	01.06.2023 г.
--	---------------

#### ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<b>Исходные данные к работе</b>	Установка низкотемпературной сепарации месторождения Западной Сибири – схема с перечнем оборудования, режимом работы, составами потоков, термобарическими условиями
<b>Перечень разделов пояснительной записки подлежащих исследованию, проектированию и разработке</b>	<p>Введение</p> <p>1 Литературный обзор</p> <p>1.1 Технологии подготовки природного и попутного нефтяного газа</p> <p>1.2 Гидратообразование природного газа в процесс подготовки и транспортировки</p> <p>1.3 Моделирующие программные комплексы для расчетов процессов сепарации газа</p> <p>1.4 Термодинамические уравнения состояния</p> <p>2 Методики расчета уравнений состояния и физических величин</p> <p>2.1 Методика расчета уравнения состояния Peng Robinson с учетом полярных компонентов</p> <p>2.1 Методика расчета энтальпии потока</p> <p>2.3 Методика расчета дросселя</p> <p>2.4 Расчет фазовой кривой потока</p>

	2.5 Расчет подачи метанола для ингибирования процессов гидратообразования 3 Расчет установки НТС месторождения Западной Сибири 3.2 Разработка интерфейса для визуализации расчетов в разработанном модуле 3.3 Расчет процессов сепарации с учетом полярных компонентов в Python 3.4 Расчет подачи метанола для ингибирования гидратообразования 3.5 Расчет фазовой кривой потока 4 Финансовый менеджмент 5 Социальная ответственность Заключение
<b>Перечень графического материала</b>	Нет

<b>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы</b>	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	к.т.н., Доцент ОСГН ШБИП Креницына З.В.
Социальная ответственность	к.т.н., Доцент ООД ШБИП Сечин А.А.
<b>Названия разделов, которые должны быть написаны на иностранном языке:</b>	
«Hydrate structure, formation and inhibition»	

<b>Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику</b>	01.02.2023 г.
---	---------------

**Задание выдал руководитель:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Долганов И.М.	к.т.н.		

**Задание принял к исполнению обучающийся:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич		

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
 федеральное государственное автономное  
 образовательное учреждение высшего образования  
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов  
 Направление подготовки 18.04.01 Химическая технология  
 Уровень образования Магистратура  
 Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии  
 Период выполнения Весенний семестр 2022/2023 учебного года

### КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН выполнения выпускной квалификационной работы

Обучающийся:

<b>Группа</b>	<b>ФИО</b>
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич

Тема работы:

**Моделирование процесса сепарации многокомпонентных систем с учетом содержания в составе смеси полярных веществ**

Срок сдачи обучающимся выполненной работы:	01.06.2023 г.
--	---------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
10.02.2023 г.	Введение и актуальность работы	5
15.03.2023 г.	Литературный обзор: технологии подготовки природного и попутного нефтяного газа, гидратообразование природного газа, моделирующие программные комплексы для расчетов процессов сепарации, термодинамические уравнения состояния.	20
25.04.2023 г.	Методики расчета уравнений состояния и физических величин: расчет уравнения Пенга Робинсона для расчета третьей фазы, расчет энтальпии потока, фазовой кривой, дроссельного устройства, подачи метанола для ингибирования гидратообразования по СТО Газпром 3.1-3-010-2008.	20
20.05.2023 г.	Расчет установки НТС месторождения Западной Сибири: разработка интерфейса, расчет процессов сепарации, подачи метанола, фазовой кривой, сравнение со схемой из HYSYS.	20
27.05.2023 г.	Раздел «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение», Раздел «Социальная ответственность».	10
29.05.2023 г.	Заключение	10
01.06.2023 г.	Оформление ВКР	15

**СОСТАВИЛ:**

**Руководитель ВКР**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Долганов Игорь Михайлович	к.т.н.		

**СОГЛАСОВАНО:****Руководитель ООП**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Долганов Игорь Михайлович	К.Т.Н.		

**Обучающийся**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА  
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И  
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

<b>Группа</b>	<b>ФИО</b>
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич

<b>Школа</b>	<b>Инженерная школа природных ресурсов</b>	<b>Отделение школы (НОЦ)</b>	<b>Отделение химической инженерии</b>
<b>Уровень образования</b>	магистратура	<b>Направление/специальность</b>	18.04.01 Химическая технология

**Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:**

<i>1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих</i>	<i>Бюджет проекта – не более 7 000 000 руб., в т.ч. затраты по оплате труда – не более 3 500 000 руб.</i>
<i>2. Нормы и нормативы расходования ресурсов</i>	<i>Значение показателя интегральной эффективности – не менее 4,5 из 5.</i>
<i>3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования</i>	<i>- Районный коэффициент – 1,3; - Накладный расходы – 16 %; - Отчисления во внебюджетные фонды – 30 %;</i>

**Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:**

<i>1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ</i>	<i>Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Оценка перспективности проекта в сравнении с аналогами.</i>
<i>2. Разработка устава научно-технического проекта</i>	<i>Приведение цели и результатов проекта. Разработка требований к результатам проекта.</i>
<i>3. Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок</i>	<i>Определение рабочей группы проекта. Определение иерархической структуры работ проекта. Составление календарного плана-графика работ. Оценка бюджета научного исследования. Оценка и сравнение себестоимости проекта с аналогами.</i>
<i>4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности</i>	<i>Проведение сравнительной оценки эффективности исследования. Расчет интегральных показателей эффективности разработки.</i>

**Перечень графического материала:**

1. Сегментирование рынка
2. Оценка конкурентоспособности технических решений
3. Диаграмма Исикавы
4. Иерархическая структура работ проекта с индексами работ
5. Диаграмма Гантта
6. График проведения и бюджет НИИ
7. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НИИ

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН ШБИП	Креницына Зоя Васильевна	к.т.н.		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич		



## ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

<b>Группа</b>		<b>ФИО</b>	
2ДМ14		Патрихин Михаил Юрьевич	
<b>Школа</b>	Инженерная школа природных ресурсов	<b>Отделение (НОЦ)</b>	Отделение химической инженерии
<b>Уровень образования</b>	магистратура	<b>Направление/специальность</b>	18.04.01 Химическая технология

Тема ВКР:

<b>Моделирование процесса сепарации многокомпонентных систем с учетом содержания в составе смеси полярных веществ</b>	
<b>Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:</b>	
<p><b>Введение</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика) и области его применения.</li> <li>– Описание рабочей зоны (рабочего места) при разработке проектного решения/при эксплуатации</li> </ul>	<p><i>Объект исследования:</i> Процесс сепарации природного газа</p> <p><i>Область применения:</i> Нефтяные, газовые месторождения, газоперерабатывающие предприятия</p> <p><i>Рабочая зона:</i> офис</p> <p><i>Размеры помещения:</i> 30*5 м</p> <p><i>Количество и наименование оборудования рабочей зоны:</i> персональный компьютер с периферией, рабочий стол, смешанное освещение</p> <p><i>Рабочие процессы, связанные с объектом исследования, осуществляющиеся в рабочей зоне:</i> разработка математической модели с помощью специализированного программного обеспечения, верификация модели с данными с газодобывающего предприятия</p>
<b>Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:</b>	
<p><b>1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности при разработке проектного решения:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства;</li> <li>– организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.</li> </ul>	<p>ГОСТ 12.2.032-78. Рабочее место при выполнении работ сидя;</p> <p>Трудовой кодекс РФ от 30.12.2001 N 197-ФЗ;</p> <p>СП 2.2.3670-20. Санитарно-эпидемиологические требования к условиям труда;</p> <p>ГОСТ 12.1.004-91. Пожарная безопасность. Общие требования.</p>
<p><b>2. Производственная безопасность при разработке проектного решения:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– Анализ выявленных вредных и опасных производственных факторов</li> <li>– Расчет уровня опасного или вредного производственного фактора</li> </ul>	<p><b>Вредные факторы:</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Отсутствие или недостаток необходимого искусственного освещения;</li> <li>2. Статические физические перегрузки, связанные с рабочей позой;</li> <li>3. Умственное перенапряжение, в том числе вызванное информационной нагрузкой;</li> <li>4. Монотонность труда, вызывающая монотонию.</li> </ol> <p><b>Опасные факторы:</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Нервно-психические перегрузки, связанные с напряженностью трудового процесса;</li> <li>2. Поражение электрическим током.</li> </ol>

	<p><b>Требуемые средства коллективной и индивидуальной защиты от выявленных факторов:</b> осветительные приборы, устройства автоматического отключения.</p> <p><b>Расчет:</b> расчет системы искусственного освещения.</p>
<p><b>3. Экологическая безопасность <u>при разработке проектного решения</u></b></p>	<p><b>Воздействие на селитебную зону:</b> утилизация бытового мусора и ПЭВМ.</p> <p><b>Воздействие на литосферу:</b> перекрытие почвенного слоя бытовыми отходами.</p> <p><b>Воздействие на атмосферу:</b> утилизация люминесцентных ламп.</p>
<p><b>4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях <u>при разработке проектного решения</u></b></p>	<p><b>Возможные ЧС:</b> внезапное обрушение здания, авария на коммунальных системах жизнеобеспечения, пожар, угроза пандемии.</p> <p><b>Наиболее типичная ЧС:</b> возникновение пожара на рабочем месте.</p>
<p>Дата выдачи задания для раздела по линейному графику</p>	

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ООД ШБИП	Сечин Андрей Александрович	к.т.н.		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич		

## РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 129 с., 26 рис., 18 табл., 53 источника, 3 прил.

Ключевые слова: сепарация, Пенг Робинсон, моделирование, сепаратор, полярные компоненты, расчетный модуль, газ, конденсат, метанол.

Работа представлена введением, 5 разделами и заключением, приведен список использованных источников.

Объектом разработки является расчетный модуль на языке программирования Python для расчета процессов двух- и трехфазной сепарации углеводородных систем с наличием в смеси полярных веществ по уравнению Пенга Робинсона.

Цель работы – разработать расчетный модуль процессов трехфазной сепарации по уравнению состояния Пенга Робинсона с учетом полярных компонентов.

В ходе работы проводились исследования текущих расчетных модулей для расчетов процессов сепарации природного и попутного нефтяного газа, оценивались их конкурентные преимущества и недостатки. Проводились расчеты установки низкотемпературной сепарации природного газа месторождения Западной Сибири в расчетной программе Aspen HYSYS и в разработанном расчетном модуле на языке программирования Python, проводилось сравнением точности расчетов в двух программах.

В результате расчетов, разработанный модуль показывает высокую сходимость при расчете процессов сепарации по уравнению состояния Пенга Робинсона по сравнению с расчетами в HYSYS: погрешность расчетов углеводородных компонентов не более 3%, погрешность расчетов неуглеводородных газов не более 5%, погрешность расчетов полярных компонентов не более 15%. Погрешность расчетов фазовой кривой не более 3%, расход метанола для ингибирования процессов гидратообразования находится в промежутке между двумя основными расчетными модулями в HYSYS.

Область применения: непосредственно расчет процессов сепарации природного и попутного нефтяного газа, газоконденсатов, трехфазных смесей, а также внедрение расчетного модуля в цифровые двойники процессов подготовки и переработки нефтяного сырья для расчетов гомогенного катализа, а также разделения продуктов реакции в процессах сепарации и ректификации.

Экономическая эффективность/значимость работы заключается в разработке собственного программного продукта для расчетов процессов промышленной подготовки нефти, конденсатов, природных и попутных нефтяных газов взамен ушедших с российского рынка импортных программных продуктов.

В будущем планируется внедрение других термодинамических пакетов, в частности NRTL, CPA, а также расчет других физико-химических характеристик потока – энтропии, теплоемкости, и использование этих величин для расчета процессов компримирования, детандирования, насосной перекачки жидкостей, а также процессов ректификации.

# СОДЕРЖАНИЕ

Определения, обозначения, сокращения, нормативные ссылки.....	3
Введение.....	4
1 Литературный Обзор.....	6
1.1 Технологии подготовки природного и попутного нефтяного газа.....	6
1.1.1 Требования к подготовке углеводородного газа.....	6
1.1.2 Низкотемпературная сепарация.....	7
1.1.3 Низкотемпературная конденсация.....	11
1.1.4 Низкотемпературная абсорбция.....	13
1.2 Гидратообразование природного газа в процесс подготовки и транспортировки.....	14
1.3 Моделирующие программные комплексы для расчетов процессов сепарации газа.....	15
1.3.1 Aspen HYSYS и Unisim Design.....	15
1.3.2 GIBBS.....	18
1.3.3 PH-СИМТЕП.....	21
1.3.4 AEROSYM.....	23
1.3.5 Schlumberger Symmetry.....	24
1.4 Термодинамические уравнения состояния.....	26
1.4.1 Уравнение состояния Soave-Redlich-Kwong.....	28
1.4.2 Уравнение состояния Peng Robinson.....	31
1.4.3 Уравнение состояния CPA.....	32
2 Методики Расчета Уравнений Состояния И Физических Величин.....	35
2.1 Методика расчета уравнения состояния Peng Robinson с учетом полярных компонентов.....	35
2.1 Методика расчета энтальпии потока.....	41
2.3 Методика расчета дросселя.....	44
2.4 Расчет фазовой кривой потока.....	45
2.5 Расчет подачи метанола для ингибирования процессов гидратообразования.....	46
3 Расчет Установки Нтс Месторождения Западной Сибири.....	48
3.2 Разработка интерфейса для визуализации расчетов в разработанном модуле.....	50
3.3 Расчет процессов сепарации с учетом полярных компонентов в Python.....	51
3.4 Расчет подачи метанола для ингибирования гидратообразования.....	52
3.5 Расчет фазовой кривой потока.....	55
3.6 Расчет коэффициента Джоуля-Томпсона.....	58
4 Финансовый Менеджмент.....	60
4.1 Потенциальные потребители результатов исследования.....	60
4.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения.....	61
4.3 Диаграмма Исикавы.....	63
4.4 Мера готовности научной разработки и разработчика к коммерциализации.....	64
4.5 Выбор предпочтительного метода коммерциализации.....	66
4.6 Инициация проекта.....	67
4.6.1 Цель и результаты проекта.....	67
4.6.2 Организационная структура проекта.....	69
4.7 Ограничения и допущения проекта.....	70
4.7.1 Иерархическая структура работ проекта с индексами работ.....	70
4.7.2 Диаграмма Гантта.....	70

4.8 Бюджет научного исследования.....	73
4.8.1 Сырье, материалы, комплектующие.....	73
4.8.2 Специальное оборудование для научных работ.....	74
4.8.3 Основная заработная плата.....	74
4.8.4 Себестоимость проекта.....	76
4.9 Оценка сравнительной эффективности исследования.....	77
4.10 Вывод по разделу финансовый менеджмент.....	79
5 Социальная Ответственность.....	80
5.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности.....	81
5.2 Производственная безопасность.....	83
5.2.1 Отсутствие или недостаток необходимого искусственного освещения....	84
5.2.2 Статические физические перегрузки, связанные с рабочей позой.....	91
5.2.3 Перечень факторов, связанных с нервно-психическими перегрузками, умственной работой, монотонией.....	91
5.2.4 Поражение электрическим током.....	93
5.3 ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ БЕЗОПАСНОСТЬ.....	94
5.3.1 Воздействие на селитебную зону и литосферу.....	94
5.3.2 Воздействие на атмосферу.....	95
5.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях.....	95
5.5 Вывод по разделу социальная ответственность.....	97
Заключение.....	99
Список использованных источников.....	101
Приложение А Hydrate structure, formation and inhibition.....	107
Приложение Б интерфейс разработанного программного модуля.....	125
Приложение В сравнение расчетов процессов сепарации в hysys и python.....	127

## ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ, НОРМАТИВНЫЕ ССЫЛКИ

АВО – аппарат воздушного охлаждения

ВИНК – вертикально интегрированная нефтегазовая компания

ВМР – водометанольный раствор

ДКС – дожимная компрессорная станция

ДТ – клапан Джоуля-Томпсона, дросселирующее устройств

ИСР – иерархическая структура работ

НК – нестабильный (газовый) конденсат

НТА – низкотемпературная абсорбция (газа)

НТК – низкотемпературная конденсация (газа)

НТР – низкотемпературная ректификация (газа)

НТС – низкотемпературная сепарация (газа)

ПО – программное обеспечение

ППД – поддержание пластового давления

ПХУ – пропановая холодильная установка

ПЭВМ – персональная электронная вычислительная машина – компьютер

СК – стабильный (газовый) конденсат

СОГ – сухой отбензиненный газ

ТДА – турбодетандерный аппарат

УРМ – установка регенерации метанола

ЧС – чрезвычайная ситуация

CPA – уравнение состояния Cubic-plus-association

CSM – модель гидратообразования, разработанная университетом

Colorado School of Mine

EOS – Equation of state – уравнение состояния

NRTL – уравнение состояния Non-Random-Two-Liquids

PR – уравнение состояния Peng Robinson

SRK – уравнение состояния Soave-Redlich-Kwong

UNIQUAC – уравнение состояния, сокращение от **u**niversal **q**uasichemical

## ВВЕДЕНИЕ

Объектом исследования в работе является процесс сепарации природного газа. Независимо от качества добываемого природного газа или газа, выделяющегося при промышленной подготовке нефти и конденсата, в обязательном порядке газ, природный или попутный, проходит стадию сепарации в газосепараторах. На начальных этапах подготовки из газа выпадают тяжелые компоненты – углеводороды  $C_5+$  и попутно добываемая вода при рабочих термобарических условиях. На последующих стадиях подготовки, необходимо обеспечить точку росы по углеводородам и воде по СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия» [1], что чаще всего реализуется путем охлаждения газа до температур ниже минус  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  и отделением выпавшего конденсата в газосепараторах. При этом, на стадии проектирования установки важно понимать долю газа, конденсата и воды, выделяющихся при заданных термобарических условиях, а также составы фаз.

Во-первых, это необходимо для оценки полноты выделения тяжелых углеводородов, во-вторых, это необходимо для расчета потерь ингибитора гидратообразования – метанола, с водой и углеводородным конденсатом, и в-третьих, для оценки габаритов и исполнения основного и вспомогательного оборудования. Чаще всего эти расчеты выполняются в моделирующих программных комплексах по уравнениям состояния, которые являются математическим описанием поведения углеводородных компонентов в смесях при определенных температурах и давлениях.

Уравнения состояния отражают связь между макроскопическими физическими величинами, такими как температура, давление, объем, химический потенциал, энтропия, внутренняя энергия, энтальпия и т.д. для термодинамической системы [2].

Классическое уравнение состояния – уравнение состояния идеального газа (чаще уравнение Менделеева-Клапейрона) – устанавливает зависимость



термодинамических параметров для идеальных газов, однако углеводородные системы с полярными компонентами при термобарических условиях на нефтяных и газовых месторождения не являются идеальными, поэтому для описания таких систем были разработаны кубические уравнения состояния, основанные на большом числе экспериментальных данных по равновесиям двух- и более компонентных углеводородных систем.

Наиболее часто используемые уравнения состояния для расчета углеводородных систем – уравнение Soave-Redlich-Kwong (SRK) [3], разработанное в 1972 году и его более поздняя модификация – уравнение Peng Robinson (PR) 1976 года [4]. В обоих уравнениях для расчета долей и составов фаз необходимо решить кубическое уравнение, коэффициенты которого зависят от физических свойств индивидуальных углеводородов – критические температуры, критические давления, молярные массы, ацентрические факторы, а также от параметров системы – температуры и давления. Коэффициенты рассчитываются по правилам смешения, зависящих от состава исходной системы.

Для расчета водометанольных равновесий с углеводородными системами позже в оригинальное уравнение Peng Robinson были внесены модификации от 1985 года [5], в нем учитывается активность полярных компонентов в водных растворах. Наиболее современное уравнение для расчета водометанольных равновесий с углеводородами – Cubic-plus-association (CPA) [6], разработанное специально для нефтегазового сектора и учитывающее активности и ионные силы для расчета водных систем с полярными углеводородами, такими как спирты и кислоты.

Наиболее часто применяемыми программными комплексами, в которых проводят расчеты процессов сепарации по уравнениям состояния, являются импортные Aspen HYSYS или Unisim Design, которые на данный момент недоступны в РФ, что ставит актуальным вопрос создания собственного программного модуля для расчета процессов сепарации природного и попутного нефтяного газа.

# 1 Литературный обзор

## 1.1 Технологии подготовки природного и попутного нефтяного газа

### 1.1.1 Требования к подготовке углеводородного газа

Газ, подготавливаемый к транспорту на нефтяных и газовых месторождениях, должен соответствовать требованиям СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия» [1].

Основные требования приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Основные требования к подготовке природного газа по СТО Газпром 089-2010

Наименование показателя	Значение для макроклиматических районов	
	Умеренного	Холодного
1. Компонентный состав, молярная доля, %	Определение обязательно	
2. Температура точки росы по воде при абс. давлении 3,92 МПа, °С, не выше: - зимний период - летний период	-10,0 -10,0	-20,0 -14,0
3. Температура точки росы по углеводородам при абс. давлении 2,5-7,5 МПа, °С, не выше: - зимний период - летний период	-2,0 -2,0	-10,0 -5,0
4. Теплота сгорания низшая при стандартных условиях, МДж/м <sup>3</sup> , не менее	31,80	
5. Молярная доля диоксида углерода, %, не более	2,5	
6. Молярная доля кислорода, %, не более	0,020	
7. Массовая концентрация сероводорода, г/м <sup>3</sup> , не более	0,007	
8. Массовая концентрация меркаптановой серы, г/м <sup>3</sup> , не более	0,016	

### Окончание таблицы 1

9. Массовая концентрация механических примесей, г/м <sup>3</sup> , не более	0,001
10. Плотность при стандартных условиях, кг/м <sup>3</sup>	Не нормируют, определение обязательно

В рамках данной работы будет рассматриваться подготовка газа по температуре точки росы по воде и углеводородам, так как именно для достижения этих параметров применяются низкотемпературные процессы.

### 1.1.2 Низкотемпературная сепарация

Низкотемпературная сепарация (НТС) – процесс промышленной подготовки газа с целью извлечения газового конденсата и обеспечения точки росы по воде и углеводородам для исключения выпадения гидратов в процессе транспортировки газа.

Простейшая схема НТС приведена на рисунке 1.

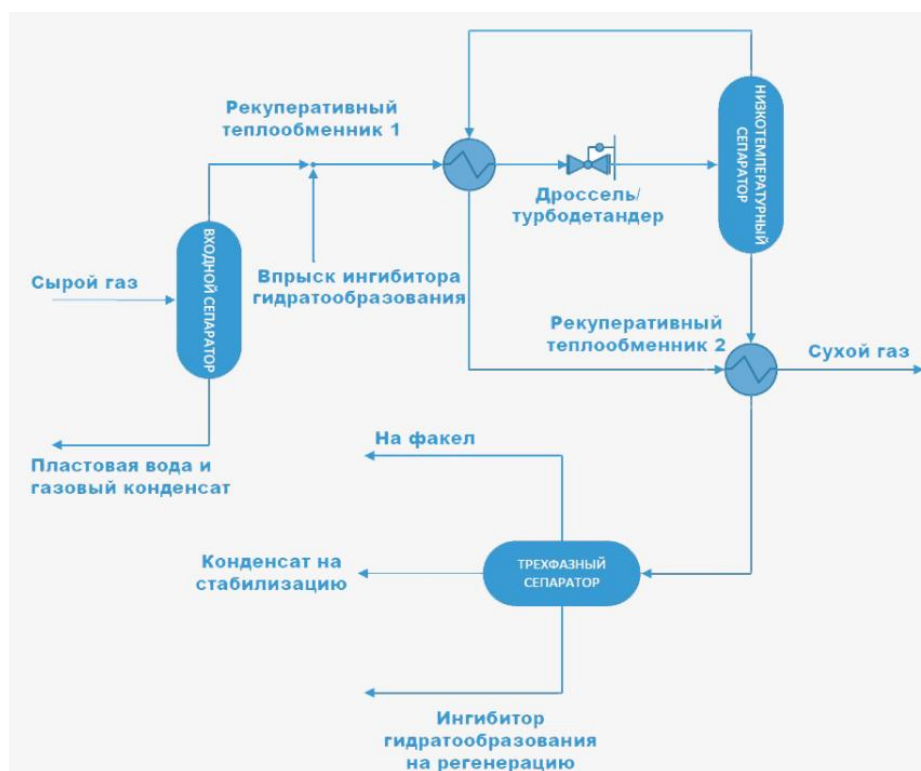


Рисунок 1 – Схема процесса НТС [7]

В типовой установке НТС, пример которой приведен на рисунке 1, сырьевой влажный газ поступает во входной сепаратор-пробкоуловитель, где отделяются углеводороды и водный конденсат, который выпадают при рабочих термобарических условиях на устье скважины и в линии сбора газа.

Далее, если пластовой давление недостаточное для работы схемы и последующего его снижения далее, газ дожимается на дожимной компрессорной станции (ДКС) до требуемого давления, охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения (АВО), далее охлаждается в теплообменнике «газ-газ» потоком холодного сухого газа и поступает с температурой минус 5...минус 15 °С в первый низкотемпературный сепаратор, где отделяется выпавший конденсат.

Поток газа из сепаратора далее либо дросселируется на клапане Джоуля-Томпсона (ДТ), где происходит изоэнтальпийное расширение за счет эффекта Джоуля-Томпсона (рисунок 2), либо изоэнтропийно (рисунок 3) расширяется в турбодетандере (ТДА) за счет вращения рабочего колеса турбины.

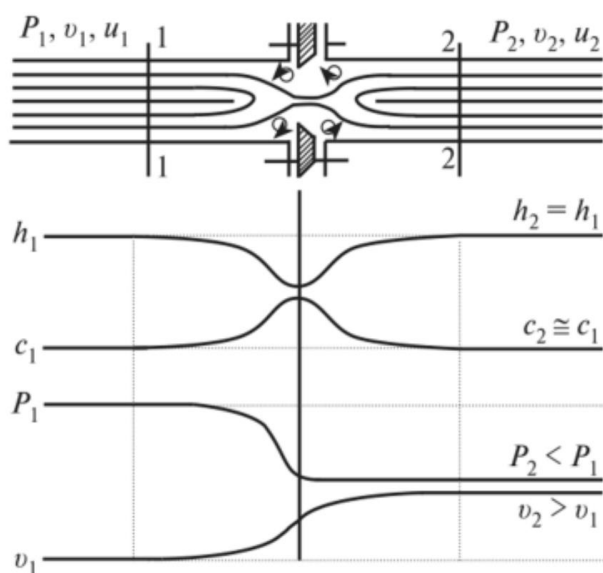


Рисунок 2 – Изоэнтальпийное расширение газа (формула 1)

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H = \frac{T \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p - V}{c_p} \quad (1)$$

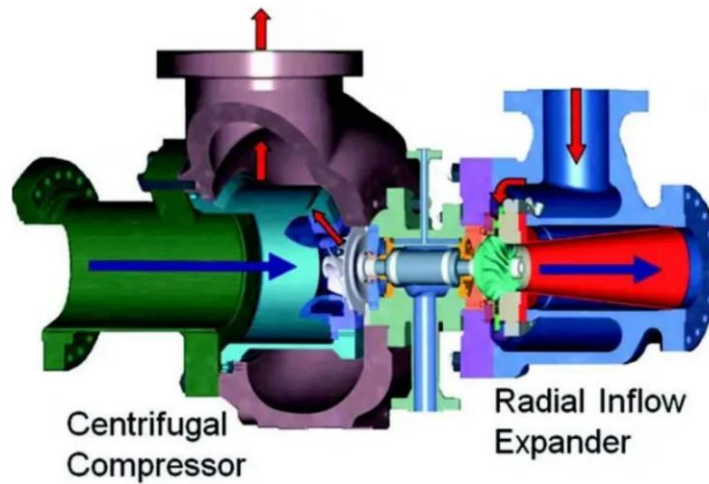


Рисунок 3 – Изоэнтропийное расширение газа [8] (формула 2)

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_S = \frac{-\left(\frac{\partial S}{\partial p}\right)_T}{\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_p} = \frac{\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p}{\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_p} \quad (2)$$

При изоэнтропийном расширении выделяется больше конденсата (рисунок 4) и достигается более глубокий холод, а также есть возможность полезно использовать работу расширения, чаще всего для компримирования сухого газа последней ступени сепарации, однако динамическое оборудование, такое как турбодетандер, имеет высокие эксплуатационные затраты, движущиеся части и большие капитальные затраты, поэтому дросселирование на клапанах Джоуля-Томпсона также часто применяется.

