

Министерство образования Республики Беларусь
Учреждение образования «Полоцкий государственный университет имени
Евфросинии Полоцкой»

УДК 66.074.5.081.3

Сакович Алина Викторовна

**ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ УСТАНОВКИ ОСУШКИ КИСЛОГО ГАЗА
И РЕГЕНЕРАЦИИ ГЛИКОЛЯ НА АСТРАХАНСКОМ ГКМ ПАО
«ГАЗПРОМ»**

Магистерская диссертация
специальность 7-06-0711-02 «Производство и переработка углеводородов»

Научный руководитель
Ермак Александр Александрович
к.т.н. доцент

Допущена к защите
«__» _____ 2024 г.
Зав. кафедрой _____,
(*ТиОПНиГ*)

Новополоцк, 2024

Содержание

Описание работы.....	3
Список используемых сокращений.....	5
ВВЕДЕНИЕ.....	6
1. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	8
1.1 Способы осушки кислого газа.....	8
1.1.1 Адсорбционный метод осушки.....	9
1.1.2 Мембранный метод осушки.....	12
1.1.3 Химический метод осушки.....	14
1.1.4 Метод низкотемпературной конденсации.....	15
1.1.5 Метод низкотемпературной сепарации.....	16
1.1.6 Абсорбционный метод осушки.....	17
1.2 Факторы влияющие на процесс абсорбции.....	19
1.2.1 Влияние давления.....	19
1.2.2 Влияние температуры.....	20
1.2.3 Влияние абсорбента.....	20
1.2.4 Влияние конструкций аппаратов.....	23
1.2.5 Влияние солей и механических примесей.....	25
Выводы и постановка задачи исследования.....	26
2. МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕНИЯ ИССЛЕДОВАНИЙ.....	27
2.1 Описание объекта исследования.....	27
2.2. Методики проведения исследований и статистической обработки данных.....	29
Выводы по главе.....	31
3. ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКАЯ ЧАСТЬ.....	32
3.1 Анализ технологической схемы и разработка модели.....	32
3.2 Оптимизация технологических параметров.....	43
Выводы.....	51
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	52
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	53
ПРИЛОЖЕНИЕ А.....	56
ПРИЛОЖЕНИЕ Б.....	59
ПРИЛОЖЕНИЕ В.....	60
ПРИЛОЖЕНИЕ Г.....	120

Описание работы

Связь работы с научными программами:

Актуальность данной научной работы обусловлена Государственной программой «Энергосбережение» на 2021 – 2025 годы, утверждённой постановлением Совета Министров Республики Беларусь от 24 февраля 2021 г. №103 с изменениями, внесенными постановлением Совета Министров Республики Беларусь от 09 февраля 2023г. №116.

Целями данной программы являются:

- сдерживание роста валового потребления ТЭР при экономическом развитии страны;
- дальнейшее увеличение использования местных ТЭР, в том числе ВИЭ.

Результаты данной работы можно использовать для снижения потребления ТЭР на установках гликолевой осушки газа.

Цель исследования:

Минимизировать затраты при эксплуатации установки осушки кислого газа и регенерации гликоля на этапе эксплуатации путем нахождения оптимальных параметров ведения процесса.

Практическая значимость полученных результатов:

На основании проведенных исследований были получены функциональные зависимости изменяемых параметров с необходимой сходимостью для оптимизации процесса и минимизации энергозатрат.

Научная новизна:

Научная новизна заключается в математической модели, разработанной на основании функциональных зависимостей изменяемых параметров процесса, полученных путем корреляционно-регрессионного анализа эмпирических данных, собранных при проведении экспериментов при помощи цифрового двойника процесса гликолевой осушки газа.

Положения, выносимые на защиту:

На защиту выносятся математическая модель и функциональные зависимости параметров энергопотребления процесса гликолевой осушки газа.

Личный вклад магистранта:

Автором проведена разработка цифрового двойника процесса, а также проведена минимизация затрат с применением разработанной математической модели на основе функциональных зависимостей.

Апробация магистерской диссертации и информация об использовании ее результатов:

Принимала участие в 53-й студенческой научной конференции Полоцкого Государственного Университета имени Е.Полоцкой с докладом по теме данной магистерской диссертации.

Опубликование результатов магистерской диссертации:

Нет публикаций

Структура и объем магистерской диссертации:

Работа состоит из введения, теоретической части, методики проведения исследования, исследовательской части, заключения и списка использованной литературы общим объемом 55 страницы машинописною текста, в том числе 26 рисунков, 14 таблиц, 30 использованных литературных источников.

Список используемых сокращений

ГКМ – Газоконденсатное месторождение
ГПЭС – Газопоршневая электростанция
ГТЭС – Газотурбинная электростанция
ДКС – Дожимная компрессорная станция
ДНП – Давление насыщенных паров
ДЭГ – Диэтиленгликоль
МЭГ – Метилэтиленгликоль
НТК – Низкотемпературная конденсация
НТС – Низкотемпературная сепарация
НТЭГ – Насыщенный триэтиленгликоль
ПО – Программное обеспечение
СПБТ – Смесь пропан-бутановая техническая
ТНК – Тепловая нагрузка конденсатора
ТНР – Тепловая нагрузка ребойлера
ТНТ – Тепловая нагрузка теплообменника
ТТР – Температура точки росы
ФЧ – Флегмовое число
ШФЛУ – Широкая фракция легких углеводородов

ВВЕДЕНИЕ

Газовые и газоконденсатные месторождения представляют собой сложные природные комплексы, главной особенностью которых является накопление углеводородов в пористом коллекторе – резервуаре, ограниченном непроницаемой мантией и подошвой.

Коллекторские характеристики, глубина, мощность и исходные термобарические параметры углеводородсодержащих пород также весьма разнообразны. Газовый конденсат – важный ресурс жидких углеводородов. В настоящее время только в России общий объем добычи газового конденсата составляет 25-28 млн. т/год [1].

Газ практически не имеет вредных выбросов, что улучшает санитарные условия и экологию. Чистота окружающей среды и высокая эффективность использования природного газа могут существенно изменить взгляды на его возможную роль в энергетическом балансе будущего мира [2,3].

Надежная работа магистральных газопроводов и компрессорных станций напрямую зависит от качества транспортируемого газа. В связи с неоднородностью и дисперсностью остатков вопрос контроля качества газа является основным критерием надежности, особенно по такому параметру, как влажность газа. Это связано с тем, что при движении влажного газа по трубам образуются газовые гидраты, что приводит к значительному увеличению гидравлического сопротивления и снижению скоростей потока трубопроводов вплоть до их полного засорения, что способствует возникновению аварийных и опасных ситуаций, а также нарушению работы оборудования [3].

Для образования гидрата необходимо одновременное выполнение трех условий:

- наличие влаги в газе;
- низкая температура;
- высокое давление газа.

Все эти условия выполняются на магистральном газопроводе и технологическом трубопроводе компрессорной станции. Для газа, подаваемого в магистральный газопровод, основным показателем качества является точка росы (по влаге и углеводородам). Для холодного климата точка росы по влажности не должна превышать минус 20 °С, по углеводородам – не более минус 10 °С [4].

Содержание сероводорода и углекислого газа оказывает существенное влияние на условия гидратообразования, хранения и транспорта газа.

С увеличением содержания сероводорода и углекислого газа температура образования газовых гидратов увеличивается, а коэффициент сжатия снижается. Кроме того, в присутствии углеводородов значительно возрастает токсичность сероводорода и меркаптана.

Вопрос оптимизации работы существующих установок занимает ведущее место. Установки осушки гликолевого газа имеет стандартное решение. Поэтому не учитываются различия в сырье, территориальных

особенностях и другие факторы, влияющие на эффективность и экономичность процесса.

Целью данной диссертации является оптимизация работы установки осушки кислого газа и регенерации гликоля для Астраханского ГКМ ПАО «Газпром» с целью снижения энергопотребления.

1. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Способы осушки кислого газа

Осушка – это процесс отделения влаги от газа.

Влажность газа выражается как максимальное количество влаги, необходимое для насыщения газа, которое зависит от глубины залегания, пластовых условий (при повышении температуры количество влаги увеличивается и наоборот, а также величина давления обратно пропорциональна количеству влаги) и составу газа (чем тяжелее углеводороды, содержащиеся в газе, тем ниже влажность газа; чем выше концентрация H_2S и CO_2 в газе, тем выше влажность газа). С момента выхода газа из скважины за счет изменения этих параметров будет меняться его влажность.

На практике в качестве влагоемкости используют два показателя [6]:

а) абсолютная влажность – это фактическое количество влаги, содержащейся в одном кубическом метре влажного газа ($г/м^3$).

б) относительная влажность – это отношение массы водяного пара, фактически присутствующего в газовой смеси, к массе насыщенного пара, который присутствовал бы в данном объеме при тех же давлении и температуре.