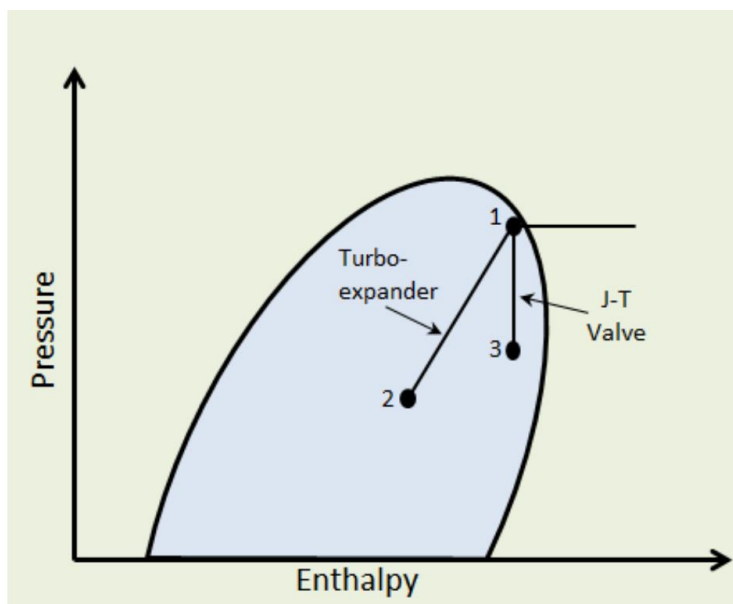


Рисунок 4 – Сравнение эффективности ТДА и клапана ДТ [9]

Газ, охлажденный в процессе расширения, охлажденный до температуры минус 20...минус 50 градусов (в зависимости от степени извлечения конденсата), поступает во второй низкотемпературный сепаратор, где отделяется большая часть углеводородов  $C_{3+}$ . Сухой газ далее охлаждает поток сырьевого влажного газа, если установлен турбодетандер – компримируется на компрессорной части и выходит с установки в качестве сухого газа с точкой росы по углеводородам не выше минус 10 градусов и по воде не выше минус 20 °С.

Перед каждым узлом охлаждения газа – перед теплообменниками, перед расширением в ДТ или ТДА, имеется возможность подавать водометанольный раствор (чаще всего 95 %масс.) для ингибирования процессов гидратообразования газа – образования газогидратов при пониженных температурах и повышенном давлении за счет понижения температуры замерзания воды при растворении в ней полярных молекул.

Углеводородный конденсат собирается, направляется в разделители жидкости, представляющие собой трехфазные сепараторы. Водометанольный раствор (ВМР) выводится на установку регенерации метанола (УРМ), нестабильный углеводородный конденсат (НК) выводится на установку стабилизации конденсата стабилизацией в ректификационной колонне с

получением стабильного газового конденсата (СК) по ГОСТ Р 54389-2011 «Конденсат газовый стабильный. Технические условия» [10] и сжиженных углеводородных газов по ГОСТ Р 52087-2018 «Газы углеводородные сжиженные топливные. Технические условия» [11].

Таким образом, в процессе НТС присутствует большое число процессов сепарации – газа и конденсата в низкотемпературных двухфазных сепараторах и конденсата и ВМР в трехфазных сепараторах. Также имеется необходимость рассчитывать необходимую подачу ВМР для ингибирования процессов гидратообразования газа.

Преимущества НТС – возможность достижения глубокого холода и достижение требований по осушке газа на начальных этапах разработки месторождения при высоком устьевом давлении, когда есть запас по давлению, которое можно сбросить.

Недостаток НТС – потеря давления при прохождении схемы, а также снижение эффективности при падении давления сырьевого газа, что подразумевает в будущем установку ДКС на входной поток газа, сильно повышая капитальные и эксплуатационные затраты на осушку.

### **1.1.3 Низкотемпературная конденсация**

Принципиальное отличие НТС от низкотемпературной конденсации (НТК) – способ охлаждения газа.

В случае НТС, как было сказано в предыдущем пункте, газ охлаждается за счет расширения в ДТ или ТДА, теряя свое давление и пластовую энергию. В случае же НТК газ охлаждается в теплообменниках, где в качестве горячего теплоносителя циркулирует влажный жирный газ, а в качестве холодного – хладагент от холодильной установки. Таким образом, процесс НТК – изобарный.

Принципиальная схема установки НТК не отличается от НТС, описанной в предыдущем разделе, но вместо клапана ДТ или ТДА установлен дополнительный теплообменник, называемый чиллер, где жидкий хладагент

испаряется и забирает тепло у потока газа. В качестве хладагентов чаще всего используется пропан, имеющий при давлениях близких к атмосферному температуру конденсации около минус 42 °С, что позволяет достичь точек росы по воде и углеводородам минус 20 °С и ниже (в зависимости от температурного сближения чиллера).

Схема пропановой холодильной установки (ПХУ) приведена на рисунке 5.

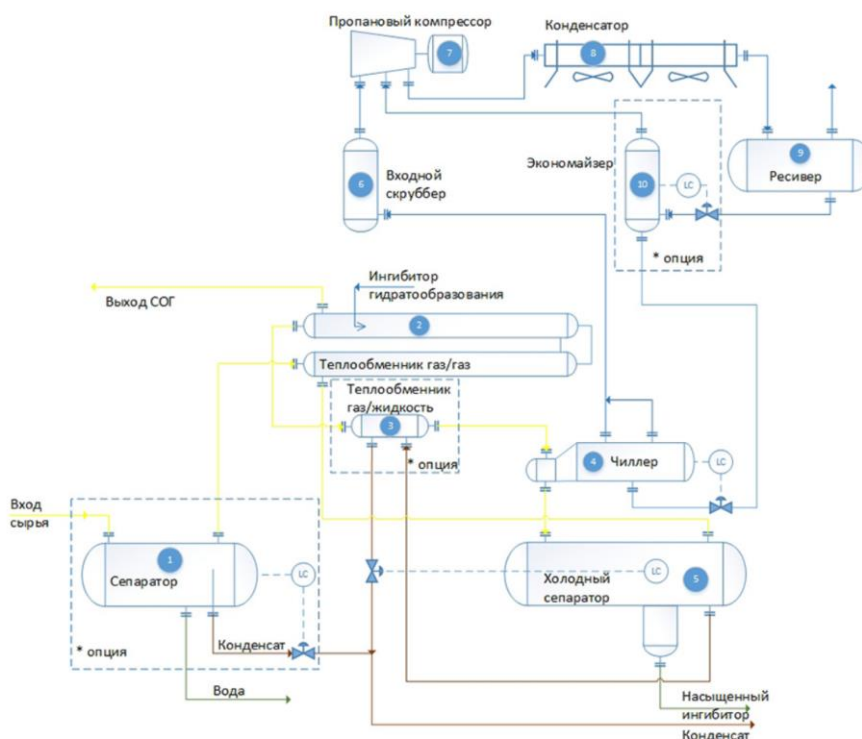


Рисунок 5 – Пропановая холодильная установка (ПХУ) [12]

Сырьевой поток газа после сепаратора-каплеотбойника предварительно охлаждается в теплообменнике «газ-сухой газ», затем в теплообменнике «газ – нестабильный конденсат» и поступает в чиллер, где охлаждается за счет кипения охлажденного до минус 42 °С жидкого пропана, затем охлажденный газ поступает в холодный сепаратор, откуда сухой газ идет на охлаждение потока сырьевого газа и в качестве сухого отбензиненного газа (СОГ) выводится с установки, НК охлаждает сырьевой газ выводится с установки на установку стабилизации конденсата (УСК), ВМР на установку УРМ.



Испарившийся пропан компримируется в компрессоре, охлаждается в АВО и далее дросселируется до давления около 150 кПа, охлаждаясь при этом до температуры минус 42 °С.

Преимущества установки НТК – отсутствие потерь давления потока газа, возможность эксплуатации в мобильных установках подготовки газа (МУПГ).

Недостатки НТК – необходимость использования теплообменников с низким температурным сближением, ограниченная температурой конденсации хладагента степень холода, затраты на компримирование и охлаждение хладагента.

### 1.1.4 Низкотемпературная абсорбция

Низкотемпературная абсорбция (НТА) основана на различии в растворимости компонентов газа в жидкой фазе при низких температурах и последующем выделении извлеченных компонентов в десорберах, работающих по полной схеме ректификации.

Технологические схемы НТА состоят из блока предварительного отбензинивания исходного газа, представляющего собой блок низкотемпературной конденсации, блока НТА, где происходит доизвлечение углеводородов из газа, прошедшего блок НТК.

Схема установки НТА приведена на рисунке 6.

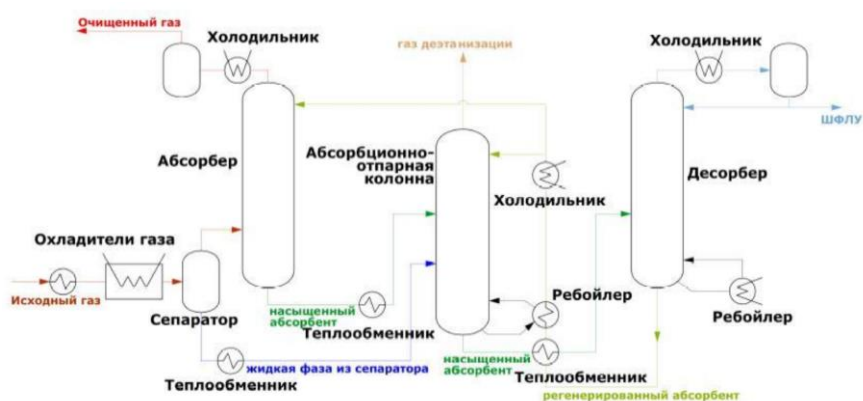


Рисунок 6 – Схема установки НТА

Преимущество НТА перед низкотемпературной ректификацией (НТР) на газофракционирующих установках состоит в том, что разделение углеводородных газов можно осуществлять при умеренных температурах, используя в качестве источника холода, например, пропановые испарители, применение которых в НТР оказывается недостаточным, но четкость разделения компонентов газа в этом процессе ниже, чем в НТР.

Характерный режим работы таких установок НТА следующий: температура в абсорбере составляет минус 20...минус 60 °С, давление 4...6 МПа в абсорбере; 2...3,5 МПа в адсорбционно-отпарной колонне; 1...2 МПа в десорбере.

Степень извлечения компонентов:  $C_2$  – 20...50 %,  $C_3$  – 80...99 %,  $C_{4+}$  – 100 %.

Таким образом, в процессе НТА сочетаются два процесса – НТС или НТК и НТА [13].

## **1.2 Гидратообразование природного газа в процесс подготовки и транспортировки**

Газовые гидраты – клатратные снегоподобные соединения воды и компонентов природного газа, образующиеся при пониженных температурах и повышенных давлениях.

При понижении температуры влажного газа за счет дросселирования во время подготовки газа или во время его транспортировки за счет потерь давления на трение, вода начинает застывать, встраивая в свою кристаллическую решетку молекулы газа от метана до бутана, образуя снегоподобные структуры, которые налипают на стенки трубопроводов и оборудования, снижая проходное сечение и еще сильнее провоцируя эффект Джоуля-Томпсона, что приводит в конечном итоге к полной закупорке линии гидратами и аварии на производстве [14].

В процессе подготовки газа методами НТС и НТК для недопущения выпадения гидратов в трубопроводах и оборудовании, предусмотрена подача

чистого метанола или водометанольных растворов, которые физически понижают температуру замерзания воды за счет эффектов криоскопии, тем самым позволяет понижать температуру влажного газа без риска образования гидратов.

Более подробно структура гидратов, механизм их образования и процессы ингибирования их образования рассмотрены в пункте 1 Приложения А.

Расчет подачи водометанольного раствора основан на создании требуемого температурного градиента между температурой точки росы и текущей температуры газа.

Расчет расхода метанола на практике производится по двум методикам:

- расчет в моделирующих программных комплексах (HYSYS, Unisim Design) по уравнениям состояния CPA или PR;

- расчет по СТО Газпром 3.1-3-010-2008 «Методика расчета норм расхода химреагентов по газодобывающим предприятиям ПАО «Газпром» [15].

Расчеты по обоим вариантам будут приведены далее в разделах 2.5 и 3.4.

### **1.3 Моделирующие программные комплексы для расчетов процессов сепарации газа**

Как было сказано ранее, расчеты процессов подготовки природного газа, в частности сепарации, рассчитываются по уравнениям состояния в моделирующих программных комплексах, которые далее будут рассмотрены в этом разделе

#### **1.3.1 Aspen HYSYS и Unisim Design**

Оба программных комплекса имеют схожий функционал, интерфейс и математический аппарат, так что будут рассматриваться вместе.

Aspen HYSYS (или просто HYSYS) – это симулятор химических процессов, разработанный AspenTech и используемый для математического

моделирования химических процессов, от единичных операций до полных химических заводов и нефтеперерабатывающих производств [16].

HYSYS может выполнять многие основные расчеты химического машиностроения, в том числе связанные с массовым балансом, энергетическим балансом, парожидкостным равновесием, теплопередачей, массопереносом, химической кинетикой, фракционированием. HYSYS широко используется в промышленности и научных кругах для стационарного и динамического моделирования, проектирования процессов, моделирования и оптимизации.

Aspen HYSYS имеет ряд модулей, способных моделировать процессы сепарации и оценивать состав потоков продуктов.

Интерфейс программы приведен на рисунке 7.

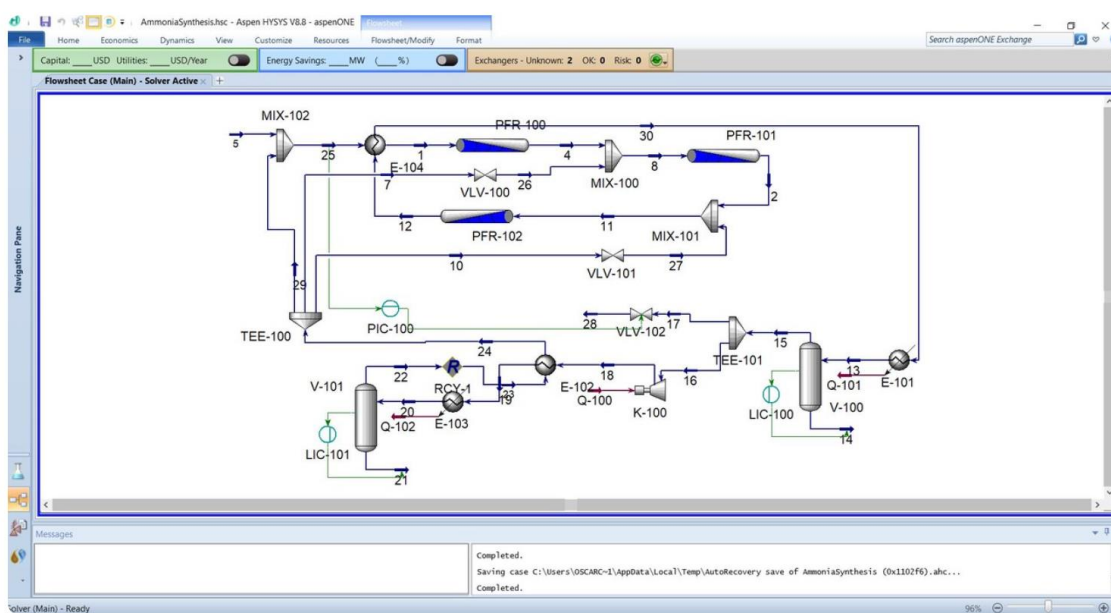


Рисунок 7 – Интерфейс программы HYSYS

В HYSYS можно смоделировать два распространенных типа сепарации: flash separation – одностадийное разделение (двухфазное) и трехфазное разделение. Общим в этих типах является то, что смесь в аппарате неоднородна и выходные потоки будут содержать большую концентрацию целевых продуктов, чем сырьевой.

Помимо сепарации в HYSYS можно моделировать любые процессы промышленной подготовки – ректификация, абсорбция, дросселирование, детандирование, компримирование, подача реагентов, теплообмен.

При этом доступно огромное число термодинамических пакетов, как от стандартных SRK, PR, NRTL, UNIQUAC, так и специально разработанные методики расчета, например, водометанольных равновесий в пакете CPA или методика определения подачи метанола CSM – Colorado School of Mine, которые не имеются в свободном доступе и представлены только в HYSYS и Unisim Design.

Преимуществом Aspen HYSYS является абсолютный стандарт моделирования химических процессов на рынке, своеобразный эталон, от которого отмеряют другие подобные программные продукты.

Однако отсюда вытекают и главные недостатки – стоимость лицензии, которая может достигать до 30-50 тысяч долларов в год на одно рабочее место, а также американо-канадское происхождение программного продукта, что накладывает ограничения в применяемых к расчету методиках и несет риски информационной безопасности компаний и производств.

В ряде случаев использование данного ПО для моделирования технологических процессов в отечественной газовой промышленности дает худшие результаты расчетов, чем полученные с помощью российского ПО. Это связано с технологическими различиями в отечественной и зарубежной практике подготовки и переработки природного газа и газового конденсата.

В зарубежной практике в последние десятилетия при переработке природного газа практически не применяются процессы низкотемпературной сепарации на температурном уровне около – 30 °С, не обеспечивающие извлечение из природного газа этана или, по крайней мере, пропана (включая высококипящие углеводороды) [17].

Впрыск метанола как ингибитора гидратообразования используется очень ограниченно, уступая место адсорбционной осушке газа. Это же относится и к процессам с впрыском гликолей [18]. В связи с вышеизложенным зарубежное ПО

не настроено для максимально точного моделирования процессов низкотемпературной сепарации с прямым впрыском метанольных и гликолевых растворов .

### 1.3.2 GIBBS

GIBBS – это компьютерная программа комплексного моделирования технологических процессов промышленной подготовки, переработки и транспорта природного и попутного газа, газового конденсата и нефти. Программа официально зарегистрирована, свидетельство о регистрации программы для ЭВМ № 2003610500 от 25-02-2003. ПО GIBBS зарегистрировано в Едином реестре российских программ для электронных вычислительных машин и баз данных. Запись в реестре №11277 от 13.08.2021.

Наиболее полный набор моделей позволяет описать свойства сырья и продуктов, определить затраты тепла, энергии, материально-тепловой баланс производства, массовые и объемные выходы и состав продуктов, их соответствие действующим стандартам.

Используемые теоретические методы, в основе которых лежат принципы современной технической термодинамики и использование уравнения состояния для расчета фазовых превращений и теплофизических свойств углеводородных смесей, являются универсальными и позволяют моделировать в широком диапазоне условий следующие технологические процессы [19]:

- процессы промышленной подготовки природного газа, включая установки низкотемпературной сепарации и конденсации;
- процессы обработки газа с вводом, сбором и регенерацией ингибиторов гидратообразования;
- процессы промышленной и заводской подготовки и переработки газоконденсата и нефти, включая дегидратацию, стабилизацию и фракционирование;

- процессы низкотемпературного выделения сжиженных углеводородных газов, этана, гелия и азота из природного газа, фракционирования смесей легких углеводородов, холодильные циклы, низкотемпературные детандерные заводы;
- процессы сжижения природного газа;
- процессы тепловых станций на водяном паре;
- процессы многофазного транспорта нефтегазоконденсатных смесей, включая транспорт неньютоновских жидкостей и водонефтяных эмульсий;
- процессы аминовой очистки газа от кислых компонентов;
- процессы получения серы по методу Клауса и доочистки отходящих газов установок получения серы по методу Сульфрен;
- процессы отпарки "кислой" воды;
- процессы щелочной очистки углеводородов от меркаптанов.

В программе доступно моделирование фазового превращения смесей углеводородов в следующих рабочих элементах:

- сепарация газа и жидкости;
- сепарация газа и 2-х несмешивающихся жидкостей;
- однократное испарение и конденсация;
- дросселирование;
- адиабатическое сжатие и расширение в компрессоре и детандере, включая энергообмен в системах детандера-тормозного компрессора;
- эжектор;
- противоточный теплообмен двух потоков;
- тепловой баланс в многопоточном теплообменнике;
- нагрев и охлаждение потока;
- ветвление и смешение потоков;
- мембранное газоразделение;
- дистилляционные колонны с возможностью подачи и отбора боковых материальных и тепловых потоков;
- падение давления в трубопроводах, в том числе - в двухфазных.

Сравнение расчета деэтанизатора в GIBBS и HYSYS приведено на рисунке 8 [17].

Компонент Compound	Газ деэтанализации Deethanization gas			Деэтанализованный конденсат Deethanized condensate		
	эксперимент experiment	расчет calculation		эксперимент experiment	расчет calculation	
		GIBBS	HYSYS		GIBBS	HYSYS
Метан Methane	30,32	31,96	31,734	–	$7,4 \cdot 10^{-5}$	0,000
Этан Ethane	46,54	45,51	45,819	0,75	0,88	0,809
Пропан Propane	15,11	13,58	13,757	15,90	12,05	12,027
Изобутан Isobutane	3,33	3,27	3,133	8,64	7,51	7,528
Н-бутан N-butane	3,08	3,27	3,247	11,65	11,04	11,053
Изопентан Isopentane	0,76	0,84	0,826	6,22	6,54	6,548
Н-пентан N-pentane	0,47	0,67	0,645	5,73	6,69	6,696
C <sub>6+</sub>	0,39	0,89	0,840	51,11	55,29	55,338
Расход, т/ч Flow rate, t/h	16,80	16,80	16,80	138,10	140,40	140,200

Рисунок 8 – Сравнение расчета деэтанизатора в GIBBS и HYSYS

В проведенных расчетах ПО GIBBS показало точность моделирования материальных балансов и технологических параметров установок комплексной промышленной подготовки газа и установок низкотемпературной сепарации. При этом для компонентов C<sub>5+</sub> ПО GIBBS показало лучшую сходимость результатов, за счет чего для ряда задач лучше моделируется выход конденсата.

Также в ряде случаев ПО GIBBS показывает лучшую точность по моделированию плотности конденсата.

В части моделирования систем с метанолом и распределением ВМР в установках низкотемпературной сепарации ПО GIBBS показывает лучшую по сравнению с HYSYS точность расчетов [17].

Интерфейс программы GIBBS приведен на рисунке 9.



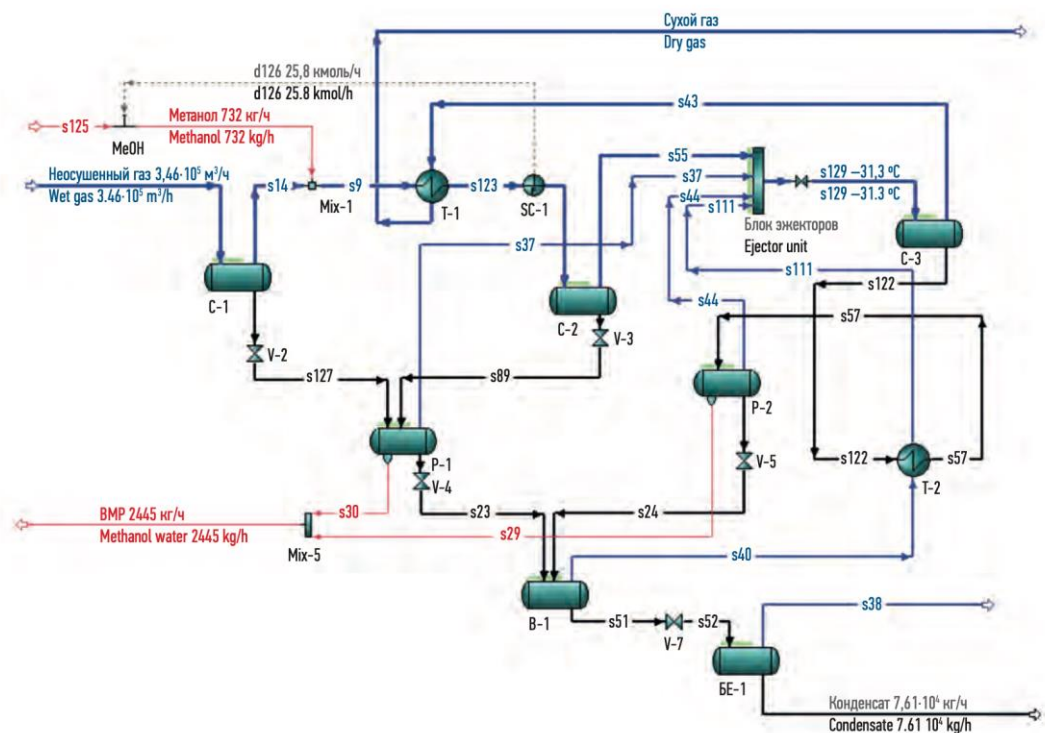


Рисунок 9 – Интерфейс программы GIBBS

### 1.3.3 PH-СИМТЕП

PH-СИМТЕП – программный комплекс для моделирования технологических процессов в области транспортировки, подготовки и первичной переработки скважинной продукции, разработанный ООО «РН-БашНИПИнефть». Инструмент предназначен для решения задач на этапах проектирования и эксплуатации месторождения.

PH-СИМТЕП содержит расширенную базу компонентов, включающую как справочные данные, так и параметры из коммерческого ПО.

PVT-модуль позволяет:

- рассчитывать PVT-свойства потоков на основе композиционной и Black oil модели флюида в широком диапазоне термобарических условий;
- настраивать модели флюида в соответствии с лабораторными данными;
- учитывать растворимость углеводородных компонентов в воде;

- рассчитывать содержание паров воды и капельной воды в газовой фазе с учетом изменения термобарических условий.