Остаточная влажность регулируется точкой росы сухого газа. Глубина осушки определяется требованиями промышленных стандартов и технологией последующих процессов переработки. Точка росы – это наивысшая температура, при которой при данном давлении и составе газа конденсируется первая капля влаги. Выбор оптимального способа осушки природного газа определяется величиной снижения точки росы.

Осушка углеводородного газа является неотъемлемой частью подготовки газа к транспортировке по трубопроводам, системам охлаждения природного газа, объектам производства этана, этилена, пропилена и т. п.

На практике для осушки углеводородных газов применяют следующие способы сушки, которые можно разделить на несколько групп:

- а) сорбционная;
- б) низкотемпературная сепарация;
- в) химическая;
- ж) мембранная.

Обычно для абсорбционной осушки используют гликоли (диэтиленгликоль и триэтиленгликоль), а для адсорбционной сушки — силикагель или цеолит (природный и синтетический) [7].

Процесс абсорбции в основном применяется для осушки бедных газов, т.е. газов, не содержащих тяжелых углеводородов выше пороговой концентрации. Здесь под определением «порог» понимается концентрация углеводородов, которая не мешает нормальной транспортировке газа.

Эти процессы применяются также для осушки кислых газов, газов после установки для очистки их от кислых компонентов с использованием водных растворов различных реагентов, а также для подготовки газов к низкотемпературной обработке и т. д.

Существует множество методов воздушной сушки.

Однако их практическое значение различно, и не все из них применимы для производственных целей.

Кроме того, при их выборе необходимо учитывать условия конкретной местности (например, от этого зависит значение «точки росы»), а также экономический аспект проекта.

Коммерческое применение нашли следующие способы [8]:

а) физические методы:

- 1) абсорбция – осушка газа при помощи жидких поглотителей;
- 2) адсорбция – осушка газа при помощи твердых поглотителей;
- 3) конденсация – охлаждение с впрыском ингибиторов гидратообразования (гликолей или метанола);
- 4) мембраны – на основе эластомеров или стеклообразных полимеров.

б) химические методы:

- 1) гигроскопичные соли обычно хлориды металлов (CaCl_2 и пр.);
- 2) комбинированные методы;
- 3) осушка газа впрыском гликоля и т.д.

1.1.1 Адсорбционный метод осушки

Адсорбенты – осушители, применяемые в промышленных установках, должны обладать следующими свойствами [8]:

- а) достаточная адсорбционная способность;
- б) низкая остаточная влажность газа;
- в) совершенство и простота перевоплощения;
- г) механическая прочность (не разрушается под действием массы собственного слоя);
- д) стойкость к истиранию (не разрушается при движении газа в слое адсорбента);
- е) стабильность вышеуказанных показателей на протяжении большого числа рабочих циклов.

Основным показателем, характеризующим адсорбент, является его активность по отношению к адсорбируемому компоненту. Когда адсорбент вступает в контакт с газом, адсорбент постепенно насыщается. Полное насыщение адсорбента в статических условиях соответствует его равновесной активности и представляет собой предельное значение адсорбционной емкости. Количество вещества, поглощенного адсорбентом в условиях эксплуатации, всегда меньше его динамической активности и называется статической адсорбционной емкостью.

Для адсорбционной осушки на промышленных предприятиях чаще всего используют силикагель и молекулярные сита.

Силикагель – продукт дегидратации геля кремниевой кислоты, который отмывают от примесей, сушат и прокаливают при определенной температуре. В зависимости от сырья, используемого для производства, технический силикагель содержит определенное количество оксидов алюминия, железа, кальция и других металлов. Технический силикагель содержит около 99,5% оксида кремния. Такие адсорбенты выпускают в гранулах размером от 0,2 до 7,0 мм [9].

Бутан и высшие углеводороды адсорбируются силикагелем и не полностью десорбируются при регенерации, что также снижает влагоудерживающую способность адсорбента.

Основные преимущества силикагеля – низкая температура, необходимая для регенерации (до 200°C) и, следовательно, меньшие энергозатраты по сравнению с регенерацией другими промышленными минеральными сорбентами (алюмосиликат, цеолит), а также относительно невысокая стоимость.

Следует отметить, что на кинетическое поведение силикагеля сильное влияние оказывает скорость потока газа: с увеличением скорости газа кинетическое поведение адсорбента ухудшается. В условиях эксплуатации, когда номинальная газоемкость может быть превышена, это свойство силикагеля отрицательно влияет на глубину сушки. Кроме того, при сушке силикагелем влажность сухого газа непрерывно увеличивается на протяжении всего цикла адсорбции, поэтому на глубине осушки невозможно добиться устойчивого потока газа [10, 11].

Активированный уголь также используется в качестве адсорбента. Это мелкозернистые пористые вещества, состоящие преимущественно из аморфного углерода с примесью золы и некоторых смолистых веществ.

Активированный уголь получают путем удаления смолистых веществ из угля. Существуют виды активированного угля со способностью горения до 50% и виды со способностью горения более 75%. Первый преимущественно имеет мелкие микропоры диаметром от $2 \cdot 10^{-6}$ мм, а второй – микропоры диаметром от $2 \cdot 10^{-6}$ до $6 \cdot 10^{-6}$ мм.

Синтетический цеолит – самый дорогой адсорбент. Они достигают очень низкую точку росы, высокую адсорбционную способность и долговечны при воздействии капающей влаги. Эксплуатационные затраты при их использовании самые низкие. Это адсорбенты, размер пор которых эквивалентен размеру молекул.

Наибольшее распространение получили синтетические молекулярные сита на основе алюмосиликатов щелочноземельных металлов. Благодаря катионному обмену гарантируется равномерный размер пор адсорбента.

Эти свойства позволяют проводить так называемый «молекулярный скрининг» отдельных молекул. Наиболее сильно смесью адсорбируются компоненты с наибольшим дипольным моментом [12].

Очень важным показателем, влияющим на адсорбционную способность большинства адсорбентов, является относительная насыщенность сухого газа.

Чем выше влажность газа, тем выше поглотительная способность адсорбента. Но цеолит является исключением и обладает почти постоянной адсорбционной способностью независимо от относительной влажности газа. Таким образом, цеолит проявляет высокую активность при низком парциальном давлении водяного пара, следовательно, данные адсорбенты можно использовать для осушки газов с низким содержанием воды. Кроме того, молекулярные сита остаются очень активными в широком диапазоне температур. Высокая скорость адсорбции на цеолите определяет короткую длину рабочей зоны абсорбирующего слоя; поэтому цеолит способен работать при более высоких скоростях газа (до 0,3 м/с) без существенных изменений кинетического поведения и качества очистки газа [11].

Осушку газов адсорбентами обычно производят при необходимости достижения точки росы ниже $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Схема воздушной сушки адсорбционным методом представлена на рисунке 1.1.

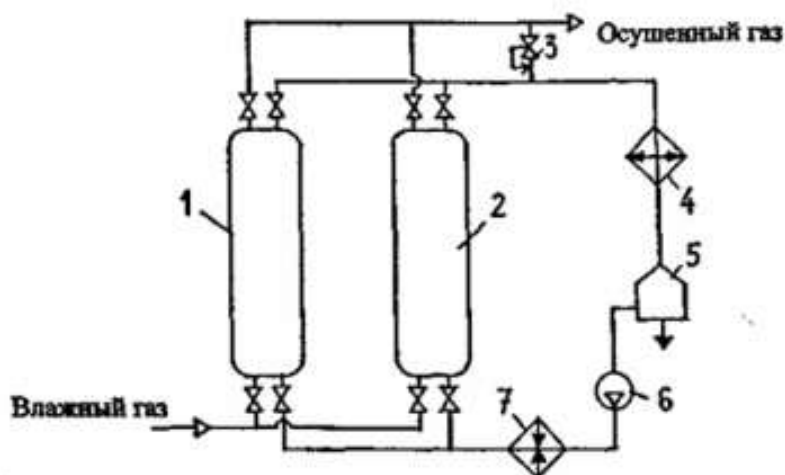


Рисунок 1.1 – Принципиальная схема осушки газа методом адсорбции:
 1, 2 – адсорберы; 3 – регулирующий клапан; 4 – холодильник; 5 – емкость;
 6 – газодувка; 7 – подогреватель газа.

Влажный газ поступает в адсорбер 1, где проходит снизу вверх через слой адсорбента. Процесс осушки происходит в течение определенного периода времени (от 12 до 16 часов). Затем влажный газ проходит через адсорбер 2, адсорбер 1 отключается и удаляется на регенерацию. Для этого сухой газ отбирают из газовой сети через регулятор давления 3 и газодувкой 6 подают в подогреватель 7, где газ нагревают до температуры от 180 до $200\text{ }^{\circ}\text{C}$. Далее подается в адсорбер 1, где удаляет из адсорбента влагу, после чего поступает в холодильник 4. Конденсат собирается в резервуаре №5, газ повторно используется для осушки и т.д. Процесс регенерации адсорбента продолжается 6-7 часов. Затем адсорбент охлаждается в течение примерно 8 часов.

1.1.2 Мембранный метод осушки

Процесс мембранного разделения основан на различной проницаемости того или иного компонента газовой или нежидкой среды. Поток через мембрану называется фильтратом или пермеатом, а удерживаемый поток называется концентратом или ретентатом [14].

Отличительными особенностями мембраны являются конфигурация полых волокон, принципиально иная последовательность скоростей проникновения газовых компонентов, высокая химическая стойкость к большинству компонентов углеводородных смесей и высокая селективность. При подготовке комбинированной нефти и природного газа все нежелательные примеси концентрируются в потоке низкого давления, и подготовленный газ выходит практически без потери давления.

Схема распределения газового потока в модуле представлена на рисунке 1.2 [15].

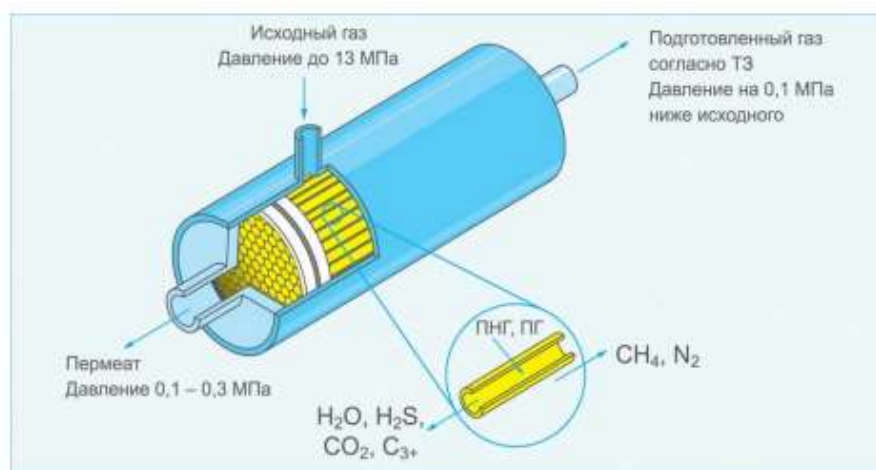


Рисунок 1.2 – Схема распределения газовых потоков в модуле.

Мембранные технологии решают следующие задачи по подготовке природного нефтяного газа и сопутствующих нефтяных газов:

- решение экологических проблем, выполнение условий лицензионного соглашения – минимизировать сжигание газа на факелах до полной ликвидации;
- подготовка, очистка, сушка и использование газа на производстве;
- независимая от существующих объектов энергоснабжения, инфраструктуры и транспортных проектов;
- подготовка газа в качестве топлива для газовых электростанций и газотурбинных электростанций;
- подготовка газа в соответствии с требованиями СТО Газпром 089-2010 для снабжения газотранспортной системы;
- сэкономить инвестиционный капитал и эксплуатационные затраты за счет оптимизации технологических решений;

- снижение вредных выбросов при эксплуатации газотурбинных электростанций и газовых электростанций.

Установка такой мембраны позволяет добиться необходимой степени осушки газа, подаваемого на сжижение, а также существенно снизить содержание в нем CO_2 . Если удаление CO_2 в пределах требуемых параметров чистыми мембранными методами нецелесообразно, следует использовать комбинированный мембранно-адсорбционный состав.

При этом мембранная установка позволяет существенно снизить нагрузку на адсорбент по удалению CO_2 и обеспечить достижение требуемых показателей независимо от колебаний содержания CO_2 в сырьевом газе.

Принципиальная схема мембранной осушителя воздуха с рекуперацией пермеата представлена на рисунке 1.3.

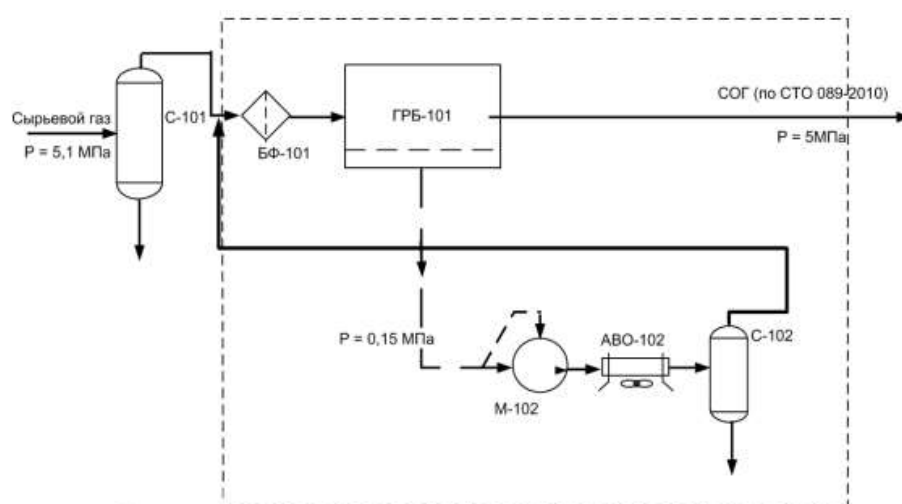


Рисунок 1.3 – Принципиальная технологическая схема установки осушки газа.

Перерабатываемый газ высокого давления предварительно очищается в сепараторе С-101 от капель влаги и механических примесей. После предварительной очистки газ проходит деликатную очистку на фильтре БФ-101 и поступает в воздушный сепаратор ГРБ-101, где газ подвергается сушке. Сухой газ поступает в газотранспортную систему, а пермеат – газ низкого давления – направляется на компримирование. Компрессор М-102 повышает давление воздуха до давления приточного воздуха и повышается температура газа. Воздухоохладитель АВО-102 предназначен для охлаждения воздуха. При понижении температуры газа влага конденсируется и газ, и жидкость разделяются в сепараторе С-102. После обезвоживания пермеат смешивается с потоком воздуха, поступающим в фильтр БФ-101.

Часть фильтрата используется в качестве топливного газа для работы компрессора М-102. По сравнению с традиционно применяемыми технологиями это единственная технология, позволяющая одновременно в одном технологическом устройстве добиться снижения теплового расширения воды и углеводородов, покрывающая требования СТО Газпром 089-2010 для холодного климата.

Использование мембранных установок воздушной сушки помогает снизить инвестиционные и эксплуатационные затраты на процесс сушки.

В зависимости от схемы реализации процесса сушка газа может осуществляться при температурах от 15 до 60°C [16].

1.1.3 Химический метод осушки

Многие вещества могут воздействовать на газ и обеспечивать его полную осушку. Но проблема в том, что восстановить их в промышленных масштабах достаточно сложно, а зачастую и вовсе невозможно. Единоразовое использование осушителя нецелесообразно, поскольку они очень дорогие. К примеру, хлористый кальция используется для сушки.

Один из типов абсорбента для сушки указан на рисунке 1.4.

Этот тип дегидрататора применяется для осушки небольших количеств газа на некоторых регионах добычи, особенно там, где их содержание дорого (труднодоступные районы, холодные климатические условия и т.п.).

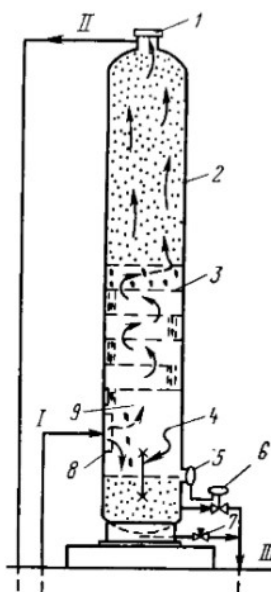


Рисунок 1.4 – Схема работы хлоркальциевого дегидрататора:

- 1 – люк для загрузки хлористого кальция; 2 – отсек таблетированного хлористого кальция; 3 – центрально (тарельчатый) отсек; 4 – указатель стеклянного уровня;
- 5 – регулятор уровня жидкости; 6 – клапан для сброса раствора хлористого кальция; 7 – дренажная задвижка; 8 – каплеотбойник; 9 – сепарационная секция;
- I – сырой газ; II – осушенный газ; III – жидкость из аппарата (дренирование).

Дегидрататор хлористого кальция коммерческий состоит из трех частей. Нижней части или сепарационной, куда поступает газ и происходит отделение жидкости. Раствор хлорида кальция вместе с впитавшейся влагой собирается на дне устройства и затем переносится в специальную яму. Центральной секции или тарельчатой, содержащей от 3 до 5 тарелок прямооточного типа и проходящий через них газ движется вверх по аппарату навстречу проточному раствору хлорида кальция. Влагопоглотитель стекает в верхнюю часть листовой секции. Верхней части, представляет собой емкость, содержащую от

450 до 820 кг таблеток хлорида кальция безводного диаметром от 1 до 2,5 см, которые периодически загружаются. Здесь удаляется около двух килограммов воды на каждый килограмм хлорида кальция. Иногда на входе в дегидратор устанавливают подогреватель, если необходимо обогреть другое производственное оборудование [7].