При расчете технологических схем в РН-СИМТЕП учитываются следующие эффекты:

- расчет испарения и конденсации при изменении термобарических условий;
- расчет сепарации с учетом уноса фаз;
- расчет компримирования с учетом выпадения жидкой фазы;
- расчет дросселирования;
- простой и перекрестный теплообмен;
- перерасчет фазового состояния при смешении потоков;
- расчет потребляемой мощности оборудования;
- расчет осложнений на объектах поверхностного обустройства.

РН-СИМТЕП позволяет в рамках одного проекта произвести расчет как системы сбора, так систем подготовки и ППД. Это позволяет реализовать комплексный (или проектный) подход при моделировании инфраструктуры поверхностного обустройства месторождений. При совместном расчете подбор оптимальных режимов работы оборудования и управляющих воздействий осуществляется для всей технологической цепочки «Сбор-Подготовка-ППД».

Интерфейс РН-СИМТЕП приведен на рисунке 10.

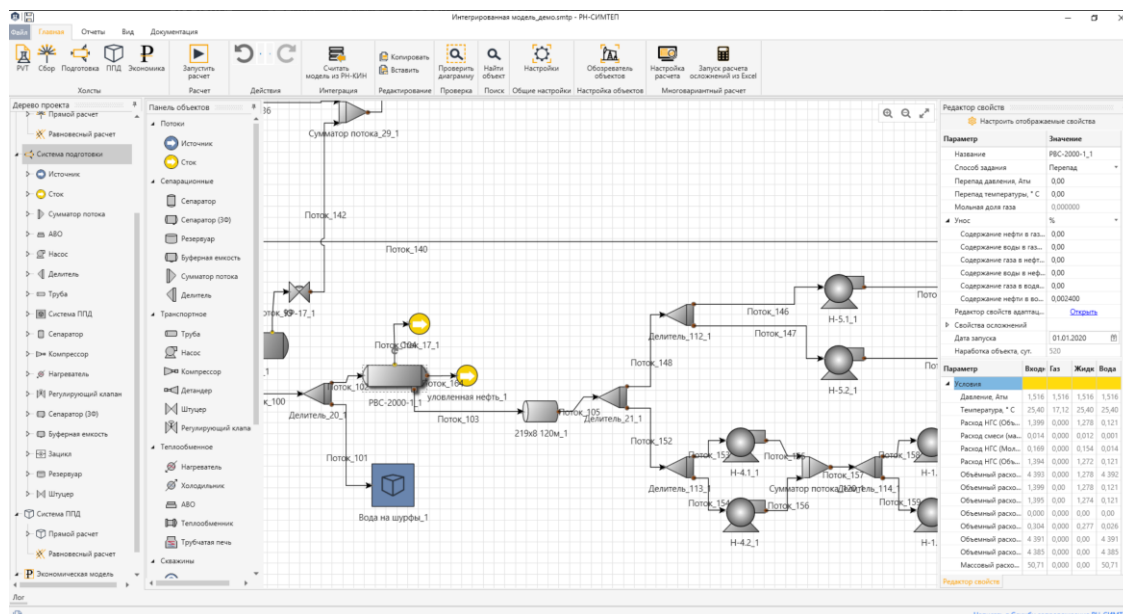


Рисунок 10 – Интерфейс PH-SIMTEP

### 1.3.4 AEROSYM

AEROSYM – программный комплекс, предназначенный для моделирования термодинамических процессов в оборудовании, входящем в состав установок комплексной подготовки газа, а также в интеллектуальных блоках входного манифольда, представляющих из себя эжекторно-сепарационное технологическое оборудование. ПО AEROSYM зарегистрировано в Едином реестре российских программ для электронных вычислительных машин и баз данных. Запись в реестре №5548 от 18.06.2019.

Программный комплекс может применяться для технологического моделирования различных комбинаций технологических схем подготовки и переработки газа, а также для выполнения работ, связанных с поиском наилучших мест внедрения интеллектуальных блоков входного манифольда, с целью повышения энергоэффективности добычи газа и конденсата из низконапорных скважин.

Программный комплекс обеспечивает выполнение следующих функций [20]:

- расчет термодинамических характеристик потоков процесса на основе модифицированного уравнения Пенга-Робинсона, а именно тепловые и материальные балансы потоков и их составы, включая водную фазу;
- расчет технологических аппаратов: сепараторы, смесители, делители, насосы, аппараты воздушного охлаждения, теплообменники, охладители, нагреватели, колонны стабилизации и фракционирования, эжекторы, внутритрубные сепараторы, компрессоры, детандеры, дроссели;
- моделирование интеллектуальных блоков входного манифольда.

Интерфейс программы AEROSYM приведен на рисунке 11.

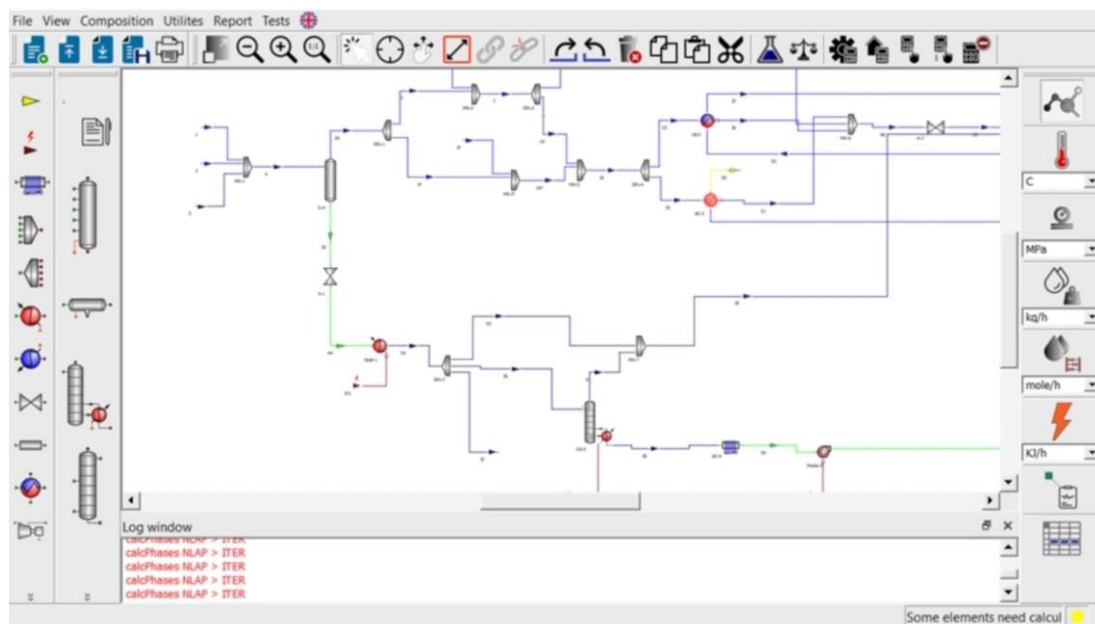


Рисунок 11 – Интерфейс программы AEROSYM

### 1.3.5 Schlumberger Symmetry

Schlumberger Symmetry – программный продукт для моделирования процессов подготовки нефти и газа, разработанный французской компанией Schlumberger, представленной на российском рынке нефтесервисных услуг.

База данных включает более 20 000 химических веществ и 80 пакетов термодинамических свойств, а также сотни единичных операций, что дает доступ к точности моделей.

Symmetry Process позволяет моделировать практически любую единицу оборудования с помощью обширного набора химических и физических растворителей, проверенных термодинамических моделей и гибкой структуры технологической схемы.

Можно достаточно точно предсказать [21]:

- давление паров и фазовое распределение ртути для полного понимания ее опасности для окружающей среды, а также проблем коррозии.
- поведение водометанольной фазы.
- гидратообразование с применением ингибиторов или без них.

Интерфейс Schlumberger Symmetry приведен на рисунке 12.

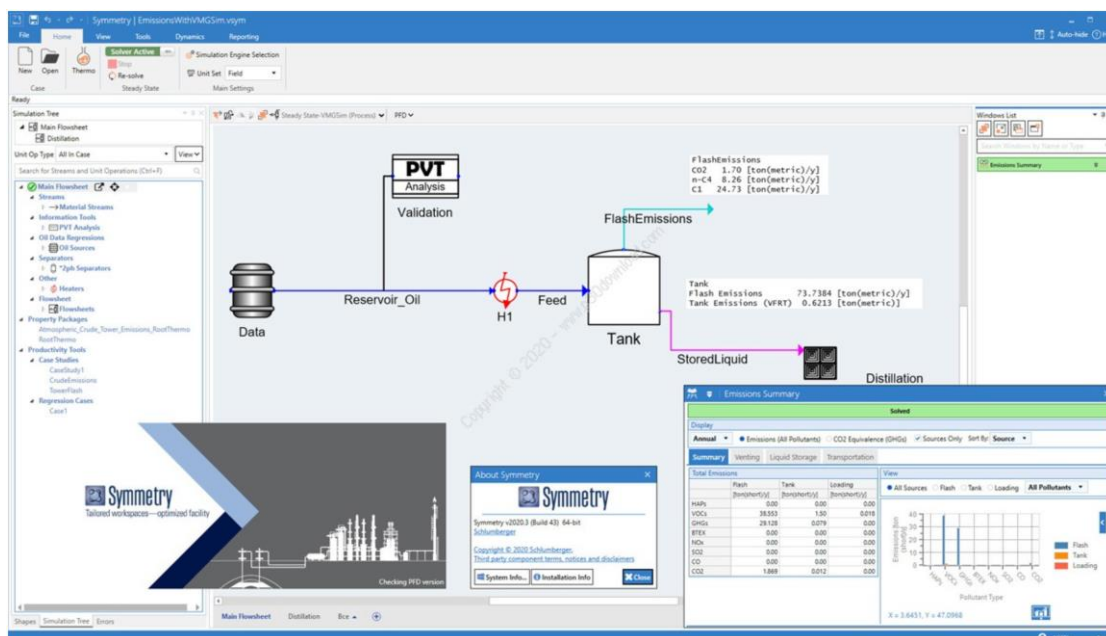


Рисунок 12 – Интерфейс Schlumberger Symmetry

Разработчик в открытых источниках не предоставляет достаточно информации о своем программном продукте в открытых, несмотря на его активное продвижение среди российских нефтяных и газовых компаний, однако данный продукт безусловно полезен с точки зрения расчетов процессов гидратообразования и течения флюидов по технологическим трубопроводам, так как компания Schlumberger является лицензиаром двух важных программных

продуктов для моделирования свойств многофазных потоков и процессов гидратообразования в системах сбора нефти и газа – OLGA и PIPESYM.

#### **1.4 Термодинамические уравнения состояния**

Уравнения состояния – математическое описание поведения смесей углеводородов, реальных газов, жидкостей, полярных фаз в тех или иных термобарических условиях на основе большого числа экспериментальных данных и фундаментальных физических законов.

Применительно к процессам сепарации, они необходимы для определения долей фаз – газовой, жидкой и водной – при заданных температурах и давлениях, а также состава фаз.

Правильное определение этих величин позволяет рассчитывать материальный и тепловой баланс установок и отдельных аппаратов с минимальной погрешностью уже на стадии проектирования.

Уравнений состояния в современных цифровых моделирующих комплексах большое множество, есть свои пакеты для процессов осушки, аминовой очистки, переработки серы, криогенных процессов, расчета полярных систем. Применительно к процессам сепарации, нам важны именно пакеты, с помощью которых можно рассчитывать равновесие углеводородных систем при термобарических условиях на нефтяных и газовых месторождениях с учетом наличия водометанольной полярной фазы, которая может абсорбировать неорганические газы и экстрагировать полярные компоненты из углеводородной фазы, например органические спирты и кислоты.

Виды уравнений состояния приведены на рисунке 13.

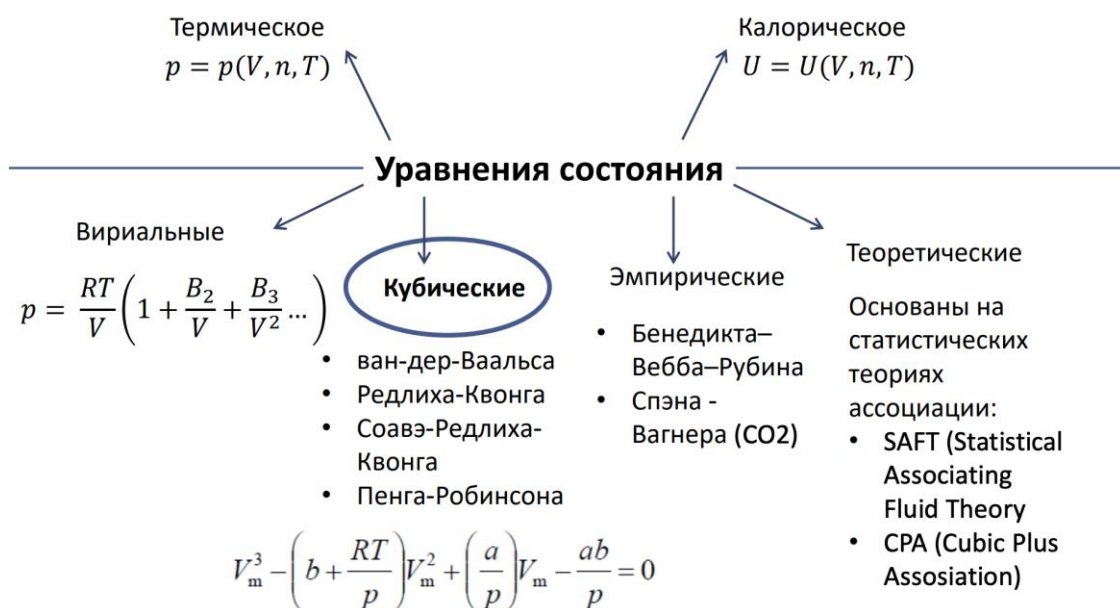


Рисунок 13 – Виды уравнений состояния [22]

Кубические уравнения состояния (EOS) являются наиболее широко используемыми термодинамическими моделями для расчета фазового равновесия и оценки физических свойств в нефтяной инженерии.

Два самых известных – это Soave-Redlich-Kwong EOS (Soave, 1972) и Peng-Robinson EOS (Peng and Robinson, 1976), оба были предложены в 1970-х годах, но до сих пор преобладают в современных расчетных приложениях.

Эти кубические уравнения были разработаны первоначально для углеводородных смесей. Однако по мере того, как добыча нефти и газа направляется на все более глубокие или морские месторождения, приходится иметь дело с системами, содержащими другие комплексные соединения. Один из примеров – вода, которая обычно сосуществует с пластовыми флюидами, но ее трудно смоделировать с помощью кубических уравнений состояния из-за ее полярности и ассоциирующей природы.

Можно утверждать, что вода просто инертная фаза, что верно при низких температурах и давлениях, однако ее взаимная растворимость с пластовыми флюидами при высоких температурах и давлениях может быть заметной [23].

Также к пластовым флюидам могут быть добавлены другие сопутствующие соединения. Типичный сценарий – добавление метанола и гликолей в качестве ингибиторов гидратообразования, в результате чего образуется сложная смесь углеводородов, воды и метанола/гликолей, которую сложно описать с использованием классических уравнений состояния, поэтому было разработано уравнение состояния CPA.

Далее будут рассмотрены основные уравнения для расчетов процессов сепарации.

#### 1.4.1 Уравнение состояния Soave-Redlich-Kwong

Уравнение Soave-Redlich-Kwong (SRK) – кубическое уравнение состояния реального газа, полученное в результате модификации уравнения Редлиха-Квонга 1949 года Соаве в 1972 году. В основу модификации заложена температурная зависимость параметра  $a$  уравнения Ван-дер-Ваальса, на основе которого было разработано уравнение Редлиха-Квонга.

В уравнении SRK параметр  $a$  имеет зависимость от температуры и ацентрического фактора молекулы, понятие которого было введено Питцером в 1955 году [24].

Уравнение SRK является основным в химической инженерии для расчета смесей углеводородов.

Уравнение SRK приведено в формуле (3):

$$p = \frac{RT}{u-b} - \frac{a\alpha(T,\omega)}{u \cdot (u+b)}, \quad (3)$$

где  $R$  – универсальная газовая постоянная, Дж/моль · К;

$T$  – температура системы, К;

$u$  – мольный объем системы, м<sup>3</sup>/моль;

$a, b$  – параметры кубического уравнения;



$\alpha(T, \varpi)$  – зависимость параметра  $a$  от температуры системы и ацентрического фактора молекулы.

Температурная зависимость  $\alpha(T, \varpi)$  приведена в формуле (4):

$$\alpha(T, \varpi) = \frac{(1 + [0,48508 + 1,55171 \cdot \varpi - 0,15613 \cdot \varpi^2]) \cdot}{[1 - \sqrt{T_r}]^2}, \quad (4)$$

где  $\varpi$  – ацентрический фактор;

$T_r$  – приведенная температура системы, равная отношению температуры системы к критической температуре соединения;

Параметры уравнения состояния рассчитываются по формулам (5) и (6):

$$a = 0,427480 \cdot \frac{R^2 \cdot T_c^2}{p_c}, \quad (5)$$

$$b = 0,086640 \cdot \frac{R \cdot T_c}{p_c}, \quad (6)$$

где  $R$  – универсальная газовая постоянная, Дж/моль·К;

$T_c$  – критическая температура соединения, К;

$p_c$  – критическое давление соединения, Па.

Для расчета кубической формы уравнения, необходимо рассчитать коэффициенты кубического уравнения по формулам (7) и (8):

$$A = \frac{a\alpha(T, \varpi) \cdot p}{R^2 \cdot T^2}, \quad (7)$$

$$B = \frac{bP}{RT}. \quad (8)$$

При этом для смесей углеводородов, параметры  $a\alpha(T, \varpi)$  и  $b$  рассчитываются по правилам смешения, рассчитанным по формулам (9) и (10):

$$a\alpha(T, \varpi)_{mix} = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N y_i \cdot y_j \cdot \sqrt{a\alpha_i \cdot a\alpha_j} \cdot (1 - k_{ij}), \quad (9)$$

$$b_{mix} = \sum_{i=1}^N y_i \cdot b_i, \quad (10)$$

где  $y$  – мольная доля компонента;

$k_{ij}$  – коэффициент бинарного взаимодействия между двумя компонентами;

$a\alpha_i, b_i$  – параметры уравнения состояния для индивидуальных компонентов,

$N$  – число компонентов в системе.

Использование коэффициентов бинарного взаимодействия ( $k_{ij}$ ) вызвало большие дискуссии при их первом введении. Потому что нет никакого аналитического, научно обоснованного вывода, оправдывающего их существование. В настоящее время они считаются эмпирическими факторами, используемыми для настройки уравнений состояния и приведения их в соответствие с экспериментальными данными для смесей.

Кубическая форма уравнения состояния приведена в формуле (11):

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2) \cdot Z - AB = 0. \quad (11)$$

$Z$  в формуле (11) соответствует фактору сжимаемости системы, рассчитывается индивидуально для газовой и жидкой фазы, после чего пересчитываются фугитивности.

## 1.4.2 Уравнение состояния Peng Robinson

Уравнение Peng Robinson (PR) – кубическое уравнение состояния реального газа, полученное в результате модификации уравнения SRK 1972 года Пенгом и Робинсоном в 1976 году. В основе модификации уравнения SRK – уточненные коэффициенты расчета температурных зависимостей параметров  $a$  и  $b$ , а также измененная форма самого уравнения, которая была получена путем верификации модели после обработки лабораторных экспериментах, благодаря чему повысилась общая точность расчетов по сравнению с уравнением SRK [4]. По этой причине, уравнение PR на данный момент – основное уравнение для расчета углеводородных смесей.

Уравнение PR приведено в формуле (12):

$$p = \frac{RT}{u-b} - \frac{a\alpha(T,\varpi)}{u \cdot (u+b) + b \cdot (u-b)}, \quad (12)$$

Температурная зависимость  $\alpha(T, \varpi)$  приведена в формуле (13):

$$\alpha(T, \varpi) = \frac{(1 + [0,37464 + 1,54226 \cdot \varpi - 0,26992 \cdot \varpi^2]) \cdot [1 - \sqrt{T_r}]}{[1 - \sqrt{T_r}]^2}, \quad (13)$$

Параметры уравнения состояния рассчитываются по формулам (14) и (15):

$$a = 0,45724 \cdot \frac{R^2 \cdot T_c^2}{p_c}, \quad (14)$$

$$b = 0,07780 \cdot \frac{R \cdot T_c}{p_c}, \quad (15)$$

Расчет коэффициентов кубического уравнения состояния и коэффициентов смешения аналогичен для уравнения PR по формулам (7-10).

Кубическая форма уравнения состояния PR приведена в формуле (16):

$$Z^3 - (1 - B) \cdot Z^2 + (A - 2B - 3B^2) \cdot Z - (AB - B^2 - B^3) = 0. \quad (16)$$

$Z$  в формуле (16) соответствует фактору сжимаемости системы, рассчитывается индивидуально для газовой и жидкой фазы, после чего пересчитываются фугитивности. Более подробно расчет уравнения PR будет рассмотрен в разделе 2.1.

### 1.4.3 Уравнение состояния CPA

Сложное фазовое равновесие между пластовыми флюидами и ассоциированными соединениями, такие как вода, метанол и гликоли, становится все более и более важным по мере того, как растет глобальный спрос нефтяной промышленности к разработке коллекторов с экстремальными или сложными условиями, такие как глубоководные или морские водохранилища.

Обычные уравнения состояния (EOS) с классическими правилами смешивания не могут удовлетворительно предсказать или даже соотнести фазовое равновесие этих систем. Перспективной моделью для таких систем является Cubic-Plus-Association (CPA) EOS, которая была успешно применена к четко определенным системам, содержащим ассоциированные соединения.

Уравнение состояния CPA, приведенное в формуле (17), является расширением классического уравнения SRK:

$$p = \frac{RT}{u-b} - \frac{a\alpha(T,\omega)}{u \cdot (u+b)} - \frac{RT}{2v} \cdot \left(1 + \rho \cdot \frac{\partial \ln g}{\partial \rho}\right) \cdot \sum_{i=1} x_i \sum_{A_i} X_{A_i} \quad (17)$$

Первые два слагаемых такие же как и в уравнении SRK, а третий относится к ассоциации.

В этом уравнении,  $X_{A_i}$  – доля молекул, не взаимодействующих друг с другом,  $x_i$  – аналитическая мольная доля компонента.

$X_{A_i}$  рассчитывается по уравнению (18):

$$X_{A_i} = \frac{1}{1 + \rho \cdot \sum_j x_j \sum_{B_j} X_{B_j} \cdot \Delta^{A_i B_j}}, \quad (18)$$

где  $\Delta^{A_i B_j}$  – сила между положением  $A$   $i$ -молекулы и положением  $B$   $j$ -молекулы, рассчитываемая по формуле (19):

$$\Delta^{A_i B_j} = g(\rho) \cdot \left( e^{\frac{\xi^{A_i B_j}}{RT}} - 1 \right) \cdot b_{ij} \cdot \beta^{A_i B_j}, \quad (19)$$

где  $g(\rho)$  – функция радиального распределения, равная  $\frac{1}{1 - 1,9 \cdot \frac{b\rho}{4}}$ ;

$$b_{ij} = \frac{b_i + b_j}{2};$$

$\xi^{A_i B_j}$  и  $\beta^{A_i B_j}$  – энергия и объем ассоциации, соответственно.

Для инертных компонентов имеется три параметра модели: параметр объема  $b$  и параметры  $a_0$  и  $c_1$  в выражении типа Soave для параметра энергии  $\alpha(T)$ :

$$\alpha(T) = a_0 \cdot (1 + c_1 \cdot [1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}}])^2 \quad (20)$$

Для ассоциированных компонентов есть два параметра модели –  $\xi^{A_i B_j}$  и  $\beta^{A_i B_j}$ .

Следует отметить, что параметры  $a_0$ ,  $b$  и  $c_1$  получены путем подгонки данных о давлении пара и плотности насыщенной жидкости, а не на основе ограничений критической точки. Поэтому их нельзя рассчитать непосредственно

из экспериментальных данных критической температуры  $T_c$ , критического давления  $P_c$  и ацентрического фактор  $\omega$ . Нижний индекс  $m$  используется здесь, чтобы указать на то, что они являются параметрами «мономера» CPA, а не экспериментальными значениями.

Эти три параметра рассчитываются по уравнениям (21-24):

$$m_m = c_1 \cdot \sqrt{\frac{0,08664 \cdot a_0}{0,42748 \cdot b R T_c}}, \quad (21)$$

$$T_{cm} = T_c \cdot \left( \frac{1 + \frac{1}{c_1}}{1 + \frac{1}{m_m}} \right)^2, \quad (22)$$

$$P_{cm} = \frac{0,08664 \cdot R \cdot T_{cm}}{b}, \quad (23)$$

$$m_m = 0,48 + 1,574\omega_m - 0,176\omega_m^2. \quad (24)$$

Когда уравнение CPA используется для смесей, для уравнения SRK расчет ведется по обычным параметрам  $b$  и  $\alpha(T)$  из уравнения Ван-дер-Ваальса, а ассоциативная часть рассчитывается только комбинацией  $\epsilon^{A_i B_j}$  и  $\beta^{A_i B_j}$ .

Вода и моноэтиленгликоль моделируются как молекулы с четырьмя участками (4C), тогда как метанол моделируется как молекула с двумя участками (2B) в соответствии с предыдущими исследованиями [6]. Для ассоциативных схем используется терминология Хуанга и Радоша (1990) [25].

## **4 Финансовый менеджмент**

### **4.1 Потенциальные потребители результатов исследования**

Для анализа потребителей результатов исследования необходимо рассмотреть целевой рынок и провести его сегментирование.

Целевой рынок, для которого разрабатывается решение – нефтяные и газовые компании Российской Федерации.





Сегмент целевого рынка – проектные институты и подрядные организации, выполняющие расчеты материальных балансов будущих и существующих установок подготовки нефти и газа.

Для построения карты сегментирования проанализируем, кто может являться потребителем разрабатываемого цифрового продукта процесса сепарации, а также какое происхождение у используемых ими программных продуктов – импортное, собственного производства, российские сторонние аналоги.

Карта сегментирования рынка услуг по использованию цифровых программных продуктов для расчетов подготовки и переработки нефти и газа приведена на рисунке 20.

Как видно на карте сегментирования на рисунке 1, незанятые ниши – софт для обучения студентов в университетах РФ, которые сейчас находятся в процессе перехода с импортных программных продуктов на отечественные, для многих вопрос перехода актуален и открыт до сих пор.

Также перспективная ниша – софт для ВИНК, которые в скором времени потеряют доступ к импортным программным продуктам, но должны иметь возможность выполнять прикладные расчеты «на месте», без постоянного обращения к сторонним подрядчикам и проектным институтам, выполняющих расчеты в своих программных продуктах.

		Потребители цифровых программных продуктов процессов подготовки нефти и газа		
		Университеты РФ	Нефтяные и газовые проектные институты	Заказчики проектных институтов – нефтяные и газовые компании, ВИНК
Происхождение используемых программных продуктов	Собственного производства			
	Импортный софт			
	Отечественный софт			

 - Aerogas, RTSim       - PH-СИМТЕП  
 - Aspen HYSYS, Unisim Design

Рисунок 20 – Карта сегментирования рынка услуг по использованию цифровых программных продуктов для расчетов подготовки и переработки нефти и газа

#### 4.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения позволяет провести оценку сравнительной эффективности научной разработки и определить направления для ее будущего повышения.

Для анализа необходимо отобрать не менее трех-четырех конкурентных разработок.

В качестве конкурентов выберем импортный программный комплекс – Aspen HYSYS компании AspenTech (K1), отечественный аналог импортного –



AEROSYM компании Aerogas (K2), и продукт проектного института РН-БашНИПИнефть – РН-СИМТЕП (K3).

Целесообразно проводить данный анализ с помощью оценочной карты, которая приведена в таблице 5.

Таблица 5 – Оценочная карта для сравнения конкурентных цифровых решений

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы				Конкурентоспособность			
		Б <sub>ф</sub>	Б <sub>к1</sub>	Б <sub>к2</sub>	Б <sub>к3</sub>	Б <sub>ф</sub>	Б <sub>к1</sub>	Б <sub>к2</sub>	Б <sub>к3</sub>
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Технические критерии оценки ресурсоэффективности</b>									
1. Удобство эксплуатации, интерфейс	0,10	1	10	6	6	0,10	1,00	0,60	0,60
2. Надежность и адекватность результатов	0,10	7	10	7	7	0,70	1,00	0,70	0,70
3. Возможность добавления новых модулей и модернизации старых	0,05	10	3	9	7	0,50	0,15	0,45	0,35
4. Наличие поддержки от разработчика	0,10	10	2	8	6	1,00	0,20	0,80	0,60
5. Мультиплатформенность (Windows, MacOS, Linux)	0,05	10	3	8	5	0,50	0,15	0,40	0,25
6. Доступность в РФ	0,20	10	1	10	9	2,00	0,20	2,00	1,80
7. Количество термодинамических пакетов	0,05	2	10	5	5	0,10	0,50	0,25	0,25
8. Возможность расчета по российским стандартам	0,05	10	2	9	10	0,50	0,10	0,45	0,50
9. Возможность верификации моделей с промышленными данными	0,10	8	4	6	10	0,80	0,40	0,60	1,00
<b>Экономические критерии оценки эффективности</b>									
1. Уровень проникновения на рынок	0,05	1	10	5	2	0,05	0,50	0,25	0,10
2. Стоимость лицензии	0,10	8	1	7	5	0,80	0,10	0,70	0,50
3. Финансирование научной разработки	0,05	10	2	7	8	0,50	0,10	0,35	0,40
<b>Итого</b>	<b>1</b>	-				<b>7,55</b>	4,40	7,55	7,05

Оценка проведена экспертным методом по 10-бальной шкале, умножением веса критерия на оценку от 1 до 10 с суммированием итоговых баллов по разрабатываемому решению и каждому аналогу.

Как видно из таблицы 5, разрабатываемое цифровое решение конкурентноспособно и находится на одном уровне с российскими аналогами, выигрывая или проигрывая по тем или иным пунктам.

Разрабатываемое мною решению написано на языке программирования Python, что дает преимущество с точки зрения использования на различных операционных системах, включая MacOS, на которой работает не малое количество инженеров.

Уязвимость позиции главного конкурента, имеющего полный авторитет на рынке – Aspen HYSYS, заключается в санкционной политике и отсутствия возможности продлить или приобрести лицензию на программный продукт, в низком качестве российской поддержки производителя, а также отсутствия возможности расчета параметров (например, подачи ингибиторов гидратообразования) по российским стандартам.

### **4.3 Диаграмма Исикавы**

Диаграмма причины-следствия Исикавы (Cause-and-Effect-Diagram) – это графический метод анализа и формирования причинно-следственных связей, инструментальное средство для систематического определения причин проблемы и последующего графического представления.

Выявим факторы, влияющие на объект анализа:

- 1) Пользователи;
- 2) Разработка;
- 3) Команда разработчиков;
- 4) Университет;
- 5) Оборудование.

Диаграмма Исикавы для приведенных выше факторов приведена на рисунке 21.

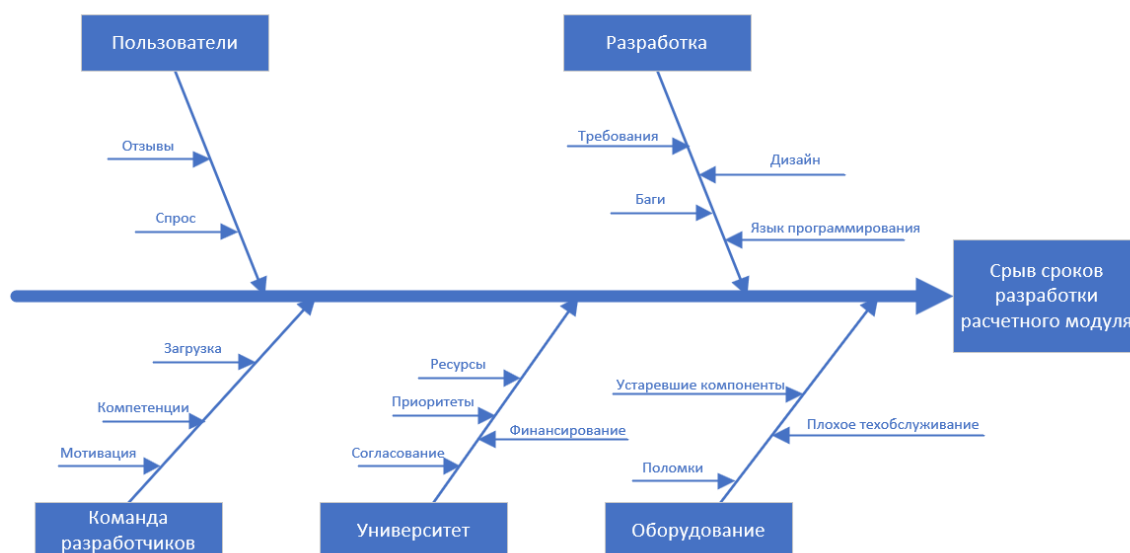


Рисунок 21 – Диаграмма Исикавы

Таким образом, на рисунке 21 приведены основные факторы, способные повлиять на разработку расчетного модуля процесса сепарации, разделенные на 5 подпунктов.

#### 4.4 Мера готовности научной разработки и разработчика к коммерциализации

Для оценки готовности проекта к коммерциализации, заполним таблицу, содержащую показатели о степени проработанности проекта с позиции коммерциализации и компетенциям разработчика научного проекта. Перечень вопросов приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации

№	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
1	Определен имеющийся научно-технический задел	5	3
2	Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	5	3
3	Определены отрасли и технологии (товары, услуги) для предложения на рынке	3	1
4	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	2	2
5	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	3	3
6	Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	4	2
7	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	5	4
8	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	4	1
9	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	5	3
10	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	5	3
11	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	1	1
12	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	2	2
13	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	5	4
14	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	5	4
15	Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
	ИТОГО БАЛЛОВ	58	40

При проведении анализа по таблице 6, приведенной выше, по каждому показателю ставится оценка по пятибалльной шкале. При этом система измерения по каждому направлению (степень проработанности научного проекта, уровень имеющихся знаний у разработчика) отличается.

Моя разработка имеет перспективность выше среднего, однако знания разработчика для успешной коммерциализации недостаточны, необходимо

повышение компетенцией в области вывода продукта на рынок, оценки его стоимости и разработки документации.

#### **4.5 Выбор предпочтительного метода коммерциализации**

Время продвижения товара на рынок во многом зависит от правильности выбора метода коммерциализации. Задача данного раздела магистерской диссертации – это выбор метода коммерциализации объекта исследования и обоснование его целесообразности.

Для успешной реализации разрабатываемого решения, выберем следующий метод коммерциализации, который наиболее подходит для разработки расчетного модуля на базе университета – торговля патентными лицензиями.

Торговля патентными лицензиями – самая частая форма коммерциализации программных продуктов, в частности расчетного модуля и методики расчета процесса сепарации углеводородов. В частности, предполагается торговля именно исключительными лицензиями, поскольку они дают пользователю право пользоваться расчетным модулем на определенное время, но без права вносить изменения в продукт или передавать его третьим лицам, что важно, так как написанная методика расчета в данном случае является коммерческой тайной и не подлежит разглашению или распространению.

При этом механизм прост – пользователь приобретает лицензию и пользуется программным продуктом в зависимости от того, на какое время он ее приобрел, при этом имеет право на консультации и обслуживание, получение обновлений. Стоимость можно установить уже на раннем этапе, так как она напрямую зависит от объема проделанной работы и функционала – чем он больше, чем дороже будет стоить лицензия на программный продукт.

## 4.6 Инициация проекта

### 4.6.1 Цель и результаты проекта

В данном разделе необходимо приводится информация о заинтересованных сторонах проекта, иерархия целей проекта и критерии достижения целей.

Информация по заинтересованным сторонам проекта приведена в таблице 7.

Таблица 7 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
Проектные нефтяные и газовые институты	Полноценная замена Aspen HYSYS – точный расчет процессов сепарации газа, с учетом полярных компонентов, с расчетом гидратообразования
Нефтяные и газовые компании	Полноценная замена Aspen HYSYS – точный расчет процессов сепарации газа, с учетом полярных компонентов, с расчетом гидратообразования
Университеты РФ	Замена UnisimDesign, возможность выполнения курсовых проектов и дипломных работ, расчет схем подготовки и переработки газа, нефти

В таблице 8 приводится информация о иерархии целей проекта и критериях их достижения

Таблица 8 – Цели и результаты проекта

Цели проекта:	Разработать модель процесса сепарации природного газа с учетом содержания полярных компонентов в нем
Ожидаемые результаты проекта:	Написанный расчетный модуль, позволяющий считать процессы сепарации при заданных термобарических условиях и составах по уравнениям состояния, с визуализацией результатов расчетов и интерфейсом ввода значений

Окончание таблицы 8

Критерии приемки результата проекта:	Погрешность расчета составов фаз и их долей при сравнении с HYSYS не более 5%, не менее двух уравнений состояния (SRK, PR), расчет температуры гидратообразования газа и подачи метанола по СТО Газпром 3.1-3-010-2008
Требования к результату проекта	Требование:
	1. Расчет одного равновесия не более 5 секунд
	2. Погрешность расчета состава фаз не более 5% при сравнении с HYSYS
	3. Расчет температуры гидратообразования с погрешностью не более 1,5 °С
	4. Расчет подачи ингибитора гидратообразования – метанола по СТО Газпром 3.1-3-010-2008
	5. Методика должна быть написана на языке программирования Python 3.9
	6. Применение объектно-ориентированного программирования
	7. Задание входов и выходов – что должно быть задано, в каких единицах измерения, что и в каких единицах получается на выходе. Эта опция для использования расчетного модуля в более объемных программах – моделях установок
	8. Должна быть написана сопроводительная документация – какие методики используются при тех или иных расчетах с указанием авторства
	9. Уравнения состояния – Peng Robinson, SRK, далее добавить NRTL и CPA
	10. Возможность вручную вписать температуру, давление, расход входного потока
	11. Возможность визуализации результатов расчета в окне интерфейса
	12. Возможность визуализации двухфазной фазовой кривой заданного потока с отображением критической точки
	13. Все используемые пакеты и методики должны иметь свободную лицензию
	14. Должна быть возможность расчета энтальпии потока
	15. Физические константы компонентов не должны вноситься вручную, а браться из базы компонентов по имени из таблицы SQL
16. Коэффициенты бинарного взаимодействия должны иметь температурную зависимость	

## 4.6.2 Организационная структура проекта

На данном этапе работы необходимо решить следующие вопросы: кто будет входить в рабочую группу данного проекта, определить роль каждого участника в данном проекте, а также прописать функции, выполняемые каждым из участников и их трудозатраты в проекте. Эта информация представлена в таблице 9.

Таблица 9 – Рабочая группа проекта

№	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, час/год
1	Ивашкина Е.Н, ИШПР ТПУ, доцент	Руководитель проекта	Постановка задач, приоритетов, привлечение финансирования, встреча с потенциальными заказчиками	2120
2	Долганов И.М., ИШПР ТПУ, доцент	Эксперт проекта, непосредственный руководитель, консультант в части программирования, научный руководитель	Контроль за процессом разработки, контроль за требованиями к результатам проекта, научный консультант	2120
3	Патрихин М.Ю., ИШПР ТПУ, инженер	Исполнитель по проекту	Поиск методик расчета, их реализация на языке программирования Python, верификация с HYSYS, подготовка отчетов	1156
Итого:				5396

Расчет трудозатрат руководителей произведен из соображений – 365 дней в году, 6 рабочих дней на неделе по 8 часов, из 365 дней 52 воскресенья, из 52 воскресеньев 8 приходится на отпуск. Отпуск руководителя – 56 дней.

Расчет трудозатрат инженера-исполнителя произведен из соображений – 365 дней в году, 6 рабочих дней на неделе по 4 часа, из 365 дней 52 воскресенья, из 52 воскресеньев 4 приходится на отпуск. Отпуск исполнителя – 28 дней.



## 4.7 Ограничения и допущения проекта

### 4.7.1 Иерархическая структура работ проекта с индексами работ

Иерархическая структура работ (ИСР) – детализация укрупненной структуры работ. В процессе создания ИСР структурируется и определяется содержание всего проекта.

ИСР разрабатываемого программного продукта приведена на рисунке 22.

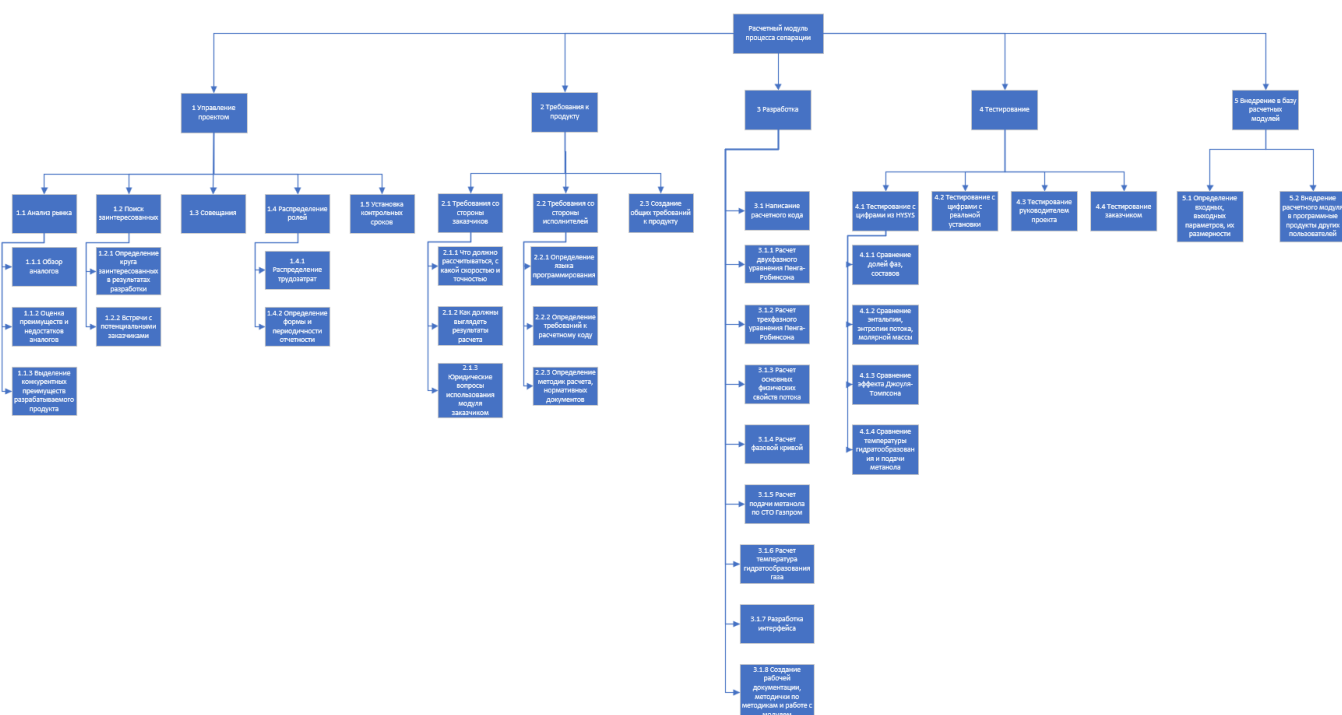


Рисунок 22 – Иерархическая структура работ по созданию расчетного модуля процесса сепарации

### 4.7.2 Диаграмма Гантта

В рамках планирования научного проекта необходимо построить календарный график проекта.

Календарный план проекта представлен в таблице 10.

Таблица 10 – Календарный план проекта

Код работ ы (из ИСП)	Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников (ФИО исполнителей)
1	2	3	4	5	6
1.1	Анализ рынка	20	01.09.2021	21.09.2021	Патрихин М.Ю. Долганов И.М.
1.2	Поиск заинтересованных	20	22.09.2021	11.10.2021	Ивашкина Е.Н. Долганов И.М.
1.3	Совещания	30	12.10.2021	12.11.2021	Ивашкина Е.Н. Долганов И.М. Патрихин М.Ю.
1.4	Распределение ролей в проекте	7	13.11.2021	20.11.2021	Ивашкина Е.Н. Долганов И.М. Патрихин М.Ю.
1.5	Установка контрольных сроков	7	20.11.2021	27.11.2021	Ивашкина Е.Н. Долганов И.М. Патрихин М.Ю.
2.1	Проработка требований со стороны заказчиков	20	28.11.2021	17.12.2021	Ивашкина Е.Н.
2.2	Проработка требования со стороны исполнителей	10	17.12.2021	27.12.2021	Долганов И.М. Патрихин М.Ю.
2.3	Создание общих требований к проекту	10	10.01.2022	20.01.2022	Ивашкина Е.Н. Долганов И.М.
3.1	Написание расчетного кода				
3.1.1	Расчет двухфазного уравнения Пенга Робинсона	60	21.01.2022	21.03.2022	Долганов И.М. Патрихин М.Ю.
3.1.2	Расчет трехфазного уравнения Пенга Робинсона	120	22.03.2022	22.07.2022	Патрихин М.Ю.
3.1.3	Расчет основных физических свойств потока	10	23.07.2022	03.08.2022	Патрихин М.Ю.
3.1.4	Расчет фазовой кривой	20	04.08.2022	23.08.2022	Патрихин М.Ю.
3.1.5	Расчет подачи метанола по СТО Газпром	21	24.08.2022	14.09.2022	Патрихин М.Ю.
3.1.6	Расчет температуры гидратообразования газа	7	15.09.2022	22.09.2022	Патрихин М.Ю.
3.1.7	Разработка интерфейса	21	23.09.2022	14.10.2022	Патрихин М.Ю.
3.1.8	Создание рабочей документации	30	15.10.2022	15.11.2022	Патрихин М.Ю.
4.1	Тестирование с цифрами из HYSYS	10	16.11.2022	26.11.2022	Патрихин М.Ю.
4.2	Тестирование с цифрами с реальной установки	21	27.11.2022	17.12.2022	Патрихин М.Ю.
4.3	Тестирование руководителем проекта	14	18.12.2022	31.12.2022	Долганов И.М.
4.4	Тестирование заказчиком	30	10.01.2023	10.02.2023	Ивашкина Е.Н.

## Окончание таблицы 10

5.1	Определение входных и выходных параметров	21	11.02.2023	04.03.2023	Патрихин М.Ю.
5.2	Внедрение расчетного модуля программные продукты пользователей	60	05.03.2023	05.05.2023	Патрихин М.Ю.
Итого:		569	01.09.2023	05.05.2023	

Диаграмма Ганта, представляющая собой календарный план-график разработки расчетного модуля, представлен на рисунке 23.



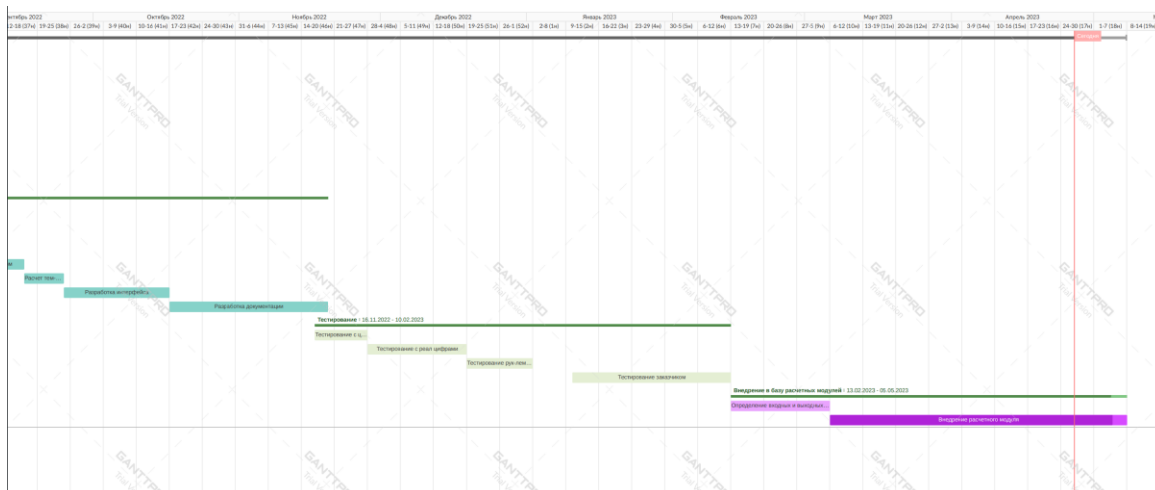


Рисунок 23 – Диаграмма Гантта проекта разработки расчетного модуля сепарации

## 4.8 Бюджет научного исследования

### 4.8.1 Сырье, материалы, комплектующие

Стоимость сырья, материалов и продуктов приведена в таблице 11.

Таблица 11 – Сырье, материалы, комплектующие изделия

Наименование	Марка, размер	Кол-во	Цена за единицу, руб	Сумма, руб
Бумага офисная	A4, упаковка 500 шт.	24	340	8160
Канцелярия	-	6	1000	6000
Тонер для принтера	Черный тонер, 2000 листов	6	1200	7200
Всего за материалы				21360
Транспортно-заготовительные расходы (3%)				641
Итого по статье				22001

Бумага из соображений 200 распечаток на руководителей в месяц, на инженера 100, на 24 месяца.

Канцелярия 1 набор (ручки, карандаши, скрепки и т.д.) в год на человека.

Тонер для принтера из расхода 2000 листов на одной заправке.

#### 4.8.2 Специальное оборудование для научных работ

Затраты на специальное оборудование, а именно амортизация за три рабочих компьютера с периферией, которые уже были приобретены в организации, представлены в таблице 12.

Таблица 12 – Затраты на специальное оборудование

№	Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, тыс. руб.	Общая стоимость оборудования, тыс. руб.
1	Амортизация рабочего компьютера с периферией	3	17,1	51,3

Амортизация рассчитывается линейным способом, срок эксплуатации 10 лет, ликвидационная стоимость 10% от капитальных затрат, которые равны 95 тыс. рублей за 1 компьютер.

#### 4.8.3 Основная заработная плата

Баланс рабочего времени сотрудников приведен в таблице 13.

Таблица 13 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Эксперт проекта	Исполнитель
Календарное число дней	365	365	365
Количество нерабочих дней:	44	44	48
- выходные дни	14	14	14
- праздничные дни			
Потери рабочего времени:	56	56	28
- отпуск	2	2	2
- невыход по болезни			

Окончание таблицы 13

Действительный годовой фонд рабочего времени	249	249	273
--	-----	-----	-----

В таблице 13 учтена 6-дневная рабочая неделя, 52 воскресенья, из которых 8 дней нужно вычесть у руководителей и 4 дня у инженера-исполнителя (входят в недели отпуска). Отпуск руководителя 56 дней, отпуск исполнителя 28 дней.

Расчет основной заработной платы приведен в таблице 14.

Таблица 14 – Расчет основной заработной платы

Исполнители	З <sub>б</sub> , руб	k <sub>пр</sub>	k <sub>д</sub>	k <sub>р</sub>	З <sub>м</sub> , руб	З <sub>дн</sub> , руб	T <sub>р</sub> , раб. дней	З <sub>осн</sub> , руб
Руководитель	39300	1,2	0	1,3	61308	2560,6	249	637589,4
Эксперт проекта	39300	1,2	0	1,3	61308	2560,6	249	637589,4
Исполнитель	26200	1,2	0	1,3	40872	1074,9	273	293447,7

Месячный оклад руководителей и исполнителя равен:

$$Z_m = Z_b \cdot (k_{пр} + k_d) \cdot k_r = 39300 \cdot 1,2 \cdot 1,3 = 61308 \text{ рублей}$$

$$Z_m = Z_b \cdot (k_{пр} + k_d) \cdot k_r = 26200 \cdot 1,2 \cdot 1,3 = 40872 \text{ рублей}$$

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$Z_{дн} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d} = \frac{61308 \cdot 10,4}{249} = 2560,6 \text{ рублей}$$

$$Z_{дн} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d} = \frac{26200 \cdot 11,2}{273} = 1074,9 \text{ рублей}$$

Основная зарплата вычисляется умножением числа действительного годового фонда рабочего времени на дневную зарплату. Получи годовую зарплату сотрудника, которую далее учтем в таблице умножением на два года.

#### 4.8.4 Себестоимость проекта

Группировка затрат по статьям приведена в таблице 15.

Таблица 15 – Группировка затрат по статьям

Вид работ	Статьи						
	Сырье, материалы	Специальное оборудование	Основная заработная плата	Отчисления на социальные нужды	Накладные расходы	Отпускные расходы	Итого плановая себестоимость, рублей
Разработка модуля	22001	51300	3137253	941175,8	573960,4	376470,2	5102160,4

Отчисления на социальные нужды 30%, накладные расходы 12%.

Итого затрат за два года на разработку расчетного модуля 5,102 млн. рублей.

Корпоративная лицензия на одного пользователя ПО Aspen HYSYS стоит по оценкам от 30 до 50 тысяч долларов в год, что в пересчете (курс 75 рублей за доллар) дает стоимость 2,25 – 3,75 млн. рублей в год за одну лицензию.

Таким образом, стоимость разработки программного модуля процесса сепарации с учетом полярных компонентов меньше стоимости лицензии только на 1 рабочее место программы HYSYS, таким образом, себестоимость проекта позволяет реализовывать созданный программный продукт с быстрой окупаемостью.

#### 4.9 Оценка сравнительной эффективности исследования

Интегральный финансовый показатель разработки определяется по формуле:

$$I_{\Phi}^p = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{max}}, \quad (51)$$

где  $\Phi_{pi}$  – стоимость  $i$ -го варианта исполнения;

$\Phi_{max}$  – максимальная стоимость исполнения научно- исследовательского проекта (в т.ч. аналоги).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить следующим образом:

$$I_m^p = \sum a_i \cdot b_i, \quad (52)$$

где  $a_i$  – весовой коэффициент  $i$ -го параметра;

$b_i$  – бальная оценка  $i$ -го параметра для аналога и разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания.