1.1.4 Метод низкотемпературной конденсации

Разделение углеводородных газов методом низкотемпературной конденсации (НКТ) осуществляется путем охлаждения внешним источником холода до определенной температуры при постоянном давлении, сопровождающемся конденсацией извлекаемых компонентов из газа с последующим отделением газа.

Добиться высокоточного разделения углеводородных газов путем однократной конденсации и последующего разделения практически невозможно, поэтому современные научно-технические системы включают в секцию четкой ректификации. Газовая фаза откачивается из установки со стадии окончательного разделения, а жидкая фаза после теплообмена с потоком подачи газа направляется на ректификацию.

С помощью этого метода, благодаря искусственному понижению температуры снаружи, можно поддерживать стабильную точку росы независимо от времени года и перепада давления (в отличие от НТС), а также добывать добываемые тяжелые углеводороды на большей глубине.

Точка росы углеводородов при расчете НТС не ниже минус 10 °С, в НТК достигает минус 40 °С, что существенно увеличивает количество жидких продуктов в виде газоконденсатов, СПБТ и стабильного газового конденсата.

Кроме того, стабилизация конденсата в колонне существенно снижает количество сбросов на факел и увеличивает количество жидкого продукта [17].

Установленное технологическое оборудование включает в себя следующие основные блоки:

- Блок контура охлаждения обеспечивает наружное охлаждение воздушного потока до минус 25°С. Холодопроизводительность 900 кВт (минус 25°С) обеспечивается установкой трёх винтовых холодильных компрессоров. В воздухоохладителе происходит конденсация хладагента. В состав данного блока также входят: аккумулятор хладагента, экономайзер. Холодильный контур предназначен для конденсации и подачи жидкого хладагента в испаритель (пластинчатый или кожухотрубчатый теплообменник) и отвода тепла от газового потока за счет фазового перехода хладагента.

- Конденсатор низкотемпературный, предназначенный для охлаждения газового потока в рекуператоре и испарителе хладагента с последующим разделением охлажденного потока на газовую и жидкую фракции. Газ после сепарации и подогрева в теплообменнике-утилизаторе

направляется в магистральный трубопровод, нестабильный конденсат – в стабилизационную колонну, а водометанольная смесь – в регенератор метанола.

- Фракционирующая (стабилизирующая) колонна, стабилизирующая конденсат. Стабилизация конденсата осуществляется путем нагревания конденсата в котле и передачи тепла и массы тарелкам колонны.

- Нагреватель и циркуляционный насос охлаждающей жидкости, предназначенные для обеспечения тепла стационарного колонного ребойлера и нагрева регенератора метанола.

- Установка регенерации метанола предназначена для регенерации метанола и подачи регенерированного метанола для впрыска в теплообменник НТК [12].

1.1.5 Метод низкотемпературной сепарации

Добыча природного газа характеризуется высокими давлениями внутри пласта на ранних стадиях разработки месторождения. Газ, выходящий из скважины, имеет давление примерно от 100 до 150 атмосфер. Эту энергию можно преобразовать в дешевый холод за счет ограничения потока. Поэтому наиболее простым и распространенным вариантом очистки газа в таких условиях является низкотемпературная сепарация газа (НТС).

Большим преимуществом этого метода является простота использования и обслуживания оборудования. Обычно базовая технология состоит из нескольких сосудов высокого давления (сепараторов), нескольких теплообменников и индукционной установки (или турбодетандера).

Типичная схема установки НТС представлена на рисунке 1.5.

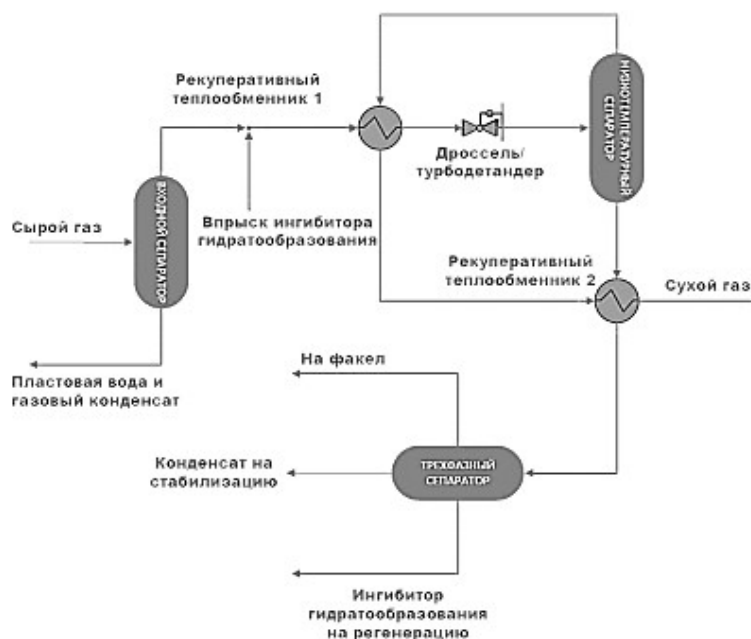


Рисунок 1.5 – Типичная схема установки низкотемпературной сепарации.

Неочищенный газ из скважины поступает во входной сепаратор, где отделяется жидкая фаза (пластовая вода с растворенным ингибитором и сконденсированный углеводородный конденсат). Отделенный газ направляется в рекуператор 1 для рекуперации холодного пара из дросселируемого воздушного потока. Чтобы предотвратить образование гидратов, в поток газа перед теплообменником впрыскивают ингибитор образования гидратов (гликоль или метанол). Охлажденный газ из теплообменника поступает в дросселирующее устройство, где за счет дросселирования температура падает. После охлаждения газ поступает в низкотемпературный сепаратор, где жидкий углеводород конденсируется и водный раствор ингибитора гидратообразования отделяется от газового потока. Сухой газ из низкотемпературного сепаратора проходит через теплообменник-утилизатор 1, где нагревается, затем поступает в теплообменник-утилизатор 2, где нагревает отработанную жидкую фазу НТС и далее подается в магистральный газопровод. Жидкая фаза из низкотемпературного сепаратора нагревается в теплообменнике-утилизаторе 2, затем поступает в трехфазный сепаратор, откуда газ направляется на факел или используется на собственные нужды. Водный раствор ингибитора, сбрасываемый снизу трехфазного сепаратора, направляется на регенерацию, а конденсат – на дальнейшую стабилизацию (на УСК). [11].

1.1.6 Абсорбционный метод осушки

Абсорбция – процесс избирательного и обратимого поглощения газов или паров жидким абсорбентом (абсорбентом).

В ходе этого процесса вещество или группа веществ переходит из газовой или паровой фазы в жидкую фазу. Как правило, после абсорбции осуществляется десорбция — переход вещества из жидкой фазы в паровую или газовую фазу.

Понятно, что условия абсорбции и десорбции противоречивы. При абсорбции газ растворяется в жидкости, этому способствуют повышение давления и понижение температуры.

При десорбции из раствора выделяется газ, чему способствуют снижение давления и повышение температуры.

В качестве абсорбента компании используют гликоль – двухатомный жирный спирт общей формулы $C_nH_{2n}(OH)_2$. Гликоли низшего порядка — бесцветные, прозрачные, вязкие жидкости без запаха, имеют сладкий вкус, гигроскопичны и непрочны [18].

Поглотитель жидкости должен отвечать ряду требований, основными из которых являются:

- высокая влагостойкость;
- нетоксичный;
- достаточно стабильно;
- не обладает коррозионными свойствами;

- низкая растворимость по сравнению с газообразными и жидкими углеводородами и низкая растворимость в них;

- легко регенерируется.

Этим требованиям в наибольшей степени отвечают диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ), моноэтиленгликоль (МЭГ) также используется в полевых условиях.

В настоящее время в СНГ широко популярен метод абсорбции с использованием диэтиленгликоля (ДЭГ) в качестве основного абсорбента, а за рубежом чаще всего используют более эффективный осушитель – триэтиленгликоль (ТЭГ).

Выбор в пользу ДЭГ был в свое время связан с наличием собственной промышленной базы в области химического производства, а также как ожидаемая низкая температура контакта в абсорбере, которая в дальнейшем не была полностью подтверждена [5].

Принципиальная схема осушки газа методом адсорбции представлена на рисунке 1.6.