Интегральный показатель эффективности разработки и аналога определяется по формуле:

$$I_{\text{финр}}^p = \frac{I_m^p}{I_{\Phi}^p} \quad (53)$$

Сравнение интегрального показателя эффективности текущего проекта и аналогов позволит определить сравнительную эффективность проекта. Сравнительная эффективность проекта:



$$\mathcal{E}_{\text{ср}} = \frac{I_{\text{финр}}^p}{I_{\text{финр}}^a} \quad (54)$$

Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта приведена в таблице 16.

Таблица 16 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	HYSYS
Удобство эксплуатации	0,25	1	5
Надежность результатов	0,30	3	5
Наличие поддержки от разработчика	0,20	5	1
Возможность расчета по российским стандартам	0,20	5	2
Мультиплатформенность	0,05	5	2
<b>ИТОГО <math>I_m</math>:</b>	<b>1</b>	<b>3,4</b>	<b>3,45</b>

Интегральные финансовые показатели разработки и аналога рассчитываются по формулам:

$$I_{\Phi}^p = \frac{5,102}{3,75 \cdot 2} = 0,68$$

$$I_{\Phi}^a = \frac{3,75 \cdot 2}{3,75 \cdot 2} = 1$$

Интегральные показатели эффективности разработки и аналога определяется по формулам:

$$I_{\text{финр}}^p = \frac{3,4}{0,68} = 5$$

$$I_{\text{финр}}^a = \frac{3,45}{1} = 3,45$$

Сравнительная эффективность проекта равна:

$$\mathcal{E}_{\text{ср}} = \frac{5}{3,45} = 1,45$$

Таким образом, эффективность разрабатываемого решения выше, чем у рассматриваемого аналога. Это говорит о том, что проект имеет экономическую эффективность и сравнимую ресурсоэффективность и его разработка целесообразна.

#### **4.10 Вывод по разделу финансовый менеджмент**

В разделе финансовый менеджмент был проведен анализ потенциальных потребителей результатов исследования, в ходе которого были определены незанятые ниши на рынке.

Далее был проведен анализ конкурентных технических решений, в ходе которого разрабатываемый проект признан конкурентноспособным, определены уязвимости проекта.

Был проведен анализ рисков проекта по диаграмме Исикавы, оценка проекта к готовности к коммерциализации и выбран предпочтительный вариант коммерциализации – торговля патентными лицензиями.

Далее были определены цели и результаты проекта, выдвинуты основные критерии к результатам разработки, определены разработчики, их трудозатраты, иерархия работ по созданию расчетного модуля, а также проработана диаграмма Ганта, на которой изображен календарный график разработки расчетного модуля.

Далее была проведена оценка бюджета научного исследования и сравнение с аналогом, в результате которого стоимость проекта оказалась ниже стоимости лицензии аналога.

В заключении, был проведен анализ сравнительной эффективности исследования по интегральным показателям. Эффективность разрабатываемого решения выше, чем у рассматриваемого аналога. Это говорит о том, что проект имеет экономическую эффективность и сравнимую ресурсоэффективность и его разработка целесообразна.

## **5 Социальная ответственность**

Объектом исследования в работе является процесс сепарации природного газа. Независимо от качества добываемого природного газа или газа, выделяющегося при промышленной подготовке нефти и конденсата, в обязательном порядке газ, природный или попутный, проходит стадию сепарации в газосепараторах. На начальных этапах подготовки из газа выпадают тяжелые компоненты – углеводороды C<sub>5</sub>+ и попутно добываемая вода при рабочих термобарических условиях. На последующих стадиях подготовки, необходимо обеспечить точку росы по углеводородам и воде по СТО Газпром 089-2010, что чаще всего реализуется путем охлаждения газа до температур ниже минус 20 °С и отделением выпавшего конденсата в газосепараторах. При этом, на стадии проектирования установки важно понимать долю газа, конденсата и воды, выделяющихся при заданных термобарических условиях, а также составы фаз. Во-первых, это необходимо для оценки полноты выделения тяжелых углеводородов, во-вторых, это необходимо для расчета потерь ингибитора гидратообразования – метанола, с водой и углеводородным конденсатом, и в-третьих, для оценки габаритов и исполнения основного и вспомогательного оборудования. Чаще всего эти расчеты выполняются в моделирующих программных комплексах по уравнениям состояния, которые являются математическим описанием поведения углеводородных компонентов в смесях при определенных температурах и давлениях. Наиболее часто применяемыми программными комплексами являются импортные Aspen HYSYS или Unisim Design, которые на данный момент недоступны в РФ, что ставит актуальным

вопрос создания собственного программного модуля для расчета процессов сепарации газа.

Работа выполнялась в аудитории 135 второго корпуса Томского политехнического университета за рабочим столом с персональным компьютером (далее ПЭВМ) и периферией. Помещение аудитории оборудовано системами кондиционирования воздуха и отопления. Освещение рабочего места представляет собой сочетание естественного и искусственного освещения.

Область применения результатов работы – нефтяные, газовые месторождения, газоперерабатывающие предприятия, проектные офисы, занимающиеся разработкой основных технологических решений при проектировании.

### **5.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности**

Рабочее место в аудитории 135 2 корпуса Томского политехнического университета должно соответствовать ГОСТ 12.2.032-78 [30]. Основные положения и принципы правового регулирования трудовых отношений между сотрудником и работодателем отражены в "Трудовом кодексе Российской Федерации" от 30.12.2001 N 197-ФЗ (ред. от 19.12.2022). В нем устанавливаются требования о режиме рабочего времени, отдыха, отпуска; к оплате и нормированию труда; гарантиях и компенсациях, связанных с трудовой деятельностью; об охране труда; иных правах и обязанностях работника и организациях [31].

Рассматриваемый вид деятельности можно расценивать как работу в офисе. При соблюдении всех требований условий труда их можно классифицировать к 1 классу – оптимальному, при которых воздействие на работника вредных и (или) опасных производственных факторов отсутствует или уровни воздействия, которых не превышают уровни, установленные нормативами [32]. Продолжительность рабочего дня в таком случае не должна превышать 40 часов в неделю [31], за исключением лиц в возрасте до 16 лет, 16-

18 лет, инвалидов I и II группы. Для них продолжительность рабочего дня не должна превышать 24, 35, 35 часов соответственно [31].

Ранее, требования в рабочему месту, оснащеному ПЭВМ, предъявляются СанПиНом 2.2.2/2.4.1340-03 «Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы». В настоящее время действительным считаются требования изложенные в СП 2.2.3670-20 "Санитарно-эпидемиологические требования к условиям труда". Площадь на одно постоянное рабочее место пользователей персональных компьютеров на базе электронно-лучевой трубки, должна составлять не менее 6 м, на базе плоских дискретных экранов (жидкокристаллические, плазменные) - не менее 4,5 м.

Оснащение светопроницаемых конструкций и оконных проёмов должно позволять регулировать параметры световой среды в помещении. Естественный свет должен падать сбоку, желательно с левой стороны от рабочего места.

На рабочем месте, предназначенном для работы в положении сидя, рабочие столы должны иметь пространство для размещения ног высотой не менее 600 мм, глубиной - не менее 450 мм на уровне колен и 600 мм на уровне стоп, шириной не менее 500 мм.

Клавиатура должна располагаться на поверхности стола на расстоянии 100-300 мм от края, со стороны работника. Также рекомендуется располагать плоскость экрана монитора ниже уровня глаз пользователя под углом 15°. При этом расстояние от глаз до монитора должно составлять 600-700 мм.

Таблица 17 – Требования к организации рабочего места при работе с ПЭВМ

Требования	Нормативное значение	Фактическое значение, соответствие
Высота рабочей поверхности	Регулируемая высота (600-800 мм) Нерегулируемая высота (725 мм)	Нерегулируемая высота 725 м – соответствует

## Окончание таблицы 17

Пространство для ног	600x500 мм	Соответствует
Расположение монитора	600-700 мм	600 мм, положение и наклон регулируется – соответствует
Рабочий стул	Регулировка высоты, угла наклона спинки	Нерегулируемый стул – не соответствует

Из таблицы 17 видно, что для соблюдения норм требуется замена стульев на регулируемые. Рабочее место в аудитории 135 2 корпуса Томского политехнического университета соответствует требованиям ГОСТ 12.2.032-78 [30].

## 5.2 Производственная безопасность

Специфика условий труда при разработке математической модели исследуемого процесса обусловлена работой с ПЭВМ и умственной деятельностью в помещении, что непосредственно отражается на опасных и вредных факторах, оказывающих влияние на работника. В соответствии с «ГОСТ 12.0.003-2015 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы. Классификация» 75 [34], учитывая особенности условий труда, были выделены следующие факторы (таблица 18).

Таблица 18 – Возможные опасные и вредные факторы

Факторы (ГОСТ 12.0.003-2015)	Этапы работ		Нормативные документы
	Разработка	Эксплуатация	
1. Отсутствие или недостаток необходимого искусственного освещения	+	+	ГОСТ Р 55710-2013. Освещение рабочих мест внутри зданий. Нормы и методы измерений [35].

## Окончание таблицы 18

2. Статические физические перегрузки, связанные с рабочей позой	+	+	ГОСТ 12.2.032-78. Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования [30].
3. Умственное перенапряжение, в том числе вызванное информационной нагрузкой	+		ГОСТ Р ИСО 10075-2-009. Эргономические принципы обеспечения адекватности умственной нагрузки. Часть 2. Принципы проектирования [36].
4. Монотонность труда, вызывающая монотонию	+	+	ГОСТ Р ИСО 10075-2-009. Эргономические принципы обеспечения адекватности умственной нагрузки. Часть 2. Принципы проектирования [36].
5. Нервно-психические перегрузки, связанные с напряженностью трудового процесса	+		ГОСТ Р ИСО 10075-2-009. Эргономические принципы обеспечения адекватности умственной нагрузки. Часть 2. Принципы проектирования [36].
6. Поражение электрическим током	+	+	ГОСТ 12.1.038-82 ССБТ. Электробезопасность. Предельно допустимые уровни напряжений прикосновения и токов [37].

### 5.2.1 Отсутствие или недостаток необходимого искусственного освещения

В аудитории 135 2 корпуса ТПУ имеется совмещенное освещение, которое предполагает комбинацию естественного освещения от окна с искусственным от люминесцентных ламп. Недостаточная освещенность рабочей зоны помещения, оборудованной ПЭВМ – немаловажная причина снижения эффективности труда в следствии нарушения работы зрительного анализатора, что в долгосрочном периоде негативно отражается на здоровье зрительной системы работника. При работе с персональным компьютером освещение должно быть общим и равномерным, если трудовая деятельность подразумевает

дополнительно работу с документацией, то к общему освещению должны быть установлены светильники или иные устройства местного освещения. Согласно рекомендациям, окна в помещениях с ПЭВМ должны быть расположены таким образом, чтобы естественный свет падал сбоку, желательно с левой стороны от рабочего места. В таблице 19 представлены нормы освещенности рабочих мест.

Таблица 19 – Нормы освещенности рабочих мест [35]

Наименование помещения/вида деятельности	$E_{экс}$ , лк	$U_0$ , не менее	$R$ , не более	$R_a$ , не менее	$K_n$ , не более
Кабинеты, лаборатории и кабинеты труда	500	0,6	19	80	10
Компьютерные классы	300	0,6	19	80	5

При недостатке на рабочем месте естественного света можно выполнить следующие мероприятия [35]:

- уменьшение времени пребывания работника в данном помещении;
- улучшение условий, создаваемых искусственным освещением;
- анализ степени загрязнения стекол в светопроёмах, их чистка и последующие контрольные измерения;
- косметический ремонт помещения с использованием светлых отделочных материалов.

Условия труда по освещённости рабочей зоны советуют допустимым [32].



### 5.2.1.1 Расчет системы искусственного освещения

Расчёт общего равномерного искусственного освещения горизонтальной рабочей поверхности выполняется методом коэффициента светового потока, учитывающим световой поток, отражённый от потолка и стен.

Для расчета выберем двухламповый люминесцентный светильник ОД без защитной решетки. Эти светильники используются в нормальных помещениях с хорошим отражением от потолка и стен, при умеренной влажности и запыленности. Мощность лампы 30 Вт.

Размещение светильников в помещении определяется следующими параметрами, м (рисунок 1):

- $H$  – высота помещения (для аудитории 135 равна 4 метра);
- $h_c$  – расстояние светильников от перекрытия (примем 0,5 м);
- $h_{\text{п}} = H - h_c = 4 - 0,5 = 3,5$  м – высота светильников над полом, высота подвеса;
- $h_{\text{рп}}$  – высота рабочей поверхности над полом (для аудитории 135 равна 0,735 м);
- $h = h_{\text{п}} - h_{\text{рп}} = 3,5 - 0,735 = 2,765$  м – расчетная высота светильника над рабочей поверхностью;
- $L = \lambda \cdot h = 1,4 \cdot 2,765 = 3,87$  м – расстояние между соседними рядами светильников ( $\lambda$  для светильников типа ОД равна 1,4);
- $l = \frac{L}{3} = \frac{3,87}{3} = 1,3$  м – расстояние от крайнего ряда до стены.

Высота подвеса  $h_{\text{п}}$ , равная 3,5 м, соответствует наименьшей допустимой высоте подвеса для двухламповых светильников ОД при непрерывных рядах из одиночных светильников, которая должна быть не меньше 3,5 м.

Длина светильника ОД-2-30 равна 933 мм, расстояние между соседними светильниками в ряду примем равным 50 см.

Количество рядов светильников с люминесцентными лампами определяется по формуле:

$$n_{\text{ряд}} = \frac{(B - \frac{2}{3}L)}{L} + 1, \quad (55)$$

где  $B$  – ширина помещения (5 м для 135 ауд. 2 корпуса);

$L$  – расстояние между соседними рядами светильников.

$$n_{\text{ряд}} = \frac{(5 - \frac{2}{3} \cdot 3,87)}{3,87} + 1 = 1,62 \approx 2 \text{ ряда}$$

Округлим до большего и примем два ряда светильников.

Количество светильников с люминесцентными лампами в ряду определяется по формуле:

$$n_{\text{св}} = \frac{(A - \frac{2}{3} \cdot L)}{l_{\text{св}} + 0,5}, \quad (56)$$

где  $A$  – длина помещения (30 м для 135 ауд. 2 корпуса);

$L$  – расстояние между соседними рядами светильников;

$l_{\text{св}}$  – длина светильника, длина светильника ОД-2-30 равна 933 мм.

$$n_{\text{св}} = \frac{(30 - \frac{2}{3} \cdot 3,87)}{0,933 + 0,5} = 19,1 \approx 20 \text{ светильников}$$

Округлим до большего и примем 14 светильников в одном ряду.

Общее количество светильников равно:

$$N = n_{\text{ряд}} \cdot n_{\text{св}} = 20 \cdot 2 = 40 \text{ светильников}$$

Соответственно количество ламп в 2 раза больше, чем количество светильников, и равно 80 штук.

Индекс помещения рассчитывается по формуле:

$$i = \frac{S}{h \cdot (A+B)}, \quad (57)$$

где  $S$  – площадь освещаемого помещения,  $\text{м}^2$ ;

$h$  – расчетная высота светильника над рабочей поверхностью,  $\text{м}$ ;

$A, B$  – длина и ширина помещения.

$$i = \frac{5 \cdot 30}{2,765 \cdot (5 + 30)} = 1,55$$

Световой поток лампы  $\Phi$  определяется по формуле:

$$\Phi = \frac{E_n \cdot S \cdot K_3 \cdot Z}{N_l \cdot \eta}, \quad (58)$$

где  $E_n$  – нормативная освещенность по СП 52.13330.2016, лк;

$S$  – площадь освещаемого помещения,  $\text{м}^2$ ;

$K_3$  – коэффициент запаса, учитывающий загрязнение светильника (источника света, светотехнической арматуры, стен и прочих отражающих поверхностей);

$Z$  – коэффициент неравномерности освещения (для люминесцентных ламп равен 1,1);

$N_l$  – число ламп в помещении;

$\eta$  – коэффициент использования светового потока.

Примем состояние потолка – свежепобеленный, коэффициент отражения  $\rho_{\text{п}} = 70 \%$ .

Примем состояние стен – свежепобеленные с окнами без штор, коэффициент отражения  $\rho_{\text{ст}} = 50 \%$ .

Для найденных коэффициентов отражения от стен и потолка и рассчитанному индексу помещения, найдем коэффициент использования светового потока, равный 56% [38].

Помещение относится к помещению с малым выделением пыли, коэффициент запаса равен 1,5.

Нормативная освещенность, согласно СП 52.13330.2016, для работ средней точности, разряд В-1, равна 200 лк на рабочей поверхности от системы общего освещения.

$$\Phi = \frac{200 \cdot 150 \cdot 1,5 \cdot 1,1}{80 \cdot 0,56} = 1105 \text{ лм}$$

Выполним проверку полученных значений:

$$\Delta = \frac{\Phi_{\text{л.станд}} - \Phi_{\text{л.расч}}}{\Phi_{\text{л.станд}}} \cdot 100, \quad (59)$$

где  $\Phi_{\text{л.станд}}$  – стандартный световой поток люминесцентной лампы 30 Вт, равный 1650 лм для лампы ЛД [38].

$$\Delta = \frac{1650 - 1105}{1650} \cdot 100 = 33\%$$

Расчетное значение выходит за диапазон -10...+20 %, поэтому скорректируем число светильников в ряду до 15, таким образом общее число светильников равно 30, количество ламп 60, расстояние между светильниками в ряду равно 0,89 м.

$$\Phi = \frac{200 \cdot 150 \cdot 1,5 \cdot 1,1}{60 \cdot 0,56} = 1473 \text{ лм}$$

$$\Delta = \frac{1650 - 1473}{1650} \cdot 100 = 11\%$$

Таким образом, рассчитанный световой поток лампы входит в диапазон, расчет выполнен верно.

Схема размещения светильников в помещении для люминесцентных ламп приведена на рисунке 24.

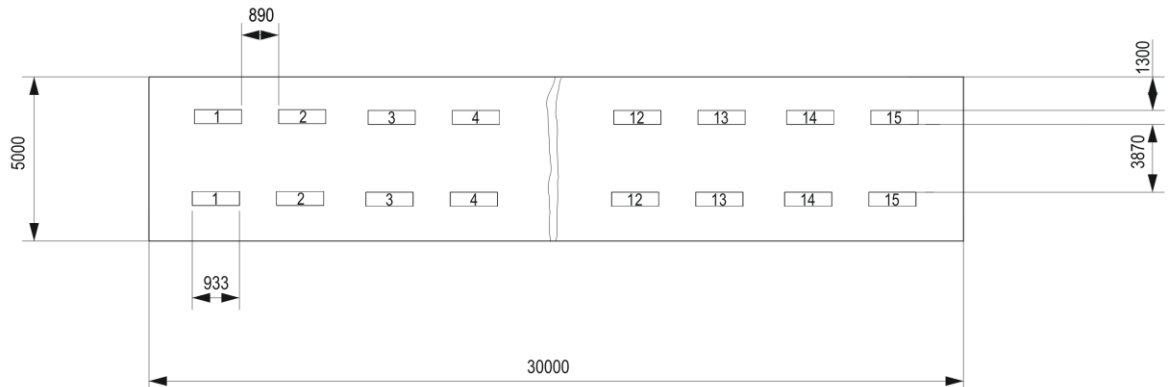


Рисунок 24 – Схема размещения светильников ОД-2-30 в помещении для люминесцентных ламп

Основные расчетные параметры высоты светильников приведены на рисунке 25.

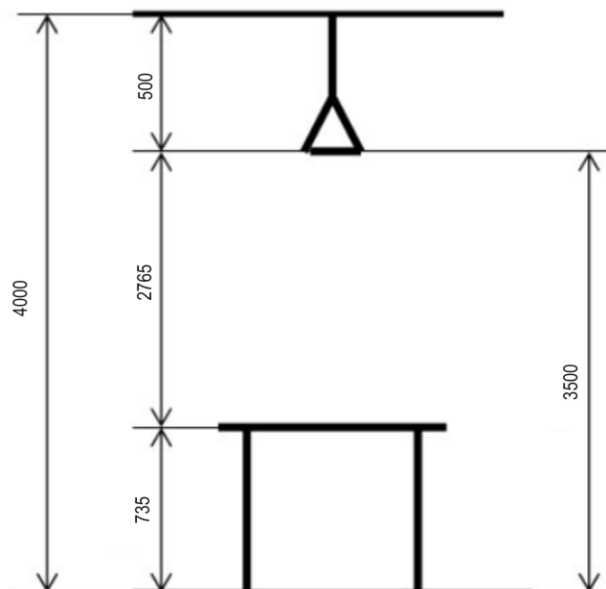


Рисунок 25 – Основные расчетные параметры высоты светильников

### **5.2.2 Статические физические перегрузки, связанные с рабочей позой**

Работы по созданию модели процесса сепарации имеют сидячий характер работы в течении нескольких часов в день за рабочим столом с ПЭВМ и периферией.

Неправильное положение тела является причиной болей в области спины, шеи, сердца, хронических мигреней, что снижает эффективность работы и наносит вред здоровью работника.

На рабочем месте, предназначенном для работы в положении сидя, рабочие столы должны иметь пространство для размещения ног высотой не менее 600 мм, глубиной - не менее 450 мм на уровне колен и 600 мм на уровне стоп, шириной не менее 500 мм.

Клавиатура должна располагаться на поверхности стола на расстоянии 100-300 мм от края, со стороны работника. Также рекомендуется располагать плоскость экрана монитора ниже уровня глаз пользователя под углом 15°. При этом расстояние от глаз до монитора должно составлять 600-700 мм.

Для минимизации воздействия фактора необходимо приведение рабочего места к требованиям ГОСТ 12.2.032-78 – переоснащение рабочих мест под требуемую высоту, установка регулируемых по высоте и спине стульев, а также самоорганизация работников по проведению разминки для снижения негативного влияния статичного сидячего положения на мышечную и опорно-двигательную систему.

Условия труда, связанные с рабочей позой, советуют допустимым [30].

### **5.2.3 Перечень факторов, связанных с нервно-психическими перегрузками, умственной работой, монотонией**

Факторы возникают при обработке большого количества информации, сложности рабочих требований, распределении нескольких задач во времени, нагрузке на кратковременную и долговременную память, повторяемости

однотипных действий, ограничениях по времени и зависимости от работы других операторов.

Их воздействие на человека вызывает усталость, снижение мотивации, повышение вероятности ошибок, снижение внимания.

Для того чтобы избежать отрицательного влияния рабочей системы на пользователей, необходимо подстраивать ее под пользователя. Проектируемая или перепроектируемая рабочая система с самого начала требует учета человеческих, технологических и организационных факторов и их взаимодействий. Это означает необходимость привлечения специалистов по эргономике на возможно более ранних этапах проектирования.

Для достижения и верификации оптимального качества проекта в процессе проектирования или перепроектирования должны быть учтены знания и опыт пользователей. Для достижения этого применяют методы работы, при которых ожидания пользователей относительно качества проекта учитывают в процессе проектирования. Подобный подход обеспечивает достижение результатов, ориентированных на пользователя, и одобрение проекта со стороны пользователя, что содействует достижению эффективности системы в целом. Если проектируется новая система, то разработчик должен принять во внимание способности, навыки, опыт и ожидания потенциальных пользователей.

Для минимизации воздействий факторов предлагаются следующие мероприятия [36]:

- постановка однозначных целей и задач работы;
- необходимо избегать малой сложности задач;
- для задач высокой сложности необходима система поддержки принятия решений;
- информация для работы не должна быть недостаточной или излишней, должна быть однозначной;
- выполняемые задачи должны быть распределены во времени по важности исполнения;
- соблюдение продолжительности рабочего времени, наличие перерывов для отдыха;
- автоматизация постоянных периодических задач;
- ротация рабочих мест.

Условия труда рабочей зоны соответствуют нормам [36].

#### **5.2.4 Поражение электрическим током**

Основными непосредственными причинами электротравматизма, являются:

- непосредственное прикосновение к открытым токоведущим частям и проводам;
- прикосновения к токоведущим частям, изоляция которых повреждена; прикосновение к металлическим частям оборудования, случайно оказавшихся под напряжением;
- касания к токоведущим частям при помощи предметов с низким сопротивлением изоляции;
- отсутствие или нарушение защитного заземления;
- воздействия электрического тока через дугу.

Проходя через организм человека, электрический ток может производить термическое, электролитическое, механическое, биологическое действия.

Для предотвращения поражения электрическим током, где размещаются рабочее место с ЭВМ в аудитории 135 2 корпуса ТПУ, оборудование оснащено защитным заземлением, зануление; предусмотрены предохранительные устройства; токопроводящие кабели заизолированы. По опасности поражения электрическим током рабочая зона относится к первому классу – помещения без повышенной опасности (сухое, хорошо отапливаемое, помещение с токонепроводящими полами, с температурой 18-20°, с влажностью 40-50%) [37].

Мерами защиты от воздействия электрического тока на человека в рассматриваемом случае являются изолирующие устройства и покрытия, устройства защитного заземления, устройства автоматического отключения, предохранительные устройства, которые уже предусмотрены в аудитории. От исправности средств реализации данных мер напрямую зависит безопасность работника. Помимо технических мер защиты должны приниматься следующие



меры: своевременное проведение инструктажей по электробезопасности для рабочего персонала, к работе допускаются сотрудники, прошедшие инструктаж и имеющие допуск к работе. Условия труда рабочей зоны соответствуют установленным правилам электробезопасности [37].

## **5.3 Экологическая безопасность**

### **5.3.1 Воздействие на селитебную зону и литосферу**

На данном рабочем месте выявлен предполагаемый источник загрязнения окружающей среды, а именно воздействие на литосферу в результате образования отходов при поломке предметов вычислительной техники и оргтехники.

Вышедшее из строя ПЭВМ и сопутствующая оргтехника относится к IV классу опасности и подлежит специальной утилизации. Для оказания наименьшего влияния на окружающую среду, необходимо проводить специальную процедуру утилизации ПЭВМ и оргтехники, при которой более 90% отправится на вторичную переработку и менее 10% будут отправлены на свалки. При этом она должна соответствовать процедуре утилизации ГОСТ Р 53692-2009 Ресурсосбережение. Обращение с отходами. Этапы технологического цикла отходов [39].

В ходе деятельности организация также создает бытовой мусор (канцелярские, пищевые отходы, искусственные источники освещения), который должен быть утилизирован в соответствии с определенным классом опасности или переработан, чтобы не оказывать негативное влияние на состояние литосферы и селитебной зоны города.

### **5.3.2 Воздействие на атмосферу**

На данном рабочем месте выявлен предполагаемый источник загрязнения окружающей среды, а именно воздействие на атмосферу в результате утилизации люминесцентных ртутных ламп.

Люминесцентные лампы относятся к отходам первого класса опасности, описаны в ФККО и имеют код 3533010013011. Ртутные лампы, люминесцентные ртутьсодержащие трубки отработанные и брак.

По классификации ртуть-содержащих отходом относятся к 3 группе по ГОСТ Р 52105-2003. Ресурсосбережение. Обращение с отходами. Классификация и методы переработки ртутьсодержащих отходов. Основные положения [40].