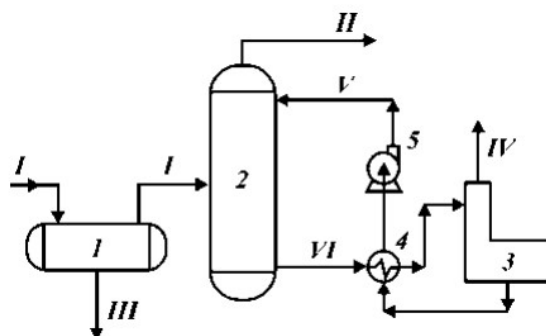


Рисунок 1.6 – Схема стандартной установки гликолевой осушки газа:

I – сырой газ; II – сухой газ; III – вода; IV – пары воды; V – сухой гликоль;

VI – сырой гликоль;

1 – сепаратор; 2 – абсорбер; 3 – генератор гликоля; 4 – теплообменник гликоль-гликоль; 5 – насос.

Газ из скважины проходит через входной сепаратор 1, где от него отделяется жидкая водная фаза, затем поступает в абсорбер 2, где сушится и подвергается воздействию концентрированного раствора гликоля. Сухой газ из абсорбера поступает в магистральный газопровод и подается потребителям. Проект включает в себя систему регенерации 3, а также насосы, теплообменники и ряд другого оборудования [6].

Абсорбционный метод имеет ряд преимуществ перед вышеперечисленными методами:

- позволяет фильтровать газы не только от воды, но и от твердых частиц;
- имеет простое оснащение;
- малый перепад давления;
- низкие затраты на эксплуатацию оборудования;

- сильная газоосушающая способность, не применим при использовании твердых абсорбентов.

1.2 Факторы влияющие на процесс абсорбции

Результаты сушки зависят от первичных и вторичных факторов. Ключевые факторы включают давление, температуру, состав газа на входе в объем и концентрацию сорбента в регенерационном растворе. Эти факторы определяют влажность газа, поступающего в абсорбер и выходящего из него.

Вторичные факторы включают степень насыщения абсорбера, производительность устройства и наличие примесей в газе.

1.2.1 Влияние давления

Рабочее давление определяет металлоемкость, расход осушителя и энергопотребление насоса.

Влияние давления на процесс абсорбции определяется по закону Генри. Согласно этому закону, растворимость газа в жидкости прямо пропорциональна его парциальному давлению в паре над жидкостью. Повышенное давление способствует абсорбции [19]. По данным [20] проведение процесса сушки при высоком давлении при прочих равных условиях обеспечивает снижение затрат на очистку газа.

Кроме того, по мере снижения давления требуется более глубокая сушка газа, чтобы фактическая точка росы газа соответствовала точке росы на входе в основной трубопровод. Зависимость необходимой глубины осушки воздуха от давления представлена на рисунке 1.7.

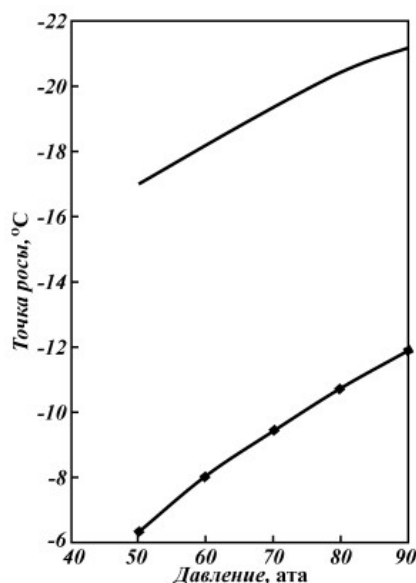


Рисунок 1.7 – Зависимость между требуемой глубиной осушки газа и давлением.

1.2.2 Влияние температуры

Снижение температуры газа при неизменности всех остальных факторов приведет к снижению влагоемкости (рисунок 1.8).

В результате расход поглотителя уменьшается, также меньше количество уносимого абсорбента с осушенным газом, меньше металлоемкость и энергозатраты на регенерацию гликоля. Но снижение температуры раствора приведет к увеличению вязкости раствора. Многими исследованиями установлено, что наибольшее снижение точки росы достигается при осушке газа раствором, вязкость которого не превышает 80 - 90 сП [21,22]. При вязкостях выше 100 сП интенсивность массопереноса между парами воды и раствором снижается, поэтому равновесие между фазами не достигается.

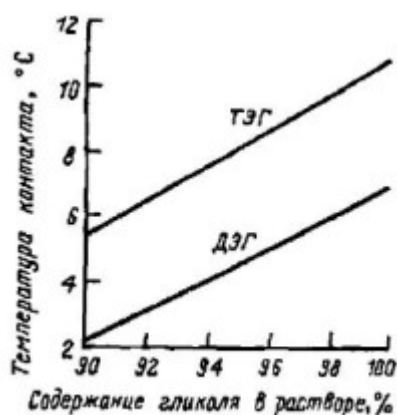


Рисунок 1.8 – Зависимость оптимальной температуры контакта от концентрации растворов ТЭГ и ДЭГ [1].

Максимальная температура процесса практически не ограничена, но чем выше температура газа, тем больше расход осушителя. При температуре выше 40°C рекомендуется воздушное охлаждение [21].

Разность температур входного газового потока и раствора гликоля также не должна быть большой (не более 6-8°C), так как это приводит к увеличению потерь гликоля. Снижение температуры гликоля вызывает вспенивание поглотителя, затопление тарелок и увеличение перепада давления в колонне. Чтобы избежать этой проблемы, перед абсорбером можно установить теплообменник входящего потока для выравнивания их температур.

В целом эффект снижения температуры контакта аналогичен влиянию повышения давления на производительность осушителя воздуха и на объем циркулирующего в системе осушителя [22].

1.2.3 Влияние абсорбента

Наибольшее влияние на снижение точки росы сухого газа оказывает концентрация гликоля, подаваемого в абсорбер (рисунок 1.9).

Концентрация гликоля зависит от степени его регенерации. Самый распространенный метод регенерации – при атмосферном давлении. Чем выше концентрация раствора регенерированного гликоля, тем ниже расход и ниже точка росы сухого газа из-за большой разницы между упругим давлением паров воды в газе и в самом гликоле. При этом необходимо соблюдать условие равновесия давления водяного пара с учетом температуры контакта.

При выборе концентрации раствора на выходе необходимо следить за тем, чтобы ДНП воды над раствором было ниже, чем над газом, поступающим в осушитель.

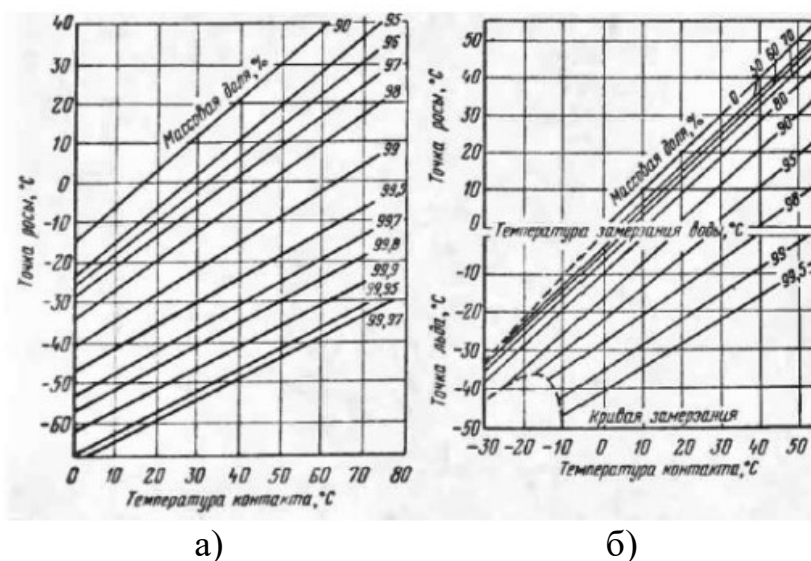


Рисунок 1.9 – Равновесная точка росы газа по воде над растворами ТЭГ (а) и ДЭГ (б) при различных температурах.

Обычно для осушки газа при температуре до 40°C используют раствор, содержащий 98,5% (по массе) диэтиленгликоля или до 99% (по массе) триэтиленгликоля. Для газоабсорбционной очистки от кислых компонентов применяют н-метил-2-пирролидон, гликоли, пропиленкарбонат, трибутилфосфат и метанол; моно- и диэтаноламины используются в качестве химических поглотителей.

При осушке газа, охлажденного до минус 30 °C методом «откачки», применяют раствор этиленгликоля с концентрацией (массой) 80%. Для осушки газов с температурой выше 40°C лучше всего использовать диэтиленгликоль или триэтиленгликоль с концентрацией от 98,5 до 99,8% (по массе) [23].

На эффективность осушки гликолевого газа влияет ряд закономерностей:

- с увеличением концентрации воды растворимость газа в водно-гликолевом растворе снижается;

- вязкость растворов гликоля увеличивается с увеличением концентрации раствора и давления и уменьшается с увеличением температуры;

вспенивание гликоля происходит чаще при обработке кислых газов, чем при обработке нейтральных газов.

Жесткие требования к абсорбентам связаны с необходимостью высокой степени фильтрации газа от капельной влаги для предотвращения ее конденсации в газопроводах.

Это не только обеспечивает безопасную доставку и снижает потребность в текущем обслуживании, но также обеспечивает необходимый состав подаваемого газа и постоянство подаваемого объема.

Норматив СТО Газпром 089-2010 определяет требования к газу для магистрального газопровода определяется

Согласно этому нормативному документу, температура точки росы воды при абсолютном давлении 3,92 МПа не выше минус 20°C зимой и не выше минус 14°C летом; для углеводородов при абсолютном давлении от 2,5 до 7,5 МПа не более минус 10 °С зимой и не более минус 5 °С летом [24].

Для соответствия этим параметрам абсорбент должен отвечать определенным требованиям:

- иметь температуру помутнения и температуру застывания на несколько градусов ниже минимальной рабочей температуры системы;
- не содержит соединений серы, которые могут разлагаться при высоких температурах в травильных колоннах и травильных машинах с образованием высокоагрессивных веществ и элементарной серы;
- не содержит смол и механических примесей;
- имеет максимально узкий диапазон кипения, чтобы легко покрыть ваши потери;
- не содержит ненасыщенных углеводородов, образующих смолы при нагревании и воздействии кислорода;
- имеет более высокое соотношение плотность/молекулярная масса;
- обладает более высокой селективностью по отношению к целевым компонентам, выделяемым из газа;
- имеет низкое давление насыщенного пара для снижения потерь на абсорбцию сухими газами;
- имеет относительно низкую вязкость при рабочих температурах и давлениях, что обеспечивает хорошую прокачиваемость и эффективный массоперенос в абсорбере;
- обладает антипенными и эмульгирующими свойствами [21].

Наиболее часто используемые абсорбенты при воздушной сушке: ДЭГ и ТЭГ. Их популярность связана с определенными преимуществами:

- высокая гигроскопичность;
- стабильность в присутствии сернистых соединений O₂ и CO₂ при обычных температурах;
- концентрированный раствор не затвердевает [4];
- гликоль обладает высокой взаимной растворимостью в воде, легко регенерируется и обладает высокой стабильностью после регенерации;

- имеет низкое давление паров при воздействии газа, незначительные потери абсорбента с потоком газа [22].

1.2.4 Влияние конструкций аппаратов

Абсорберы можно классифицировать по типу массообменной секции: в зависимости от типа контактных устройства, используемых для увеличения поверхности контакта газа с поглотителем. По способу образования контактной поверхности фаз и дисперсности абсорбента их можно разделить на четыре основные группы:

- а) мембраны;
- б) барботажные (дискообразные);
- в) насадочные;
- г) распылительные.

Насадочные колонны или колонны являются наиболее часто используемыми колоннами для адсорбции газообразных загрязняющих веществ. Примеры применяемых насадок, предназначенными для обеспечения развитой поверхности контакта между взаимодействующими потоками, представлены на рисунке 1.10.

Насадки имеют простую конструкцию, имеют специфическую контактную поверхность и высокий коэффициент массопередачи, что позволяет уменьшить размеры [25].

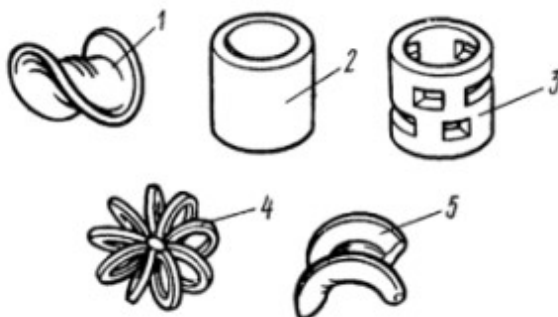


Рисунок 1.10 – Формы элементов насадки:

1 – седло Берля; 2 – кольцо Рашига; 3 – кольцо Палля 4 – розетка Теллера; 5 – седло «Инталокс».

Для наилучшей работы насадки к ним применяются следующие требования:

- большая поверхность в единице объема;
- хорошая смачиваемость абсорбентом;
- низкое гидравлическое сопротивление газовому потоку;
- равномерное распределение абсорбента;
- стойкость к химическому и механическому воздействию со стороны движущихся жидкости и газа;
- малый удельный вес.

Ни одни насадки не могут удовлетворить все этим требованиям, так как улучшение одного параметра приведет к ухудшению другого. Например, увеличение удельной поверхности приводит к увеличению гидравлического сопротивления. Преимуществом колонны данного типа является простота конструкции и низкое гидравлическое сопротивление. К недостаткам относятся трудности с отводом тепла и плохая смачиваемость форсунок при низкой плотности орошения.

Тарельчатая колонна представляет собой устройство, в котором контакт жидкости с паром происходит за счет дробления газа на струи и пузырьки при его барботировании через слой жидкости.

По конструктивным особенностям их можно разделить на три группы (рисунок 1.11):

1. Перекрестноточные тарелки – перемещение газов и жидкостей происходит в горизонтальном направлении. Эти лотки имеют специальные переливные устройства, позволяющие жидкости перетекать из одного лотка в другой, не смешиваясь с газом.

2. Тарелки провального типа: не имеет переливного устройства, жидкость и газ проходят через одно и то же отверстие.

3. Тарелки, обеспечивающие однонаправленное движение газа и жидкости: газ течет в направлении движения жидкости вдоль пластины, уменьшая гидравлический градиент при монтаже.

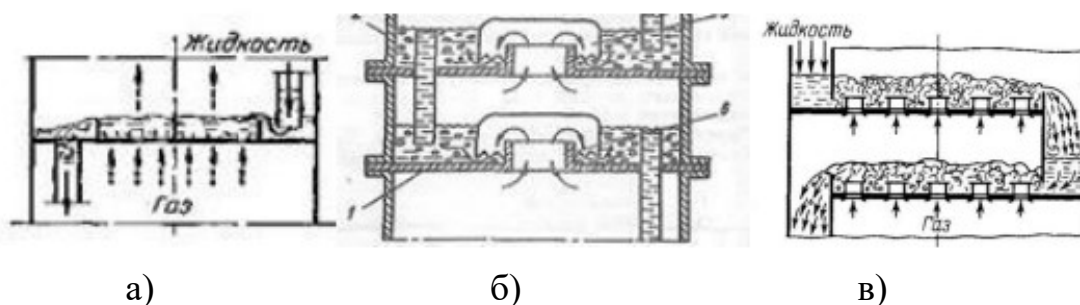


Рисунок 1. 11 – Разновидности тарелок перекрестного типа:
а – ситчатые; б – колпачковые; в – клапанные.

После секции массообмена сухой газ поступает в секцию фильтра, где капельки поглощения, переносимые газом, улавливаются и покидают абсорбер. Насыщенный гликоль стекает в тарелки и удаляется из нижней части колонны для регенерации.

Перспективными являются следующие направления:

Первое — однофункциональная осушитель газа с максимальной производительностью. Массоперенос происходит через колпачковые тарелки, когда газ проходит через слой жидкости. Первичная сепарация газов и десорбция гликоля осуществляются на отдельных установках.

Второе — замена барботажного метода массопереноса весьма эффективным методом контакта газа и жидкости на струйных ситчатых тарелках. Ввести центробежное разделение после каждой тарелки массообмена.

Третий этап – массоперенос в многофункциональных прямооточных, высокоскоростных центробежных элементах, контактирующих с газами и жидкостями в пленочном и капельном режимах.

Четвертая стадия – массоперенос и сепарация на пакетах насадки, создающих вихревой эффект (рисунок 1.12). Конструкцией пакетов насадки предусмотрены макро- и микроструктуры, в которых осуществляются процессы агломерации, массопереноса и сегрегации [26].

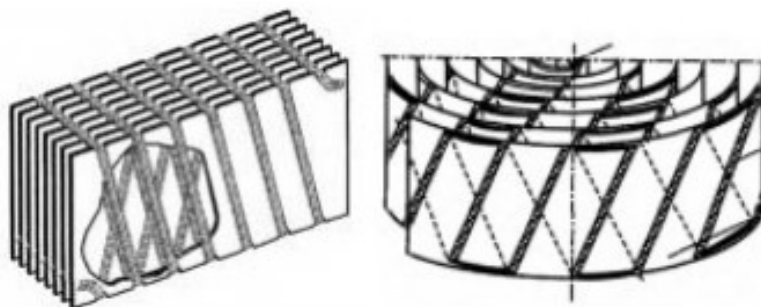


Рисунок 1. 12 – Варианты исполнения регулярных насадок.