Отходы 3-й группы перерабатывают на специализированных предприятиях с целью выделения из них металлической ртути или ее соединений, пригодных для повторного использования. При отсутствии технологии переработки или нецелесообразности такой переработки (малое количество таких отходов) отходы складировать с целью их последующей переработки с учетом требований ГОСТ 12.3.031.

### **5.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях**

К возможным чрезвычайным ситуациям на данном рабочем месте выделяют внезапное обрушение здания, аварии на коммунальных системах жизнеобеспечения населения, пожар, угроза пандемии.

С учетом специфики работы и наличием вычислительной техники в помещении наиболее вероятно возникновение пожара, под которым понимается вышедший из-под контроля процесс горения, обусловленный возгоранием вычислительной техники и угрожающий жизни и здоровью работников.

Причинами возгорания при работе с компьютером могут быть:

- токи короткого замыкания;

- неисправность устройства компьютера или электросетей;
- небрежность оператора при работе с компьютером;
- возгорание ПК из-за перегрузки.

В связи с этим, согласно ГОСТ 12.1.004-91 «Пожарная безопасность. Общие требования», при работе с компьютером необходимо соблюдать следующие нормы пожарной безопасности [41]:

- для предохранения сети от перегрузок запрещается одновременно подключать к сети количество потребителей, превышающих допустимую нагрузку;
- работы за компьютером проводить только при исправном состоянии оборудования, электропроводки;
- иметь средства для тушения пожара (огнетушитель);
- установить количество, размеры и соответствующее конструктивное исполнение эвакуационных путей и выходов;
- обеспечить возможность беспрепятственного движения людей по эвакуационным путям.

Прокладка всех видов кабелей в металлических газонаполненных трубах – отличный вариант для предотвращения возгорания. При появлении пожара, любой, увидевший пожар должен незамедлительно заявить о данном в пожарную службу по телефонному номеру 01 или 112, заявить о происшествии и соблюдать покой.

В случае возникновения пожара в здании автоматически срабатывают датчики пожаротушения, и звуковая система оповещает всех сотрудников о немедленной эвакуации из здания и направляются на выход в соответствии с планом эвакуации при пожарах и других ЧС (рисунок 26). На этаже находится 12 огнетушителей, 2 пожарных крана, а также 2 эвакуационных выхода.

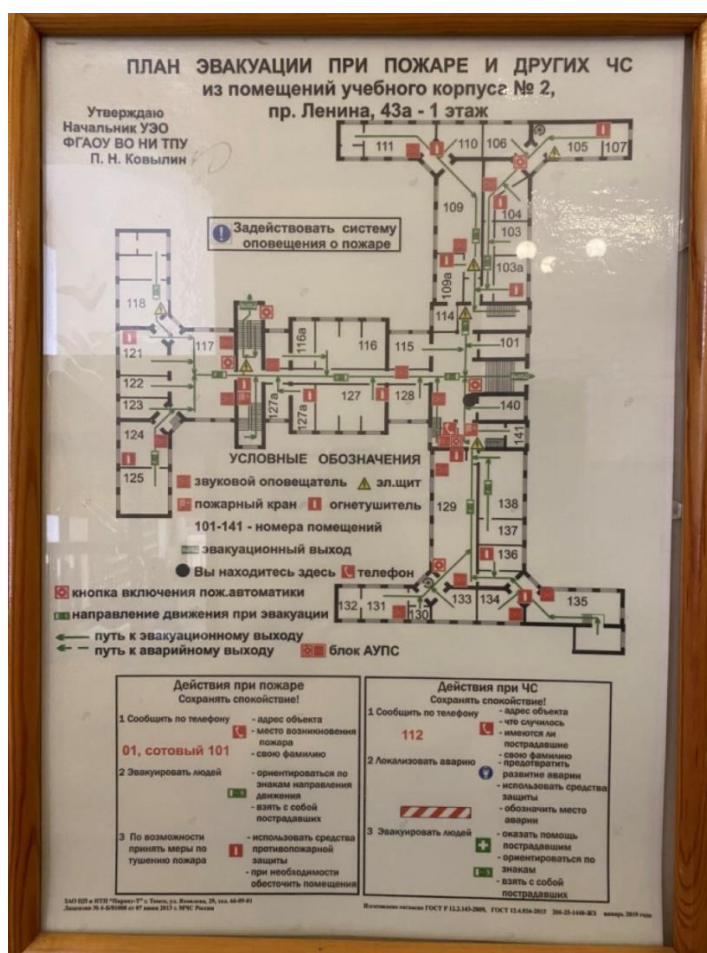


Рисунок 26 – План эвакуации при пожаре и других ЧС из помещений учебного корпуса №2 ТПУ

### 5.5 Вывод по разделу социальная ответственность

В разделе 1 овящены основные правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности, где проведен анализ рабочего места с целью определить его соответствию требованиям ГОСТ 12.2.032-78 для снижения влияния вредного фактора «Статические физические перегрузки, связанные с рабочей позой» по ГОСТ 12.0.003-2015.

Дополнительно был проведен анализ других опасных и вредных факторов, определены их источники, влияние на организм человека, нормативные величины и отражены предполагаемые меры защиты от их влияния.

Также в разделе был проведен расчет системы искусственного освещения, по результатам которого был сделан выбор светильников ОД-2-30 с лампами мощностью 30 Вт для соответствия требованиям СП 52.13330.2016 и ГОСТ 12.2.032-78 по нормам освещенности рабочего места. Схема размещения светильников, их количество, а также основные расчетные параметры высоты приведены на рисунках 1 и 2. Данный расчет позволит снизить влияние вредного фактора недостаточной освещенности рабочего места.

Были определены основные источники загрязнения и их влияние на окружающую среду – атмосферу, селитебную зону и литосферу, приведены нормативы сбросов, а также методы утилизации отходов.

В заключении, был проведен анализ чрезвычайных ситуаций (ЧС), которые могут произойти на рабочем месте, и подробно описаны источники возникновения наиболее вероятного – пожара на рабочем месте. Приведены меры по предупреждению чрезвычайной ситуации и план действий при возникновении ЧС.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе магистерской диссертации был проведен литературный обзор технологий подготовки природного и попутного нефтяного газа с точки зрения осушки до точки росы по воде и углеводородам с применением процессов сепарации, рассмотрены процессы гидратообразования газа для обозначения актуальности и важности определения оптимального расхода подачи метанола, приведены основные моделирующие программные комплексы, позволяющие рассчитывать процессы сепарации углеводородных систем с полярными компонентами для обоснования целесообразности разработки собственного программного модуля, а также выделения основных конкурентов и требований к собственной разработке. Также был приведен математический аппарат основных термодинамических уравнений состояния реального газа, применяемых для расчета углеводородных систем.

В разделе 2 магистерской диссертации был приведен математический аппарат и алгоритм расчета уравнения состояния Пенга-Робинсона для расчета процессов сепарации с учетом полярных компонентов, а также расчет основных констант и величин, вытекающих из уравнения состояния.

В разделе 3 магистерской диссертации приведено сравнение составов фаз, их долей, расхода ингибитора гидратообразования, критических параметров системы, рассчитанных в программном комплексе Aspen HYSYS и в разработанном расчетном модуле процессов сепарации по уравнению Пенга-Робинсона с учетом полярных компонентов. По результатам сравнения делаем вывод о высокой сходимости расчетов в разработанном модуле. Погрешность расчета составов фаз не более 5% по углеводородным компонентам, не более 10% по неуглеводородным газам, не более 20-30% по полярным компонентам. Погрешность по полярным компонентам объясняется их низкой концентрацией, отличие в концентрациях проявляется в 3-4 знаках. Выявленные погрешности зависят от неучтенных моделей уноса в HYSYS, которые не относятся к

уравнению состояния, а также от использования различных баз бинарных коэффициентов.

Погрешность расчета параметров фазовой кривой не превышает 3%. Рассчитанная подача метанола по СТО Газпром 3.1-3-010-2008 «Методика расчета норм расхода химреагентов по газодобывающим предприятиям ПАО «Газпром» находится между двумя наиболее часто используемыми моделями расчета подачи метанола в HYSYS – HYSYS PR CSM и HYSYS CPA CSM.

В разделе 4 приведен финансовый менеджмент разработанного программного решения, обозначены основные конкуренты, конкурентные преимущества, рассчитаны интегральные критерии эффективности проекта, его бюджет и временные рамки разработки и реализации.

В разделе 5 приведена социальная ответственность, рассмотрены основные вредные и опасные производственные факторы на рабочем месте при разработке и использовании программного модуля, приведены мероприятия по снижению их влияния, рассмотрены экологические аспекты влияния деятельности по разработке программного модуля на окружающую среду, основные чрезвычайные ситуации, которые могут произойти на рабочем месте, а также мероприятия по их предупреждению и ликвидации.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 СТО Газпром 089-2010. Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия. М., 2011 – 19 с.
- 2 Рудой Ю. Г. Уравнение состояния // Большая российская энциклопедия. – Т 33. – Москва, 2017. – С. 65.
- 3 Soave G. Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state // Chemical Engineering Science. – Vol. 27. – I. 6. – 1972. – p. 1197-1203.
- 4 Peng D. Y., Robinson D. B.. A new two-constant equation of state // Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals. – Vol. 15. – 1976. – p. 59–64.
- 5 Robinson D. B., Peng D.Y.. The development of the Peng - Robinson equation and its application to phase equilibrium in a system containing methanol // Fluid Phase Equilibria. – Vol. 24. – I. 1-2 – 1985. – p. 25–41.
- 6 Yan W., Kontogeorgis G. M., Stenby E. H. Application of the CPA Equation of State to Reservoir Fluids in Presence of Water and Polar Chemicals // SPE Annual Technical Conference and Exhibition. – Anaheim, 2007. – 6 p.
- 7 Подготовка природного газа к транспорту: учебное пособие // Кафедра термодинамики и тепловых двигателей РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина. – Москва, 2021. – 78 с.
- 8 Turboexpander Optimization // TMI Staff & Contributors. – 2015. – Режим доступа: <https://www.turbomachinerymag.com/view/turboexpander-optimization>
- 9 Jacobson W., Mirsky S. Enhanced Control Techniques for Cryogenic Turboexpander Recompressors // Control for Cryogenic Turboexpanders. – 2014. – 6 p.
- 10 ГОСТ Р 54389-2011. Конденсат газовый стабильный. Технические условия. М.: Стандартинформ, 2019. – 10 с.
- 11 ГОСТ Р 52087-2018. Газы углеводородные сжиженные топливные. Технические условия. М.: Стандартинформ, 2018. – 20 с.



12 Пропановые холодильные установки: статья // Инжиниринговая компания «ГазСёрф». – 2023. – Режим доступа: <https://gazsurf.com/ru/gazopererabotka/oborudovanie/modelnyj-ryad/item/propanovye-kholodilnye-ustanovki>

13 Низкотемпературная абсорбция (НТА): статья // Электронный журнал Neftegas.ru. – Режим доступа: <https://neftegaz.ru/tech-library/ngk/147934-nizkotemperaturnaya-absorbtsiya-nta>

14 Истомин В. А., Якушев В. С. Газовые гидраты в природных условиях. – М.: Недра, 1992. – 236 с.

15 СТО Газпром 3.1-3-010-2008. Методика расчета норм расхода химреагентов по газодобывающим предприятиям ПАО «Газпром». М.: ОАО «Газпром», 2009. – 45 с.

16 Aspen HYSYS Process Simulation Software // Aspen Technology Inc. – Режим доступа: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-hysys>

17 Манихин О.Ю., Ожерельев Д.А., Медведев М.В., Георгиевская Н.Р. Комплексное моделирование технологических процессов промышленной подготовки углеводородного сырья с применением отечественного программного обеспечения // Газовая промышленность. – №7 (771). – 2018.

18 Арнольд К., Стюарт М. Справочник по оборудованию для комплексной подготовки нефти // К. Арнольд, М. Стюарт. – Москва: Премиум Инжиниринг, 2009. – 632 с.

19 Сиротин С. А., Курятников А. А. Российская система технологического моделирования GIBBS для нефтегазовой отрасли // GIBBS – моделирование в нефтегазовой отрасли. – Режим доступа: <http://www.gibbsim.ru/node/10>

20 Программный комплекс AEROSYM - замена Aspen HYSYS: статья // ООО «Аэрогаз» – Режим доступа: <https://aerogas.ru/aerosym.html>

21 Symmetry Process Software Platform // SLB – Режим доступа: <https://www.software.slb.com/products/symmetry>

22 Григораш Д. Кубические уравнения состояния. Правила смешения // Д. Григораш. – Лаборатория химической термодинамики МГУ, 2021. – 16 с.

23 Алиев И.А. Расулов С.М. Фазовое равновесие в водоуглеводородных системах // И.А. Алиев, С.М. Расулов. – Современные наукоемкие технологии. – 2011. – № 3 – С. 16-19.

24 Pitzer K. S. The Volumetric and Thermodynamic Properties of Fluids. I. Theoretical Basis and Virial Coefficients // American Chemical Society. – Vol. 77. – 1955. – P. 3427–3433.

25 Huang, S. H., Radosz, M. Equation of State for Small, Large, Polydisperse, and Associating Molecules // Ind. Eng. Chem. Res. – Vol. 29. – 1990.

26 Wilson G. M. Vapor–Liquid Equilibrium. XI. A New Expression for the Excess Free Energy of Mixing. // Journal of the American Chemical Society. – Vol. 86. – 1964. – P. 127-130.

27 Rachford H. H., Rice J. D. Procedure for Use of Electronic Digital Computers in Calculating Flash Vaporization Hydrocarbon Equilibrium // Journal of Petroleum Technology. – Vol. 195. – 1952. – P. 327-328.

28 Viète, F. Opera mathematica. 1579 // Reprinted Leiden, Netherlands, 1646.

29 Kyle B. G. Chemical and Process Thermodynamics (3rd Edition) // B. G. Kyle. – Prentice Hall, 1999. – 764 p.

30 ГОСТ 12.2.032-78. Система стандартов безопасности труда. Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования. М., 1979. – 9 с.

31 Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 № 197-ФЗ (ред. от 01.04.2019) // Собрание законодательства РФ. – 07.01.2002.

32 Федеральный закон "О специальной оценке условий труда" от 28.12.2013 N 426-ФЗ // Собрание законодательства РФ. – 28.12.2013.

34 ГОСТ 12.0.003-2015. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы. Классификация. М: Стандартинформ, 2019. – 9 с.

35 ГОСТ Р 55710-2013. Освещение рабочих мест внутри зданий. Нормы и методы измерений. М: Стандартинформ, 2016. – 19 с.

36 ГОСТ Р ИСО 10075-2-009. Эргономические принципы обеспечения адекватности умственной нагрузки. Часть 2. Принципы проектирования. М.: Стандартинформ, 2010 – 11 с.

37 ГОСТ 12.1.038-82 ССБТ. Электробезопасность. Предельно допустимые уровни напряжений прикосновения и токов. М., 1983. – 7 с.

38 Расчёт искусственного освещения. Методические указания к выполнению индивидуальных заданий для студентов дневного и заочного обучения всех направлений и специальностей ТПУ. – Томск: Изд. ТПУ, 2008. – 20 с.

39 ГОСТ Р 53692-2009. Ресурсосбережение. Обращение с отходами. Этапы технологического цикла отходов. М.: Стандартинформ, 2019. – 15 с.

40 ГОСТ Р 52105-2003. Ресурсосбережение. Обращение с отходами. Классификация и методы переработки ртутьсодержащих отходов. Основные положения. М., 2004. – 6 с.

41 ГОСТ 12.1.004-91. Пожарная безопасность. Общие требования. М.: Стандартинформ, 2006. – 68 с.

42 Kauffman, G. B. Hydrate // Encyclopedia Britannica. – 2021.

43 Connelly N. G., Damhus T. Nomenclature of Inorganic Chemistry IUPAC recommendations // International Union of Pure and Applied Chemistry. – 2005. – 377 p.

44 Zhenhao D., Ding L., Yali C. The influence of temperature, pressure, salinity and capillary force on the formation of methane hydrate // Geoscience Frontiers. – Vol. 2. – I. 2. – 2011. – P. 125-135.

45 Yu J., Hui C. Quantitative hydrate deposition prediction method and application in deep-water or permafrost gas pipelines // 5th International Symposium on Resource Exploration and Environmental Science. – 2021. – 9 p.

46 James G. S. Properties Processing of Gas From Tight Formations // Deep Shale Oil and Gas. – Gulf Professional Publishing, 2017. – P. 307-347.

47 Maurice I. S. Hydrate Prediction and Prevention // Surface Production Operations (Third Edition). – Gulf Professional Publishing, 2014. – P. 215-258.

- 48 Elhenawy, S., Towards Gas Hydrate-Free Pipelines: A Comprehensive Review of Gas Hydrate Inhibition Techniques. // Energies. – Vol.15. – 2022. – 44 p.
- 49 Sun, S., Jie & Yu, Dejin. Dissociation enthalpy of methane hydrate in salt solution // Fluid Phase Equilibria. – 456. – 2017.
- 50 Evaluation of the fate and transport of methanol in the environment // American Methanol Institute, 1999. – 69 p.
- 51 Ethylene Glycol (MEG-DEG-TEG) // Royal Global Energy. – Режим доступа: <https://royalglobalenergy.com/service/ethylene-glycol/>
- 52 John C. Inhibiting hydrate formation with chemicals // Natural Gas Hydrates (Fourth Edition). – Gulf Professional Publishing, 2020. – P. 163-208.
- 53 Huo Z., Freer E., Lamar M. Hydrate plug prevention by anti-agglomeration // Chemical Engineering Science. – Vol. 56. – I. 17. – 2001. – P. 4979-4991.

## Приложение А

(обязательное)

### Hydrate structure, formation and inhibition

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ14	Патрихин Михаил Юрьевич		

Руководитель ВКР:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Долганов Игорь Михайлович	к.т.н		

Консультант-лингвист отделения иностранных языков ШБИП:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Надеина Луиза Васильевна	к.филол.н.		

# **1 Hydrate structure, formation and inhibition**

## **1.1 Hydrate structure and formation processes**

Gas hydrates are solid compounds that form when water interacts with smaller molecules known as "guests," with C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> hydrocarbons, H<sub>2</sub>S, and CO<sub>2</sub> being the most significant for the oil industry. The guests become trapped within water molecules, forming cages. These cages stack together to create a lattice structure, resulting in hydrate crystal formation. Gas hydrates found in oil and gas production facilities exhibit three types of cages [42].

The smallest cage is a regular dodecahedron, capable of accommodating only the smallest guest molecules like CH<sub>4</sub> and H<sub>2</sub>S. The middle-sized cage, shaped like a flattened sphere bounded by twelve pentagons and two hexagons, can hold larger guests. The largest cage, also approximately spherical, is formed by four hexagons and twelve pentagons. The combination of small and middle-sized cages results in a "type I" hydrate crystal lattice, while small and large cages form a "type II" hydrate crystal lattice. Although the gas composition determines the most stable hydrate type, type II hydrates are expected to prevail in most production facilities [43].

The distribution of guest molecules in the lattice determines the detailed composition of gas hydrates. The proportion of empty cages is minimal and depends on factors such as temperature, pressure, and the composition of the system during hydrate formation. Natural gas hydrates consist of approximately 90% water molecules by weight, while the remaining 10% is attributed to the trapped gas molecules. In terms of volume, about 150-180 m<sup>3</sup> of natural gas combines with 0,8 m<sup>3</sup> of water to yield 1 m<sup>3</sup> of gas hydrates. The formation and dissociation of hydrates are chemically reversible, with water and gas returning unaltered upon melting.

For further information, an extensive exploration of clathrate hydrates is available, offering a historical overview, discussion of future trends, and industrial applications in natural gas production and processing. Natural gas hydrates typically

form under lower temperatures and elevated pressures, as depicted in Figure A.1. The yellow curve in the diagram represents the boundary between regions where hydrates can or cannot exist. The pressure-temperature range that supports stable hydrates is known as the "hydrate region," and the corresponding phase boundary is termed the "hydrate curve."

The position of the hydrate curve in the pressure-temperature plane depends on the composition of the production stream. The hydrate dissociation temperature, also known as the hydrate equilibrium temperature, defines the highest temperature at the given pressure where thermodynamically stable hydrates can exist in the known composition system [44]. Generally, higher pressures correspond to higher hydrate dissociation temperatures. The hydrate curve in Figure A.1 illustrates the relationship between the hydrate dissociation temperature and pressure, serving as a thermodynamic reference.

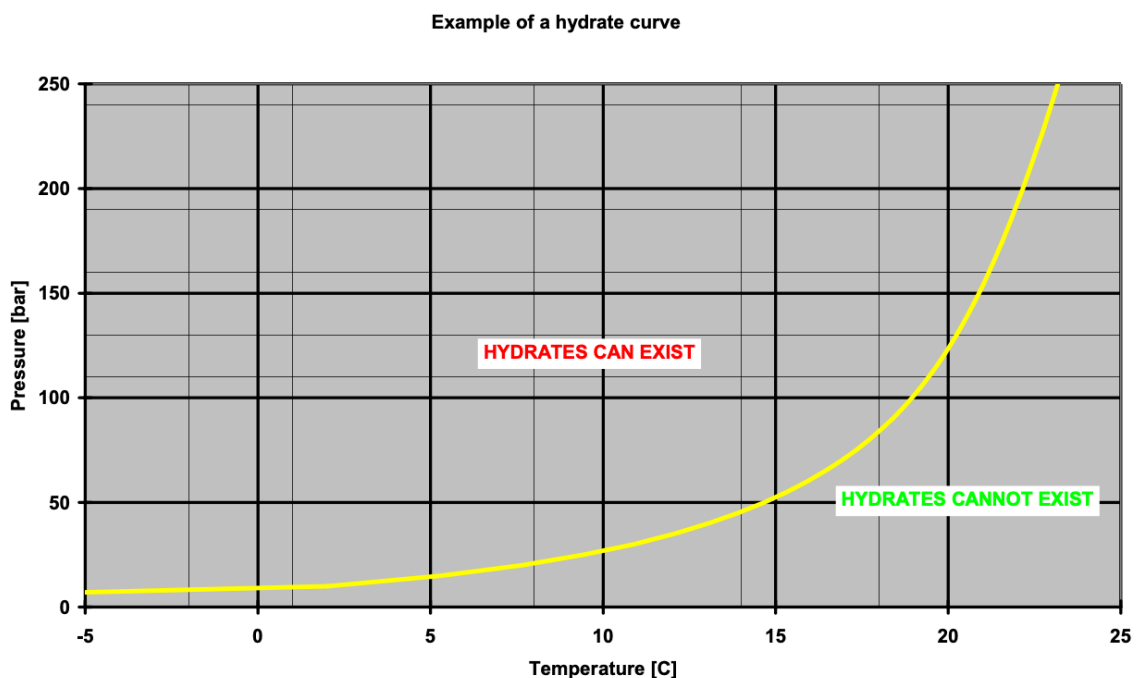


Fig. A.1 Example of hydrate curve

The pressure-temperature region within which hydrates are stable (i.e. the position of the hydrate curve in the P-T plane) depends on the composition of the production stream.

The hydrate dissociation temperature (also often referred to as the hydrate equilibrium temperature) is defined as the highest temperature at which, at a given pressure, thermodynamically stable hydrates can exist in a system of known composition. In general, the higher the pressure, the higher the temperature at which stable hydrates can exist. The hydrate dissociation temperature is thermodynamically well defined. The “hydrate curve” in Figure A.1 is merely a plot of the hydrate dissociation temperature versus the pressure.

Under certain conditions hydrate accumulations build up as a gradually thickening layer that adheres to the surface of a pipeline. Hydrates that are formed from a water layer that wetted the pipeline wall are very firmly bound to metal surfaces, much like after a night frost a layer of ice can be very firmly bound to a car window. Shear stresses of approximately 1 and 10 bar are required to shear off a solid layer of hydrates from Teflon and carbon steel surfaces, respectively. For pipeline hydrates (a polycrystalline species) this shear stress will be appreciably lower [45].

After all the water is converted into hydrates, dry hydrate crystals that are present in the bulk stream will not anymore adhere to metal surfaces. However, this does not necessarily mean that large amounts of dry hydrates can be continuously transported through pipelines. For continuous transportation it is required that these crystals remain homogeneously dispersed in the oil or condensate stream, whereas the viscosity of such hydrate slurries increases rapidly with increasing hydrate loading. Further, if wet oil and/or gas are continuously transported through, and gradually cooled in, the initially warm upstream sections of a pipeline the downstream sections of which operate inside the hydrate region, there will always be a region downstream of this location where wet hydrates will be continuously forming.

Hydrates grow predominantly at interfaces between the (liquid or gaseous) hydrocarbon phases and the liquid aqueous phase. This is because these interfaces are



the only locations at which both water and gas molecules (the basic ingredients of hydrates) are present in high concentrations.

Under stagnant conditions a hydrate layer will form at the water/hydrocarbon interface. Especially at gas/condensate interfaces this layer may act as a barrier for the transfer of gas and water molecules between the aqueous and condensate phases. Under such conditions hydrate growth proceeds slowly. In most cases this limited hydrate growth rate is not of practical importance. This is because the hydrate film will be continuously reforming and getting broken up, resulting in rapid hydrate growth, when the agitation is resumed (for example if gas production is restarted after a shut-in period).

When used as hydrate prevention method (dehydration is also frequently applied to prevent corrosion), the aim of gas dehydration is to remove at least so much water such that the hydrate dissociation temperature becomes lower than the operating temperature of the system.

There are few technologies of dehydration.

## **1.2 Gas dehydration technologies**

### **1.2.1 Dehydration with glycol**

In gas dehydration using glycol, the wet gas passes through a column filled with nearly pure glycol, which effectively removes water from the gas. The wet glycol, containing absorbed water, is then directed into a regeneration column where the water is distilled from the glycol. The resulting dry glycol, referred to as lean glycol, is recycled back to the dehydration column (Figure A.2). The most commonly used glycol in this process is triethylene glycol (TEG), although monoethylene glycol (MEG) can also be used with tighter process control [46]. One significant advantage of glycol dehydration is the minimal pressure loss during the dehydration process.