1.2.5 Влияние солей и механических примесей

Наличие в газе солей и механических примесей отрицательно влияет на качество процессов абсорбции и десорбции. Соль, попадающая в абсорбционную колонну, откладывается на поверхности оборудования и контактных устройств, загрязняя пути прохождения газа и жидкости и ускоряя скорость образования коррозии на оборудовании. Когда такой газ вступает в контакт с гликолем, некоторые из солей газа растворяются в нем.

В результате происходит переход растворенных солей в систему регенерации. Увеличение температуры регенерации вызывает отложение солей при установке данной системы.

Все это приводит к нестабильной работе установки, сокращению межремонтных сроков и дополнительным эксплуатационным затратам [24-26].

Выводы и постановка задачи исследования

В результате изучения вышеизложенного материала можно сделать следующие выводы:

1) Абсорбционная осушка имеет ряд ключевых преимуществ перед иными методами:

- позволяет очищать газ не только от паров воды, но и от твердых частиц;
- имеет простоту в оборудовании;
- маленькие перепады давления;
- низкие затраты на эксплуатацию оборудования;
- возможность осушки агрессивного газа, который не применим при использовании твердых сорбентов.

2) Выгодно выделяются среди различных поглотителей ТЭГ и ДЭГ, так они имеют следующие преимущества:

- высокая гигроскопичность;
- стабильность в присутствии сернистых соединений O_2 и CO_2 при обычных температурах;
- концентрированные растворы не затвердевают;
- гликоли обладают высокой взаимной растворимостью с водой, они легко регенерируются и обладают высокой стабильностью после регенерации;
- имеют низкую упругость паров при контакте с газом, незначительные потери абсорбента вместе с потоком газа.

Однако ТЭГ позволяет достичь более низкой точки росы, чем ДЭГ.

Ключевыми задачами в данной магистерской работе являются:

- 1) Создание корректно работающей математической модели в специализированной программе;
- 2) Определение зависимый и контролируемых параметров и диапазон их изменений;
- 3) Провести ряд компьютерных экспериментов, направленных на достижения минимальных энергетических затрат с сохранением качества продукции;
- 4) Вывод уравнений зависимости;
- 5) Оптимизация работы установки.

2. МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕНИЯ ИССЛЕДОВАНИЙ

2.1 Описание объекта исследования

Объектом исследования являются установка осушки кислого газа и регенерации гликоля на Астраханского ГКМ ПАО «Газпром».

Астраханское месторождение расположено в юго-западной части Прикаспийской низменности, в 70 км севернее областного центра г. Астрахани.

Технологическая схема установки представлена в приложении А.

Описание технологической схемы представлено ниже.

Сырьевой газ поступает с рабочим давлением 4,275 МПа и температурой плюс 52...плюс 55 °С (зима/лето) на установку осушки на нижнюю тарелку колонны А-1. На верхнюю тарелку колонны А-1 подаётся ТЭГ высокой концентрации (не менее 99,7 % масс.) с рабочим давлением 4,475 МПа и температурой плюс 40...45 °С.

Осушенный газ из абсорбера А-1 с рабочим давлением 4,1 МПа и температурой плюс 62...плюс 68 °С (зима/лето) поступает в блок ДКС с рабочим давлением 4,0 МПа для дальнейшего компримирования. Жидкость, поступающая из абсорбера А-1, представляет собой ТЭГ насыщенный водой, а также сероводород.

Насыщенный ТЭГ из абсорбера А-1 поступает с рабочим давлением 4,110 МПа и температурой плюс 55...плюс 60 °С (зима/лето) на установку регенерации гликоля и подаётся в теплообменник Т-100, где нагревается обратным потоком регенерированного ТЭГ до температуры плюс 69 °С и подаётся в дегазатор Д-1.

Кислый газ из дегазатора Д-1 с рабочим давлением 0,15 МПа и температурой плюс 30,5 °С (зима/лето) направляется на ДКС для дальнейшего компримирования с основным потоком кислого газа поступающего на площадку блока компримирования. На период пуска проектом предусмотрено сжигание кислого газа из дегазатора Д-1 на факел.

НТЭГ из дегазатора Д-1 с рабочим давлением 0,05 МПа (изб.) и температурой плюс 40 °С поступает в герметичный насос Н-2 А/Б (1 раб.+1рез.) для увеличения рабочего давления до 0,46 МПа (изб.).

После герметичных насосов Н-2 А/Б (1 раб. +1рез.) насыщенный ТЭГ с рабочим давлением 0,46 МПа (изб.) и температурой плюс 40 °С поступает в теплообменник Т-101, где нагревается обратным потоком регенерированного ТЭГ до температуры плюс 121,5...плюс 122,5 °С и попадает в фильтры Ф-1 А/Б (1 раб. +1 рез.), далее подаётся в колонну регенерации Р-1.

Пары верха колонны блока паровой регенерации Р-1 представляют собой пары воды с содержанием сероводорода (до 6,6 % мольн.) и рабочим давлением минус 0,07 МПа и температурой плюс 67,7 °С, который поступает в блок-аппарата воздушного охлаждения кислой воды ВХ-2, где охлаждается до температуры плюс 55 °С и направляется в блок емкости рефлюкса Е-101.

Жидкая фаза блока емкости рефлюкса Е-101 представляет собой кислую воду, которая откачивается насосом Н-5 А/Б (1 раб. + 1 рез.) и с рабочим давлением 0,01 МПа (изб.) и температурой плюс 55°С подаётся на верхнюю тарелку колонны блока паровой регенерации Р-1 в качестве орошения.

Паровая фаза блока емкости рефлюкса Е-101 откачивается с помощью водокольцевого насоса Н-6 А/Б (1 раб. + 1 рез.). Для обеспечения работы вакуумного насоса Н-6 А/Б (1 раб. + 1 рез.) проектом предусматривается подвод технической воды с рабочим давлением 0,5 МПа (изб.) и температурой плюс 20 °С после насосов Н-5 (1 раб. + 1 рез.).

Подвод тепла осуществляется по средствам ребойлера Т-102. Ребойлер присоединён к колонне регенерации фланцевым соединением. В трубное пространство подается пар 16. Нагрев в ребойлере осуществляется до 200 °С.

Продукт куба колонны регенерации Р-1 представляет собой регенерированный ТЭГ концентрации 99,7 % с рабочим давлением минус 0,07 МПа и температурой плюс 193,6 °С, который откачивается насосом Н-4 А/Б (1 раб. + 1 рез.). После насосов Н-4 А/Б (1 раб. + 1 рез.) горячий регенерированный ТЭГ с рабочим давлением 0,35 МПа (изб.) и температурой плюс 193,6 °С последовательно нагревает насыщенный ТЭГ в теплообменниках Т-101 и Т-100, после чего доохлаждается в блоке аппарата воздушного охлаждения регенерированного гликоля ВХ-3 до температуры плюс 40,0...плюс 55,0 °С (зима/лето) и подаётся в блок емкости регенерированного ТЭГа Е-100 с рабочим давлением 0,225 МПа (изб.). Из блока емкости регенерированного ТЭГа Е-100 гликоль насосами Н-1 А/Б (1 раб.+1рез.) подаётся на верхнюю тарелку блока абсорбера с рабочим давлением 4,375...4,475 МПа (изб.) и температурой плюс 40,5...плюс 55,5 °С (зима/лето) в качестве питания.

В случае возникновения аварийной ситуации имеется возможность автоматического и дистанционного отключения установки осушки газа и регенерации гликоля электроприводной арматурой на входе и на выходе. После их закрытия автоматически открываются электроприводные краны на линиях освобождения аппаратов на факел и происходит сброс давления. После этого автоматически открываются электроприводные краны на линиях аварийного выхода жидкости из аппаратов и осуществляется сброс жидкости в специально предусмотренную аварийную емкость с одновременным сбросом выделяющегося из жидкости газа на факел. Таким образом, оборудование освобождается от газа и жидкости до достижения атмосферного давления в системе «аппарат - аварийная емкость». Аварийная емкость устанавливается на отдельной площадке.

В период проведения плановых профилактических и ремонтных работ предусматривается освобождение оборудования от газа на факел 50Ф-1 и от жидкости – в дренажную емкость.

На всех аппаратах основного технологического оборудования предусмотрены места отбора проб газа, кислой воды.

2.2. Методики проведения исследований и статистической обработки данных

Работа направленно на оптимизацию работы математической модели установки осушки кислого газа и регенерации гликоля для Астраханского ГКМ ПАО «Газпром». Оптимизация будет проводиться с помощью анализа статистических данных и вывода системы уравнений, определяющих значение таких показателей как:

- тепловая нагрузка конденсатора;
- тепловая нагрузка ребойлера;
- тепловая нагрузка теплообменника E-102;
- температура куба колонны-регенератора;
- количество ТЭГа, уносимого газом из абсорбера.