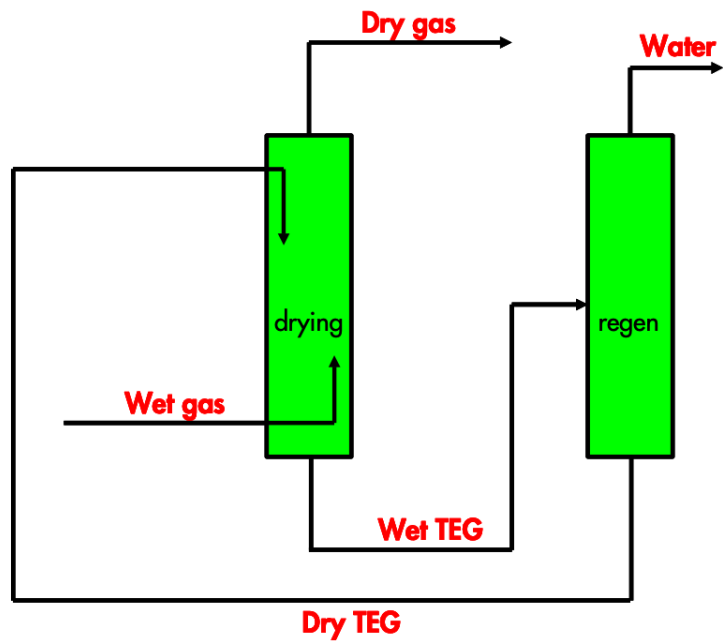


Fig. A.2 Dehydration with glycol

### 1.2.2 The Low temperature separation process

In the low-temperature separation process, the gas, after being separated from bulk liquids, undergoes expansion through a choke, leading to Joule-Thomson cooling. Subsequently, the gas enters a low-temperature separator, where the cold dry gas is separated from condensed liquids. To prevent hydrate formation in the separator, glycol or methanol is usually injected upstream of the choke. The methanol or glycol is commonly recovered using a separate distillation unit. The efficiency of the process is often enhanced by pre-cooling the incoming wet gas with the cold outgoing gas via a gas/gas exchanger.

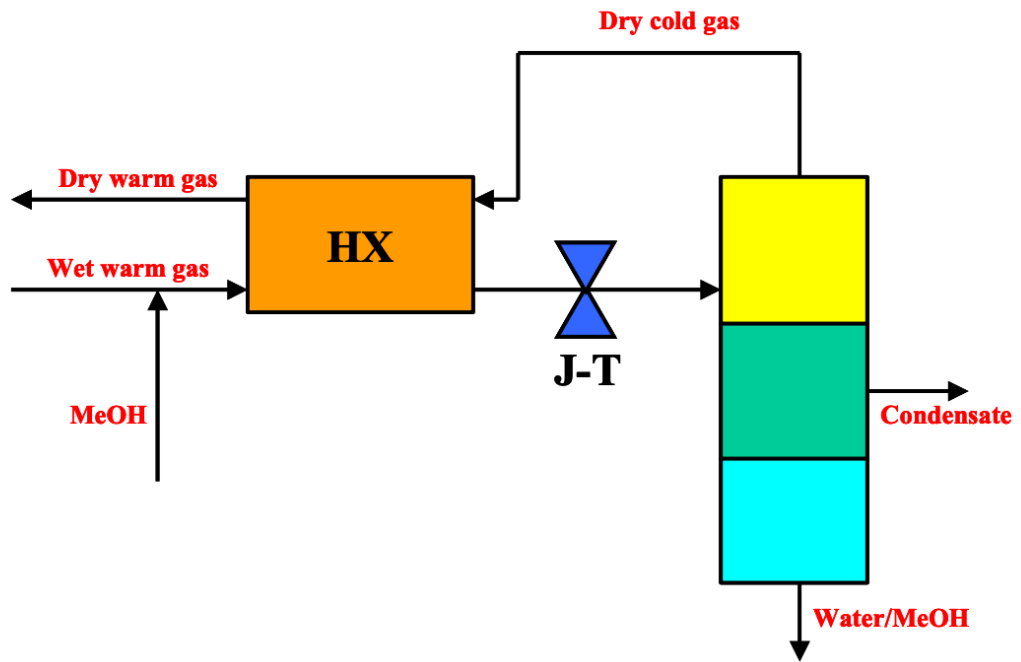


Fig. A.3 Low temperature separation process

### 1.2.3 Molecular sieves

Molecular sieves are employed in a process where wet gas at low temperature flows through a bed containing a molecular sieve, typically a granular zeolite. The molecular sieve adsorbs water during this process, gradually becoming saturated and losing its ability to adsorb more water. To release the adsorbed water, the molecular sieve is heated to a high temperature.

### 1.3 Types of hydrate inhibitors

Chemicals are frequently utilized as hydrate inhibitors. There are three types of anti-hydrate chemicals. First, "thermodynamic hydrate inhibitors" shift the hydrate curve to lower temperatures. Examples of commonly known thermodynamic hydrate inhibitors include methanol, mono-ethylene glycol (MEG), and salt. The second type, "kinetic hydrate inhibitors," temporarily prevent hydrate crystallization. The third type,

"hydrate anti-agglomerants," prevent the formation of hydrate plugs by inhibiting the agglomeration of hydrate crystals [47].

Now, let's delve into the main types of chemical inhibition.

### **1.3.1 Thermodynamic hydrate inhibitors**

Thermodynamic hydrate inhibitors function by shifting the hydrate curve to lower temperatures, similar to the process of dehydration. Their primary mechanism involves reducing the activity of water and, consequently, the partial pressure of water in the gas phase. The addition of certain substances to the water phase lowers the freezing temperature of water. As a rule of thumb, for small concentrations of dissolved substances, the freezing temperature decreases by approximately one degree Celsius per mole per cent of molecules or ions dissolved in the water phase [48]. This approximation holds true when the mole fraction of dissolved particles is less than 5%.

For example, if water contains 4,5 mole % of methanol, glycol, or glucose, the freezing point would be approximately minus 4,5°C. Similarly, aqueous solutions containing 2,25 mole % of NaCl (dissociating into two ions) or 1,5 mole % of CaCl<sub>2</sub> or MgCl<sub>2</sub> (dissociating into three ions) would also have a freezing point around 4.5°C. However, when concentrations exceed 5 mole %, the freezing point depression becomes dependent on the specific dissolved chemical, and the actual freezing temperature may be lower than predicted by the rule of thumb.

Salts are effective in lowering the hydrate dissociation temperature [49]. In some cases, the produced water already contains sufficient salinity to prevent hydrate formation. If only a small degree of additional hydrate suppression is required, concentrated brine can be injected to prevent hydrate formation. This method can be cost-effective when only small amounts of production water are involved, and the production and injection facilities can handle salts without corrosion issues. Salts are inexpensive and environmentally safe.

Methanol is a commonly used hydrate inhibitor due to its relatively low cost (although prices can fluctuate significantly) and widespread availability. Its

effectiveness is attributed to its low molecular weight and complete miscibility with water. For a given weight fraction of methanol or glycol present in the water phase, methanol can shift the hydrate curve to lower temperatures compared to glycol.

However, in cases where large amounts of hydrocarbons are produced alongside minimal water, a higher quantity of methanol may need to be injected due to its higher solubility in hydrocarbon phases. This increased solubility in hydrocarbons can be a significant economic drawback since refineries often impose penalties for the presence of methanol in the hydrocarbon feed. Methanol negatively impacts water treatment facilities and catalyst performance in catalytic crackers. In extreme cases, these penalties can render hydrocarbon liquids and LPG fractions valueless or unacceptable to the refinery. Additionally, methanol cannot be continuously injected if the gas is directed to an LNG plant.

Methanol possesses toxicity to human beings, exhibits a low flashpoint, and yields imperceptible flames upon combustion. Consequently, numerous operators perceive the storage of substantial quantities of methanol, particularly in offshore settings, as a significant Health, Safety, and Environment (HSE) hazard.

In the marine environment, methanol readily undergoes biodegradation, making it a commonly employed once-through inhibitor that is discharged into the sea alongside production water. However, due to increasingly stringent environmental regulations, this practice is expected to cease. Consequently, new developments often incorporate methanol regeneration facilities to sustain continuous methanol injection for hydrate prevention [50].

Efforts to recover methanol from produced water have proven to be challenging. Several methanol regeneration units have been decommissioned due to poor performance. The recovery efficiency is typically much lower compared to the regeneration of MEG (monoethylene glycol), and unless the pressure and temperature conditions within the regeneration unit are precisely controlled, both the BTEX (benzene, toluene, ethylbenzene, and xylene) compounds and methanol evaporate together from the produced water. The accumulation of BTEX in the methanol stream contributed to the abandonment of methanol regeneration facilities. Additionally, the

corrosiveness of warm wet methanol necessitates careful consideration to prevent corrosion in methanol regeneration units.

One advantage of methanol regeneration is the increased solubility of most salts in methanol/water mixtures as the methanol concentration decreases. This typically prevents the precipitation of salts in the regeneration unit, although carbonate scaling remains a potential concern.

However, the declining solubility of salts as methanol concentration increases in the produced water also presents a drawback. When methanol is injected into pipelines transporting sufficiently saline water, salt precipitation within the pipeline can occur. This issue requires careful consideration, especially if salt production is anticipated and methanol is chosen as the inhibitor.

Methanol can exhibit corrosive properties towards umbilicals and pumps. Certain plastics used in umbilicals are permeable to methanol. Therefore, careful selection of materials used in methanol injection systems, as well as methanol pumps, is crucial. Methanol's viscosity is typically an order of magnitude lower than that of glycols, enabling the pumping of methanol over longer distances through umbilicals compared to glycols.

Although not typically advantageous for gas specifications, the partitioning of methanol in the gas phase can be beneficial when the gas is separated from liquids at a higher temperature than the temperature at which the production stream is inhibited against hydrates, under the same pressure. By inhibiting the separated gas phase to lower temperatures than the full production stream, higher temperature separation safeguards the gas against hydrate formation.

When comparing methanol with glycols, there are several key practical distinctions:

- 1) Glycols possess higher molecular weights.
- 2) Glycols exhibit higher densities.
- 3) Glycols have higher viscosities.
- 4) Glycols possess higher melting points.

- 5) Glycols have lower flammability and higher flashpoints.
- 6) Glycols exhibit lower toxicity.
- 7) Glycols display lower solubility in hydrocarbons.

The primary factor influencing the reduction of the hydrate dissociation temperature, typically up to 5°C, is the mole fraction of the anti-freeze compound present in the water phase, rather than the molecular structure of the anti-freeze itself. Due to the higher molecular weights of all glycols compared to methanol, a larger weight fraction of glycol is required in the water phase to achieve the same level of suppression. In most cases, this translates to injecting a higher volume of glycol than methanol to inhibit hydrate formation in pipelines.

However, exceptions exist in gas-dominated systems with minimal water content. In such cases, the amount of methanol that ends up in the gas phase can be significantly larger than the amount present in the water phase (where only the latter contributes to reducing the hydrate dissociation temperature). The solubility of glycol in gas is much lower than that of methanol, resulting in minimal glycol losses to the hydrocarbon phase. This characteristic makes glycols preferable for hydrate prevention or removal in gas-dominated systems or systems with minimal water content. However, it should be noted that monoethylene glycol (MEG) has been observed to form gels in the presence of highly concentrated brines containing divalent ions.

In contrast to methanol, glycols are not stripped from the water phase when dry gas comes into contact with water/glycol mixtures. Therefore, glycols are preferred for removing hydrates from dry gas lines. Glycols must also be used to melt impermeable hydrate plugs in vertical piping by dumping the glycol on top of the hydrate plug.

The most commonly used glycols for these applications are mono-ethylene glycol (MEG), di-ethylene glycol (DEG), and tri-ethylene glycol (TEG) [51].

MEG is predominantly used for hydrate prevention in pipelines because, compared to other glycols, it has a relatively low molecular weight, making it more effective in lowering the hydrate dissociation temperature for a given weight fraction in the water phase. The solubility of MEG in hydrocarbon phases is low enough to

avoid issues in refineries and LNG plants. Additionally, MEG has the lowest viscosity among the glycols, enabling pumping through narrower umbilical cores or injection lines, as well as over longer distances compared to DEG or TEG.

Furthermore, the freezing point of concentrated MEG/water solutions is lower than that of other glycols. However, solid precipitates tend to form at much higher temperatures in MEG/water solutions than in methanol/water solutions.

Unlike methanol, which can cause salt precipitation when added to concentrated brines, MEG can generally be added to brines in any ratio without salt precipitating (although experimental verification is recommended). However, when performing hydrate calculations for systems containing both MEG and salts, less accuracy is expected, and operators may consider determining the hydrate curves experimentally for such systems.

On a per unit volume basis, MEG is more expensive than methanol (although MEG prices are subject to fluctuations) and is mostly recovered from the production stream by boiling off water from the rich MEG stream. This process is relatively straightforward until salt production occurs because salts precipitate from the lean MEG in the regeneration unit. It is important to note that this is not contradictory to the earlier statement that salt precipitation generally does not occur when MEG is added to brines. Removing water from a water/MEG/salt mixture in a MEG regeneration unit is a different process. To prevent continuous salt accumulation in the MEG stream, salt is typically removed from a side stream through vacuum distillation of the MEG. The distilled MEG is then merged with the main lean MEG stream exiting the regeneration facility.

After distillation to remove salts, the MEG recovered from the side stream is combined with the main lean MEG stream from the regeneration facility. Operators generally target salt contents of 6-8 weight percent (w%) in the lean MEG stream that is reinjected into the pipeline.

MEG recovery is typically highly efficient. As a basis of design, it is recommended to account for a MEG loss of 1% per regeneration cycle. In practice, losses of several tenths of a percent per cycle are achievable. This indicates that the



MEG loss during the regeneration process can be minimized, resulting in a more cost-effective and sustainable operation.

### **1.3.2 Kinetic hydrate inhibitors**

Kinetic Hydrate Inhibitors (KHIs) are chemical compounds used to temporarily prevent the formation of hydrates by water molecules in a production system. The duration for which a KHI effectively prevents hydrates is referred to as the "hold time" or "induction time" of the KHI.

KHIs are employed when the hold time exceeds the residence time of water molecules within the hydrate region during regular operational phases such as steady production, ramp-up, turndown, shut-in, and production restart.

Typically, KHIs are dosed at a range of 0,3 to 2,0 volume percent (v%) based on the volume of the produced water. It's worth noting that this dosage is significantly lower (one to two orders of magnitude) compared to the approximate dosage rates of methanol and MEG. Consequently, KHIs fall into the category of "Low Dose Hydrate Inhibitors" (LDHIs) [52].

While one might assume that the hold time for a given KHI is a well-defined value based on the above information, it is actually a complex parameter influenced by various factors, including:

- 1) Chemical structure of the KHI used.
- 2) Dosage rate of the KHI.
- 3) Subcooling.
- 4) Composition of the hydrocarbon liquids.
- 5) Composition of the produced water.
- 6) Flow regime.
- 7) Presence of other oil-field chemicals, particularly corrosion inhibitors.
- 8) Volume of the system.

Moreover, even when all the variables mentioned above are kept constant in a series of experiments, there can be a significant experimental scatter in the measured KHI hold times.

For all KHIs, the hold time diminishes steeply as the subcooling increases, to the extent that KHIs cannot be used in pipelines operating more than 10° C inside the hydrate region. Hold times on the order of days can be anticipated for systems operating 8° C inside the hydrate region, while hold times exceeding a week are achievable if the subcooling does not exceed 6° C. However, these numbers are approximate and subject to the influence of factors other than subcooling, as mentioned earlier.

Operating with KHIs introduces considerable complexity compared to thermodynamic hydrate inhibitors. Operators must continuously ensure that the residence time of water remains within the hold time limitations. Situations may arise where the hold time is exceeded, such as during extended production stops or prolonged periods of lower-than-normal flow rates during production start-up. In such cases, the system must be depressurized to reset the elapsed time-subcooling history to zero. The required dosage rate of the KHI strongly depends on the subcooling, which, in turn, is influenced by seabed or air temperatures that may vary seasonally. Thus, appropriate ambient temperature monitoring must be integrated into the design, leading to a reduction in operating expenses associated with KHI usage.

The physical properties of Kinetic Hydrate Inhibitors (KHIs) can vary significantly depending on the specific type of KHI used. However, most commercially available KHIs are predominantly water-soluble polyamides formulated in a solvent package with a high flashpoint for safety reasons.

Typically, KHIs have viscosities ranging between 50 and 100 centipoise (cP) at a temperature of 15° C. It's important to note that many KHIs have limited solubility in water at temperatures above 40° C. Care must be taken to avoid precipitation when injecting KHIs into a hot production stream where the temperature exceeds the cloud point of the KHI.

Some KHIs have a tendency to form emulsions in oil/water systems. However, this issue is usually addressed by including a demulsifier in the KHI formulation, which helps prevent emulsion formation.

It's crucial to understand that while KHIs can prevent the formation of hydrates, they cannot be used to melt existing hydrates. Their primary function is to inhibit the formation of hydrates during the "hold time" or "induction time" period, as mentioned earlier.

### **1.3.3 Hydrate anti-agglomerants**

Anti-agglomerants (AA) are designed to prevent the formation of hydrate plugs rather than the formation of hydrate crystals [53]. They achieve this by attaching themselves to hydrate crystals, making them oil-wet. This oil-wetting property keeps the crystals dispersed in the oil or condensate phase during normal production, preventing them from agglomerating or sticking together. During shut-in periods, the crystals settle at the oil/water interface, but the AA prevents their agglomeration.

AA's are typically dosed at 0,5-2,0 volume percent based on the volume of the produced water, similar to KHI, and are classified as Low Dose Hydrate Inhibitors. The performance of an AA depends on various factors:

- 1) The chemical structure of the AA.
- 2) The AA dose rate.
- 3) The subcooling.
- 4) The composition of the hydrocarbon liquids.
- 5) The composition of the produced water.
- 6) The water-condensate ratio.

AA's have a significant advantage over KHI when it comes to the maximum achievable subcooling. Some AA's have demonstrated good performance in gas/condensate systems with subcooling levels up to 18° C, although performance may

vary depending on the system's composition. However, the same AA may not perform as well in crude oil systems.

Another major advantage of AA's over KHI is that there is no limit to the maximum allowable shut-in time when AA's are used.

Due to the nature of AA's keeping hydrates dispersed in the hydrocarbon liquids, the separation of water from oil or condensate is slow. Therefore, the produced suspension needs to be heated before effective water-oil separation can occur.

For AA's to work effectively, the produced water needs to contain a certain amount (at least 1 percent) of salt. However, during the early stages of gas/condensate field production, the necessary salt content may not be present, limiting the applicability of AA's in such scenarios.

Currently available AA's in the market are primarily water-soluble quaternary ammonium salts. These compounds are highly surface-active, which means they can be toxic to the marine environment.

Additionally, many AA's act as strong emulsifiers, and it is often necessary to inject a demulsifier (preferably upstream of the oil/water separator and downstream of the liquid heater) to prevent emulsification issues.

## 2 East Siberian gas low temperature separation unit modeled in HYSYS

East Siberian gas low temperature separation unit modeled in HYSYS is shown in Figure A.4.

Streams 206 and 207 will be used to calculate hydrate formation.

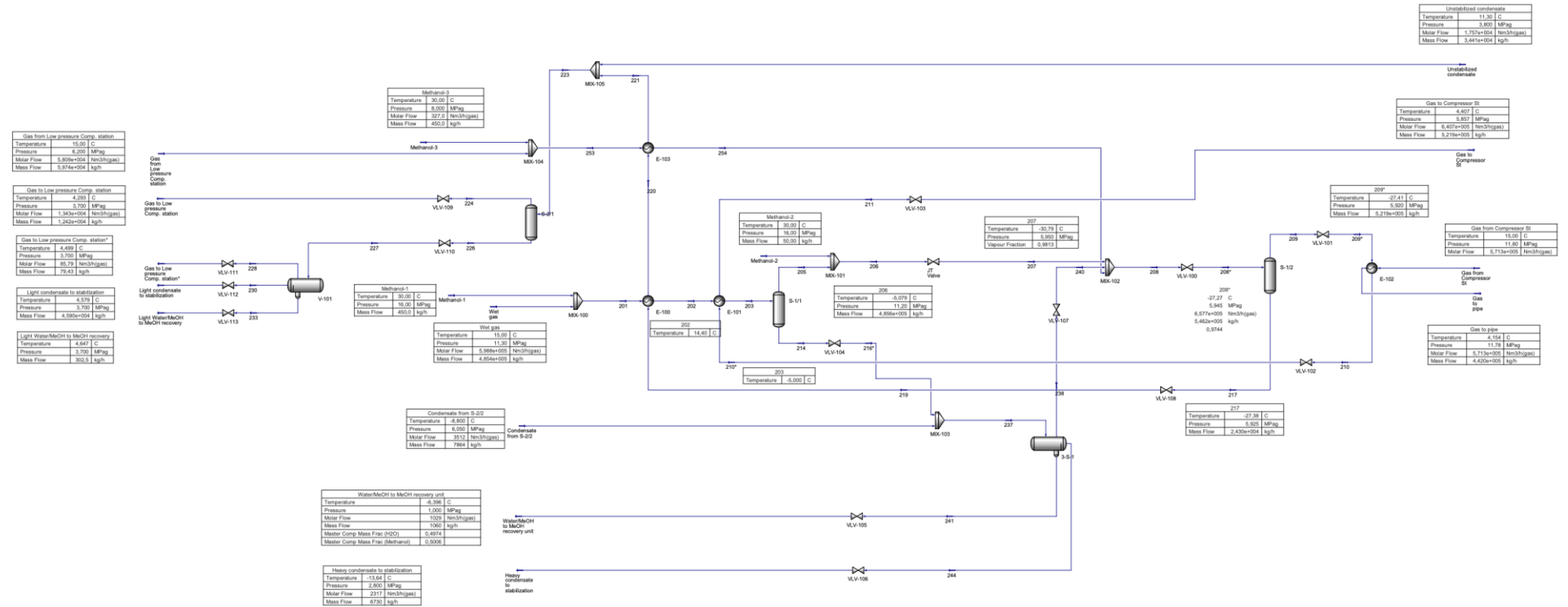


Fig. A.4 East Siberian gas low temperature separation unit modeled in HYSYS

### 3 HYSYS stream parameters and compositions

Steam parameters in HYSYS scheme are shown in Figure A.5.

Name	Wet gas	Methanol-1	201	202	219	220	203	210*	211	205	214	Methanol-2	206	207
Vapour Fraction	0,9997	0,0000	0,9996	0,9996	0,2018	0,2542	0,9993	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,9813
Temperature [C]	15,00	30,00	14,89	14,40	-36,69	-29,81	-5,000	-17,93	4,435	-5,071	-5,071	30,00	-5,079	-30,79
Pressure [MPag]	11,30	16,00	11,30	11,27	3,880	3,863	11,22	5,897	5,862	11,20	11,20	16,00	11,20	5,950
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	5,988e+005	327,0	5,991e+005	5,991e+005	1,706e+004	1,706e+004	5,991e+005	6,407e+005	6,407e+005	5,987e+005	391,2	36,34	5,987e+005	5,987e+005
Mass Flow [kg/h]	4,854e+005	450,0	4,859e+005	4,859e+005	2,430e+004	2,430e+004	4,859e+005	5,219e+005	5,219e+005	4,855e+005	363,5	50,00	4,856e+005	4,856e+005
Liquid Volume Flow [m3/h]	1510	0,5598	1511	1511	55,39	55,39	1511	1626	1626	1510	0,3927	6,220e-002	1510	1510
Heat Flow [MW]	-606,5	-0,9927	-607,4	-607,6	-24,10	-23,93	-617,2	-653,1	-643,6	-615,8	-1,363	-0,1103	-615,9	-615,9
Name	208	208*	209	217	209*	210	Gas to pipe	Gas from Com...	Gas to Compr...	216*	Condensate fr...	237	238	241
Vapour Fraction	0,9745	0,9744	1,0000	0,0000	0,9999	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,1523	0,1428	1,0000	0,0000
Temperature [C]	-27,24	-27,27	-27,38	-27,38	-27,41	-17,90	4,154	15,00	4,407	-3,756	-8,800	-7,817	-7,817	-7,817
Pressure [MPag]	5,950	5,945	5,925	5,925	5,920	5,902	11,78	11,80	5,857	6,050	6,050	6,050	6,050	6,050
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	6,577e+005	6,577e+005	6,407e+005	1,706e+004	6,407e+005	6,407e+005	5,713e+005	5,713e+005	6,407e+005	391,2	3512	3903	557,3	1029
Mass Flow [kg/h]	5,462e+005	5,462e+005	5,219e+005	2,430e+004	5,219e+005	5,219e+005	4,420e+005	4,420e+005	5,219e+005	363,5	7864	8228	437,9	1060
Liquid Volume Flow [m3/h]	1681	1681	1626	55,39	1626	1626	1418	1418	1626	0,3927	13,42	13,81	1,390	1,198
Heat Flow [MW]	-681,8	-681,8	-657,7	-24,10	-657,7	-653,1	-574,2	-569,6	-643,6	-1,363	-7,611	-8,973	-0,5606	-3,502
Name	244	Water/MeOH...	Heavy conden...	240	221	Gas from Low...	254	253	Methanol-3	Unstabilized c...	223	224	226	Gas to Low pr...
Vapour Fraction	0,0000	0,0001	0,2034	0,9999	0,4160	0,9890	0,9149	0,9724	0,0000	0,3453	0,3862	1,0000	0,0000	0,9999
Temperature [C]	-7,817	-6,396	-13,64	-8,386	-2,747	15,00	6,000	14,89	30,00	11,30	4,917	4,789	4,789	4,293
Pressure [MPag]	6,050	1,000	2,800	5,950	3,800	6,200	6,193	6,200	8,000	3,800	3,800	3,770	3,770	3,700
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2317	1029	2317	557,3	1,706e+004	5,809e+004	5,842e+004	5,842e+004	327,0	1,757e+004	3,463e+004	1,343e+004	2,120e+004	1,343e+004
Mass Flow [kg/h]	6730	1060	6730	437,9	2,430e+004	5,974e+004	6,019e+004	6,019e+004	450,0	3,441e+004	5,870e+004	1,242e+004	4,628e+004	1,242e+004
Liquid Volume Flow [m3/h]	11,23	1,198	11,23	1,390	55,39	168,6	169,1	169,1	0,5598	66,96	122,3	36,36	85,98	36,36
Heat Flow [MW]	-4,910	-3,502	-4,910	-0,5606	-23,24	-63,64	-65,32	-64,64	-0,9938	-28,90	-52,14	-14,07	-38,07	-14,07
Name	227	228	230	233	Gas to Low pr...	Light condens...	Light Water/M...	** New **						
Vapour Fraction	0,0040	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0016	0,0000							
Temperature [C]	4,641	4,641	4,641	4,641	4,499	4,579	4,647							
Pressure [MPag]	3,720	3,720	3,720	3,720	3,700	3,700	3,700							
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2,120e+004	85,79	2,085e+004	261,4	85,79	2,085e+004	261,4							
Mass Flow [kg/h]	4,628e+004	79,43	4,590e+004	302,5	79,43	4,590e+004	302,5							
Liquid Volume Flow [m3/h]	85,98	0,2324	85,39	0,3572	0,2324	85,39	0,3572							
Heat Flow [MW]	-38,07	-8,992e-002	-37,12	-0,8570	-8,992e-002	-37,12	-0,8570							

Fig. A.5 Steam parameters in HYSYS scheme

Steam compositions in HYSYS scheme are shown in Figure A.6.

Name	Wet gas	Methanol-1	201	202	219	220	203	210*	211	205	214	Methanol-2	206	207
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0024	0.0000	0.0024	0.0024	0.0004	0.0004	0.0024	0.0022	0.0022	0.0024	0.0000	0.0000	0.0024	0.0024
Comp Mole Frac (CO2)	0.0057	0.0000	0.0057	0.0057	0.0075	0.0075	0.0057	0.0064	0.0064	0.0057	0.0006	0.0000	0.0057	0.0057
Comp Mole Frac (Methane)	0.9038	0.0000	0.9033	0.9033	0.4546	0.4546	0.9033	0.8908	0.8908	0.9039	0.0000	0.0000	0.9038	0.9038
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0531	0.0000	0.0530	0.0530	0.1578	0.1578	0.0530	0.0687	0.0687	0.0531	0.0000	0.0000	0.0531	0.0531
Comp Mole Frac (Propane)	0.0183	0.0000	0.0183	0.0183	0.1398	0.1398	0.0183	0.0205	0.0205	0.0183	0.0000	0.0000	0.0183	0.0183
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0033	0.0000	0.0033	0.0033	0.0396	0.0396	0.0033	0.0028	0.0028	0.0033	0.0000	0.0000	0.0033	0.0033
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0128	0.0000	0.0128	0.0128	0.1651	0.1651	0.0128	0.0083	0.0083	0.0128	0.0000	0.0000	0.0128	0.0128
Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0856	0.0006	0.0006	0.0038	0.0038	0.0006	0.0000	0.0000	0.0001	0.8001	0.0856	0.0001	0.0001
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0001	0.9144	0.0006	0.0006	0.0265	0.0265	0.0006	0.0003	0.0003	0.0004	0.1992	0.9144	0.0005	0.0005
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0049	0.0049	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Name	208	208*	209	217	209*	210	Gas to pipe	Gas from Com...	Gas to Compr...	216*	Condensate fr...	237	238	241
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0022	0.0022	0.0022	0.0004	0.0022	0.0022	0.0021	0.0021	0.0022	0.0000	0.0004	0.0004	0.0016	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0064	0.0064	0.0064	0.0075	0.0064	0.0064	0.0057	0.0057	0.0064	0.0006	0.0055	0.0050	0.0070	0.0010
Comp Mole Frac (Methane)	0.8795	0.8795	0.8908	0.4546	0.8908	0.8908	0.9259	0.9259	0.8908	0.0000	0.3548	0.3193	0.9197	0.0001
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0710	0.0710	0.0687	0.1578	0.0687	0.0687	0.0543	0.0543	0.0687	0.0000	0.0672	0.0604	0.0529	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	0.0236	0.0236	0.0205	0.1398	0.0205	0.0205	0.0109	0.0109	0.0205	0.0000	0.0507	0.0456	0.0138	0.0000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0037	0.0037	0.0028	0.0396	0.0028	0.0028	0.0006	0.0006	0.0028	0.0000	0.0148	0.0133	0.0018	0.0000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0124	0.0124	0.0083	0.1651	0.0083	0.0083	0.0005	0.0005	0.0083	0.0000	0.0272	0.0244	0.0024	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0038	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.8001	0.0978	0.1682	0.0000	0.6379
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0010	0.0010	0.0003	0.0265	0.0003	0.0003	0.0000	0.0000	0.0003	0.1992	0.0950	0.1054	0.0004	0.3610
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0049	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2867	0.2579	0.0004	0.0000
Name	244	Water/MeOH...	Heavy conden...	240	221	Gas from Low...	254	253	Methanol-3	Unstabilized c...	223	224	226	Gas to Low pr...
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0002	0.0000	0.0002	0.0016	0.0004	0.0005	0.0005	0.0005	0.0000	0.0003	0.0004	0.0008	0.0001	0.0008
Comp Mole Frac (CO2)	0.0064	0.0010	0.0064	0.0070	0.0075	0.0134	0.0133	0.0133	0.0000	0.0077	0.0076	0.0102	0.0059	0.0102
Comp Mole Frac (Methane)	0.3166	0.0001	0.3166	0.9197	0.4546	0.6333	0.6297	0.6297	0.0000	0.3755	0.4145	0.7732	0.1872	0.7732
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0891	0.0000	0.0891	0.0529	0.1578	0.2561	0.2547	0.2547	0.0000	0.1534	0.1556	0.1398	0.1656	0.1398
Comp Mole Frac (Propane)	0.0736	0.0000	0.0736	0.0138	0.1398	0.0782	0.0778	0.0778	0.0000	0.1436	0.1417	0.0523	0.1984	0.0523
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0219	0.0000	0.0219	0.0018	0.0396	0.0080	0.0080	0.0080	0.0000	0.0399	0.0397	0.0071	0.0605	0.0071
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0406	0.0000	0.0406	0.0024	0.1651	0.0082	0.0082	0.0082	0.0000	0.0662	0.1149	0.0149	0.1782	0.0149
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.6379	0.0000	0.0000	0.0038	0.0001	0.0006	0.0006	0.0856	0.0029	0.0034	0.0001	0.0054	0.0001
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0172	0.3610	0.0172	0.0004	0.0265	0.0007	0.0058	0.0058	0.9144	0.0448	0.0358	0.0015	0.0575	0.0015
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.4344	0.0000	0.4344	0.0004	0.0049	0.0015	0.0015	0.0015	0.0000	0.1656	0.0865	0.0002	0.1411	0.0002
Name	227	228	230	233	Gas to Low pr...	Light condens...	Light Water/M...	** New **						
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001	0.0008	0.0001	0.0000	0.0008	0.0001	0.0000							
Comp Mole Frac (CO2)	0.0059	0.0103	0.0060	0.0015	0.0103	0.0060	0.0015							
Comp Mole Frac (Methane)	0.1872	0.7721	0.1872	0.0009	0.7721	0.1872	0.0009							
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1656	0.1406	0.1678	0.0001	0.1406	0.1678	0.0001							
Comp Mole Frac (Propane)	0.1984	0.0525	0.2015	0.0000	0.0525	0.2015	0.0000							
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0605	0.0071	0.0614	0.0000	0.0071	0.0614	0.0000							
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.1782	0.0149	0.1811	0.0000	0.0149	0.1811	0.0000							
Comp Mole Frac (H2O)	0.0054	0.0001	0.0001	0.4356	0.0001	0.0001	0.4356							
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0575	0.0015	0.0514	0.5619	0.0015	0.0514	0.5619							
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.1411	0.0002	0.1434	0.0000	0.0002	0.1434	0.0000							

Fig. A.6 Steam compositions in HYSYS scheme

## Приложение Б Интерфейс разработанного программного модуля

Страницы интерфейса, разработанного в пакете PyQT5, приведены на рисунках Б.1-Б.3.

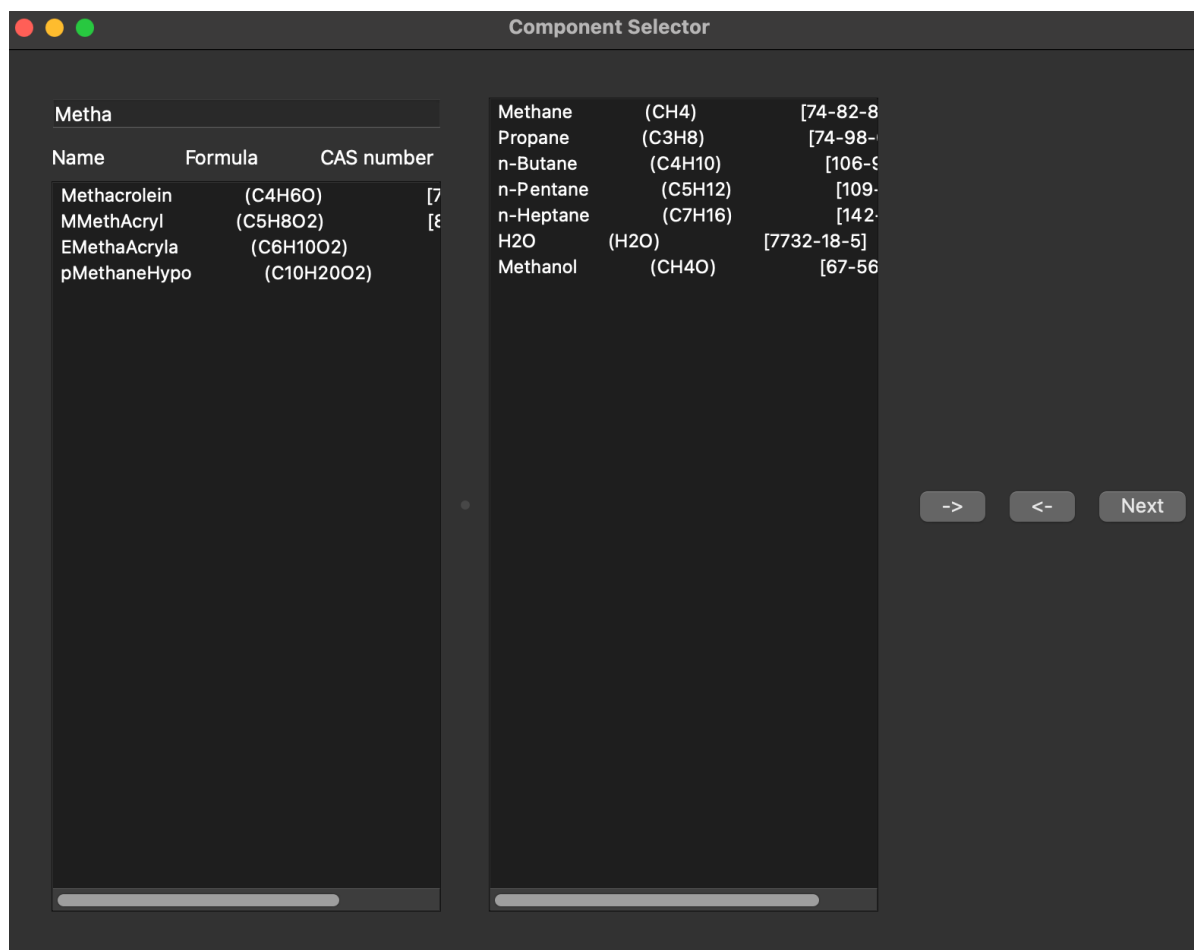


Рисунок Б.1 – Первая страница интерфейса



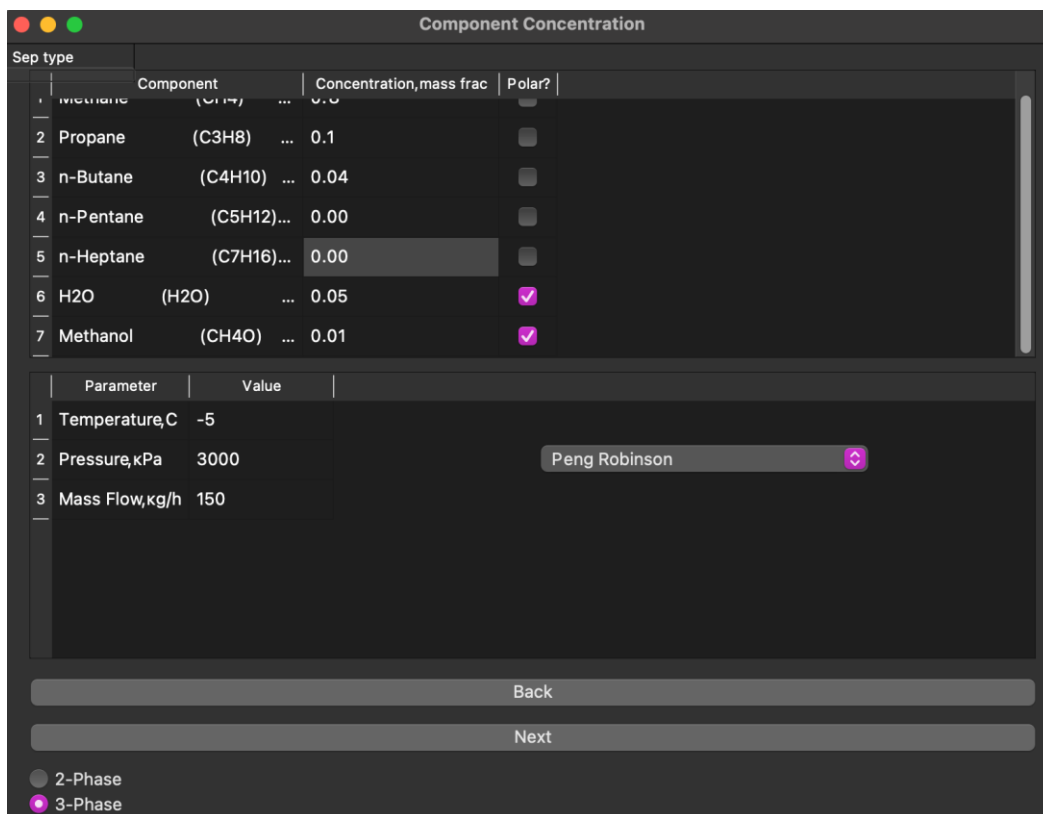


Рисунок Б.2 – Вторая страница интерфейса

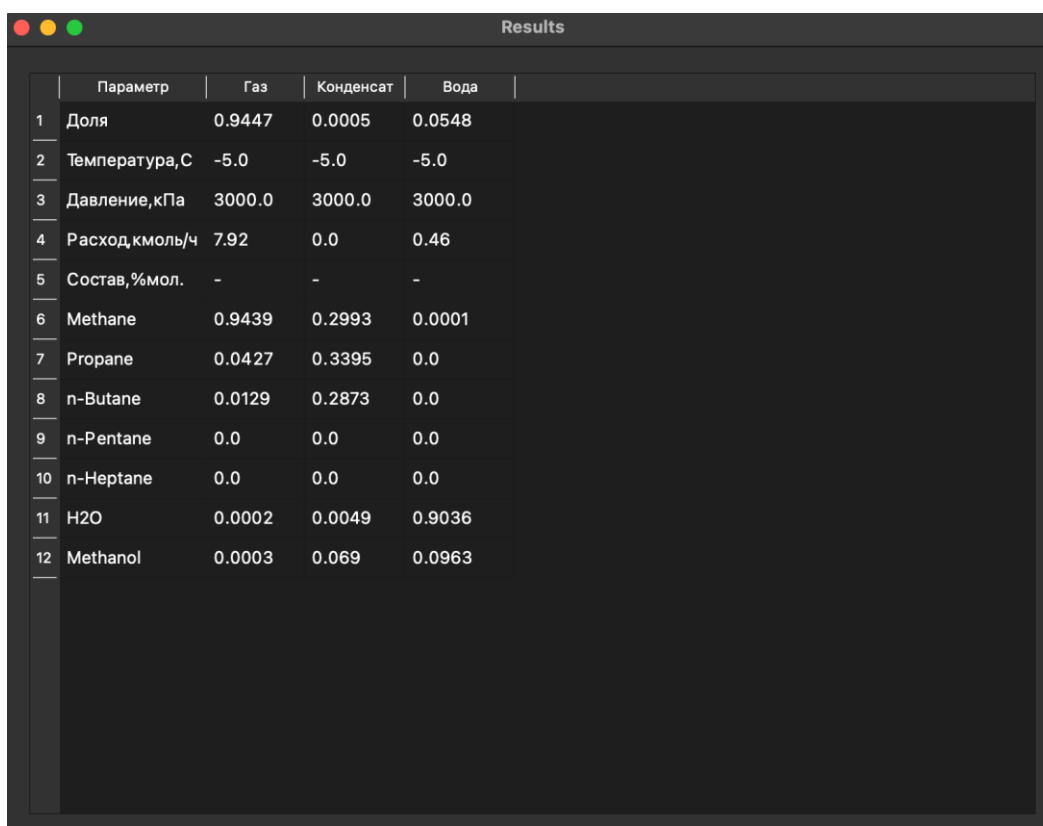


Рисунок Б.3 – Третья страница интерфейса

## Приложение В Сравнение расчетов процессов сепарации в HYSYS и Python

Сравнение составов и термобарических условий потоков, рассчитанных в HYSYS и в разработанном модуле расчета трехфазной сепарации с полярными веществами в Python приведено в таблице В.1.

Таблица В.1 – Сравнение составов и термобарических условий в HYSYS и в Python

	Stream																				
	201			203			205 (Gas from S-1/1)			214 (Condensate from S-1/1)			206			207 (after JT valve)			208		
	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %
Temperature, -C	14,89	14,89	0,00%	-5	-5	0,00%	-5,07	-5,05	-0,39%	-5,07	-5,05	-0,39%	-5,08	-5,08	0,00%	-30,79	-30,79	0,00%	-27,24	-27,24	0,00%
Pressure, MPag	11,3	11,3	0,00%	11,22	11,22	0,00%	11,20	11,20	0,00%	11,20	11,20	0,00%	11,20	11,20	0,00%	5,95	5,95	0,00%	5,95	5,95	0,00%
Mass Flow, kg/h	485875,8	485875,8	0,00%	485875,8	485875,8	0,00%	485512,3	485493,6	0,00%	363,5	382,2	5,16%	485562,3	485543,6	0,00%	485562,3	485562,3	0,00%	546191,2	546191,2	0,00%
Vapour fraction	0,9996	0,9995	0,01%	0,9993	0,9993	0,00%	1,0000	1,0000	0,00%	0,0000	0,0000	#ДЕЛ/0!	1,0000	1,0000	0,00%	0,9813	0,9815	0,02%	0,9745	0,9747	0,02%
Composition, mole frac.:																					
Nitrogen	0,0024	0,0024	0,00%	0,0024	0,0024	0,00%	0,0024	0,0024	2,20%	0,0000	0,0000	42,12%	0,0024	0,0024	2,19%	0,0024	0,0024	2,19%	0,0022	0,0022	0,00%
CO2	0,0057	0,0057	0,00%	0,0057	0,0057	0,00%	0,0057	0,0057	0,63%	0,0006	0,0004	31,27%	0,0057	0,0057	0,64%	0,0057	0,0057	0,64%	0,0064	0,0064	0,00%
Methane	0,9033	0,9033	0,00%	0,9033	0,9033	0,00%	0,9039	0,9039	0,01%	0,0000	0,0000	0,00%	0,9040	0,9039	0,01%	0,9040	0,9039	0,01%	0,8795	0,8795	0,00%
Ethane	0,0530	0,0530	0,00%	0,0530	0,0530	0,00%	0,0531	0,0530	0,12%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0531	0,0530	0,13%	0,0531	0,0530	0,13%	0,0710	0,0710	0,00%
Propane	0,0183	0,0183	0,00%	0,0183	0,0183	0,00%	0,0183	0,0183	0,07%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0183	0,0183	0,06%	0,0183	0,0183	0,06%	0,0236	0,0236	0,00%
i-Butane	0,0033	0,0033	0,00%	0,0033	0,0033	0,00%	0,0033	0,0033	0,07%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0033	0,0033	0,06%	0,0033	0,0033	0,06%	0,0037	0,0037	0,00%
n-Butane	0,0128	0,0128	0,00%	0,0128	0,0128	0,00%	0,0128	0,0128	0,07%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0128	0,0128	0,06%	0,0128	0,0128	0,06%	0,0124	0,0124	0,00%
H2O	0,0006	0,0006	0,00%	0,0006	0,0006	0,00%	0,0001	0,0000	15,66%	0,8000	0,8073	0,91%	0,0001	0,0000	23,47%	0,0001	0,0000	23,47%	0,0001	0,0001	0,00%
Methanol	0,0006	0,0006	0,00%	0,0006	0,0006	0,00%	0,0004	0,0005	4,38%	0,1990	0,1923	3,37%	0,0005	0,0005	4,38%	0,0005	0,0005	4,38%	0,0010	0,0010	0,00%
n-Octane	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0001	0,0001	0,00%

Продолжение таблицы В.1

	Stream																				
	208*			209 (Gas from S-1/2)			217 (Condensate from S-1/2)			237			238 (Gas from 3-S-1)			244 (Condensate from 3-S-1)			241 (Water from 3-S-1)		
	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %
Temperature, °C	-27,27	-27,27	0,00%	-27,38	-27,38	0,00%	-27,38	-27,38	0,00%	-7,82	-7,82	0,00%	-7,82	-7,82	0,00%	-7,82	-7,82	0,00%	-7,82	-7,82	0,00%
Pressure, MPag	5,95	5,95	0,00%	5,93	5,93	0,00%	5,93	5,93	0,00%	6,05	6,05	0,00%	6,05	6,05	0,00%	6,05	6,05	0,00%	6,05	6,05	0,00%
Mass Flow, kg/h	546191,2	546191,2	0,00%	521893,4	521294,2	0,11%	24297,8	24896,7	2,46%	8227,89	8227,89	0,00%	437,89	260,13	40,59%	6729,60	6915,48	2,76%	1060,39	754,95	28,81%
Vapour fraction	0,9744	0,9736	0,08%	1,0000	1,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,1428	0,1395	2,32%	1,0000	1,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%
Composition, mole frac.:																					
Nitrogen	0,0022	0,0022	0,00%	0,0022	0,0022	0,05%	0,0004	0,0004	2,47%	0,0004	0,0004	0,00%	0,0016	0,0020	21,93%	0,0002	0,0003	39,91%	0,0000	0,0000	0,00%
CO2	0,0064	0,0064	0,00%	0,0064	0,0064	0,00%	0,0075	0,0075	0,34%	0,0050	0,0050	0,00%	0,0070	0,0058	16,22%	0,0064	0,0066	3,70%	0,0010	0,0008	21,07%
Methane	0,8795	0,8795	0,00%	0,8908	0,8912	0,04%	0,4546	0,4484	1,35%	0,3193	0,3193	0,00%	0,9197	0,9326	1,41%	0,3166	0,3666	15,80%	0,0001	0,0001	2,52%
Ethane	0,0710	0,0710	0,00%	0,0687	0,0686	0,08%	0,1578	0,1583	0,29%	0,0604	0,0604	0,00%	0,0529	0,0446	15,56%	0,0891	0,0868	2,54%	0,0000	0,0000	0,00%
Propane	0,0236	0,0236	0,00%	0,0205	0,0204	0,50%	0,1398	0,1414	1,14%	0,0456	0,0456	0,00%	0,0138	0,0111	19,46%	0,0736	0,0686	6,81%	0,0000	0,0000	0,00%
i-Butane	0,0037	0,0037	0,00%	0,0028	0,0027	1,17%	0,0396	0,0401	1,26%	0,0133	0,0133	0,00%	0,0018	0,0015	19,14%	0,0219	0,0202	7,98%	0,0000	0,0000	0,00%
n-Butane	0,0124	0,0124	0,00%	0,0083	0,0082	1,62%	0,1651	0,1671	1,25%	0,0244	0,0244	0,00%	0,0024	0,0019	20,73%	0,0406	0,0373	8,24%	0,0000	0,0000	0,00%
H2O	0,0001	0,0001	0,00%	0,000004	0,000004	13,90%	0,003796	0,003707	2,35%	0,1682	0,1682	0,00%	0,0000	0,0001	62,33%	0,0000	0,0000	13%	0,6379	0,6415	0,56%
Methanol	0,0010	0,0010	0,00%	0,00030	0,00024	20,25%	0,0265	0,0283	6,49%	0,1054	0,1054	0,00%	0,0004	0,0000	99,91%	0,0172	0,0179	4,16%	0,3610	0,3576	0,94%
n-Octane	0,0001	0,0001	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0049	0,0048	0,00%	0,2579	0,2579	0,00%	0,0004	0,0003	16,77%	0,4344	0,3957	8,91%	0,0000	0,0000	0,00%

Окончание таблицы В.1

	Stream																				
	223			224 (Gas from S-2/1)			226 (Condensate from S-2/1)			227			228 (Gas from S-2/1)			230 (Condensate from S-2/1)			233 (Water from S-2/1)		
	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %	Hysys	Python	Δ, %
Temperature, °C	4,92	4,92	0,00%	4,79	4,79	0,00%	4,79	4,79	0,00%	4,64	4,64	0,00%	4,64	4,64	0,00%	4,64	4,64	0,00%	4,64	4,64	0,00%
Pressure, MPag	3,80	3,80	0,00%	3,77	3,77	0,00%	3,77	3,77	0,00%	3,72	3,72	0,00%	3,72	3,72	0,00%	3,72	3,72	0,00%	3,72	3,72	0,00%
Mass Flow, kg/h	58704,93	58704,93	0,00%	12423,40	12308,17	0,93%	46281,53	46396,67	0,25%	46281,53	46281,53	0,00%	79,43	34,30	56,82%	45899,61	45953,58	0,12%	302,49	293,61	2,93%
Vapour fraction	0,3862	0,3978	3,00%	1,0000	1,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0040	0,0018	56,68%	1,0000	1,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%	0,0000	0,0000	0,00%
Composition, mole frac.:																					
Nitrogen	0,0004	0,0004	0,00%	0,0008	0,0008	0,54%	0,0001	0,0001	0,76%	0,0001	0,0001	0,00%	0,0008	0,0008	2,14%	0,0001	0,0001	2,46%	0,0000	0,0000	0,00%
CO2	0,0076	0,0076	0,00%	0,0102	0,0102	0,13%	0,0059	0,0060	0,42%	0,0059	0,0059	0,00%	0,0103	0,0097	5,48%	0,0060	0,0060	0,17%	0,0015	0,0013	8,57%
Methane	0,4145	0,4145	0,00%	0,7732	0,7755	0,30%	0,1872	0,1884	0,61%	0,1872	0,1872	0,00%	0,7721	0,7753	0,42%	0,1872	0,1885	0,70%	0,0009	0,0008	13,75%
Ethane	0,1556	0,1556	0,00%	0,1398	0,1393	0,36%	0,1656	0,1658	0,12%	0,1656	0,1656	0,00%	0,1406	0,1399	0,54%	0,1678	0,1677	0,07%	0,0001	0,0001	0,00%
Propane	0,1417	0,1417	0,00%	0,0523	0,0519	0,76%	0,1984	0,1980	0,20%	0,1984	0,1984	0,00%	0,0525	0,0521	0,76%	0,2015	0,2011	0,20%	0,0000	0,0000	0,00%
i-Butane	0,0397	0,0397	0,00%	0,0071	0,0070	0,86%	0,0605	0,0603	0,33%	0,0605	0,0605	0,00%	0,0071	0,0070	0,78%	0,0614	0,0613	0,24%	0,0000	0,0000	0,00%
n-Butane	0,1149	0,1149	0,00%	0,0149	0,0148	1,00%	0,1782	0,1776	0,35%	0,1782	0,1782	0,00%	0,0149	0,0148	0,91%	0,1811	0,1807	0,24%	0,0000	0,0000	0,00%
H2O	0,0034	0,0034	0,00%	0,0001	0,0002	128,07%	0,0054	0,0054	1,58%	0,0054	0,0054	0,00%	0,0001	0,0002	181,31%	0,0001	0,0001	8%	0,4356	0,4465	3%
Methanol	0,0358	0,0358	0,00%	0,0015	0,0002	86,08%	0,0575	0,0581	0,96%	0,0575	0,0575	0,00%	0,0015	0,0000	99,97%	0,0514	0,0516	0,32%	0,5619	0,5513	1,90%
n-Octane	0,0865	0,0865	0,00%	0,0002	0,0002	1,05%	0,1411	0,1405	0,44%	0,1411	0,1411	0,00%	0,0002	0,0002	0,95%	0,1434	0,1431	0,26%	0,0000	0,0000	0,00%