На момент выполнения работы теплообменник E-102 не функционирует на установке осушки кислого газа и регенерации гликоля, однако Заказчиком установлена задача определить целесообразность снижения температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер до 20°C.

Переменными, для данной системы уравнений будут являться:

- концентрация ТЭГа, подаваемого в абсорбер;
- температура в емкости орошения;
- флегмовое число;
- давление в колонне -регенераторе;
- температура подачи ТЭГа в абсорбер.

Исследование проводится путем изменения вышеперечисленных показателей в математической модели в программе Aspen HYSYS.

Aspen Hysys является мощным и универсальным программным обеспечением для моделирования и оптимизации процессов в химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей отраслях. Это программное обеспечение предназначено для решения разнообразных задач, включая проектирование новых установок, оптимизацию существующих процессов, анализ и оценку технологических рисков, а также подготовку технико-экономических обоснований проектов.

Программа предлагает широкий спектр инструментов для проведения исследований и анализа, таких как:

- Моделирование и оптимизация сложных химико-технологических процессов с использованием передовых методов вычислительной химии и инженерных расчетов.
- Интеграция с другими программными продуктами для обеспечения комплексного подхода к решению задач в области химической технологии.
- Использование современных алгоритмов и методов для оптимизации параметров процессов и разработки оптимальных технологических схем.

Также ПО обладает интуитивно понятным интерфейсом и гибкими настройками, что позволяет пользователям адаптировать ее под свои потребности и эффективно решать поставленные задачи. Она может быть полезна для специалистов в области химической и нефтехимической технологии, а также для инженеров, занимающихся проектированием и оптимизацией производственных процессов.

Важно отметить, что Aspen Hysys постоянно обновляется и совершенствуется, чтобы соответствовать современным требованиям и тенденциям развития отрасли.

Полученные данные подлежат статистической обработке. Существует несколько методов статистической обработки данных:

- Дисперсионный;
- Корреляционный;
- Регрессионный;
- Регрессионно-корреляционный.

Достоинства корреляционного-регрессионного анализа:

- возможность всестороннего исследования различных взаимосвязей между факторами;
- получение оценки поведения результирующего фактора, в том числе его возможных прогнозируемых значений, адекватных действительности.

К недостаткам методов корреляционно-регрессионного анализа можно отнести:

- громоздкость вычислений;
- существенное влияние на результаты объема и состава выборки [26-30].

Однако, несмотря на свои недостатки, регрессионно-корреляционный анализ пользуется большой популярностью среди работ, связанных с оптимизацией.

Выводы по главе

В результате изучения вышеизложенного материала можно сделать следующие выводы:

- для выполнения поставленных задач необходимо выполнить корреляционно-регрессионный анализ;
- математическая модель будет разработана в программе Aspen Hysys v.11.

В качестве контролируемых параметров определены:

- тепловая нагрузка конденсатора;
- тепловая нагрузка ребойлера;
- тепловая нагрузка теплообменника E-102;
- температура куба колонны-регенератора;
- количество ТЭГа, уносимого газом из абсорбера.

В качестве изменяемых параметров определены:

- концентрация ТЭГа, подаваемого в абсорбер;
- температура в емкости орошения;
- флегмовое число;
- давление в колонне -регенераторе;
- температура подачи ТЭГа в абсорбер.

3. ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКАЯ ЧАСТЬ

3.1 Анализ технологической схемы и разработка модели

Процесс гликолевой осушки был полностью смоделирован в программе Aspen HYSYS. Модель работает в диапазоне от 50 до 120 % загрузки по сырью. Исходные данные были представлены ООО «Газпром проектирование».

Схема блока осушки и регенерации представлена на рисунке 3.1.

Для проведения эксперимента необходимо обозначить независимые переменные. Так как объектом моего исследования является действующая установка осушки кислого газа, то независимыми (изменяемыми) переменными могут являться только технологические параметры, изменение которых не влечет за собой нарушений в работе действующего оборудования и контактных устройств. Независимые переменные представлены в таблице 3.1

Таблица 3.1 – Граничные условия для независимых переменных

	Ед. изм.	x_i
Концентрация ТЭГа	% масс.	x_1
Температура в емкости орошения	°С	x_2
Флегмовое число	-	x_3
Давление в регенераторе	кПа	x_4
Температура подачи ТЭГа	°С	x_5

Целью моей диссертации является снижение энергопотребления на установке без снижения качества осушки газа. Заказчиком были выдвинуты следующие требования:

- контролировать количество уносимого ТЭГа вместе с осушенным газом;
- определить целесообразность установки рекуперативного теплообменника, способного снизить температуру подаваемого в абсорбер ТЭГа от 45°С до 20°С (обозначим его Е-102).

Исходя из этого были определены контролируемые параметры, представленные в таблице 3.2.

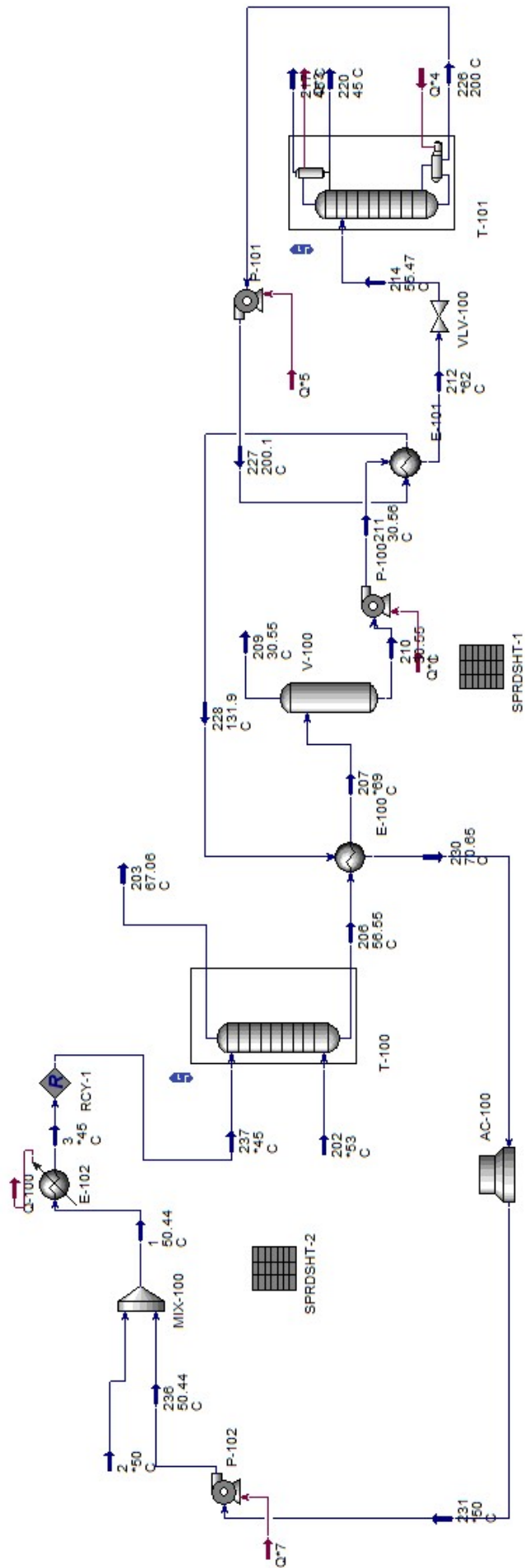


Рисунок 3.1 – Схема блока осушки и регенерации

Таблица 3.2 – Контролируемые параметры

№	Показатель	Ед. изм.	У _і
1	Тепловая нагрузка на конденсатор	кВт	у ₁
2	Тепловая нагрузка на ребойлер	кВт	у ₂
3	Тепловая нагрузка на Е-102	кВт	у ₃
4	Степень осушки	ppm	у ₄
5	Температура куба регенератора	°С	у ₅
6	Количество ТЭГа в осушенном газе	кг/ч	у ₆

Для определения значений граничных условий необходимо определить их влияние на контролируемые параметры.

Графики зависимости контролируемых параметров от концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, представлены на рисунках 3.2-3.5. Значение экспериментально полученных величин представлены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Влияние концентрации ТЭГа на контролируемые параметры

Кон-ция ТЭГа, % масс.	ТНК, кВт	ТНР, кВт	ТНТ, кВт	Степ. осушки, % масс.	Темп. куба, °С	Кол-во ТЭГа в осу газе, кг/ч
99,70	887,80	1246,00	73,12	0,0002	200,00	0,22
99,60	887,20	1222,00	73,70	0,0002	190,32	0,22
99,50	886,60	1201,00	74,29	0,0003	181,89	0,21
99,40	886,10	1184,00	74,87	0,0004	174,56	0,21
99,30	885,50	1169,00	75,45	0,0004	168,18	0,21

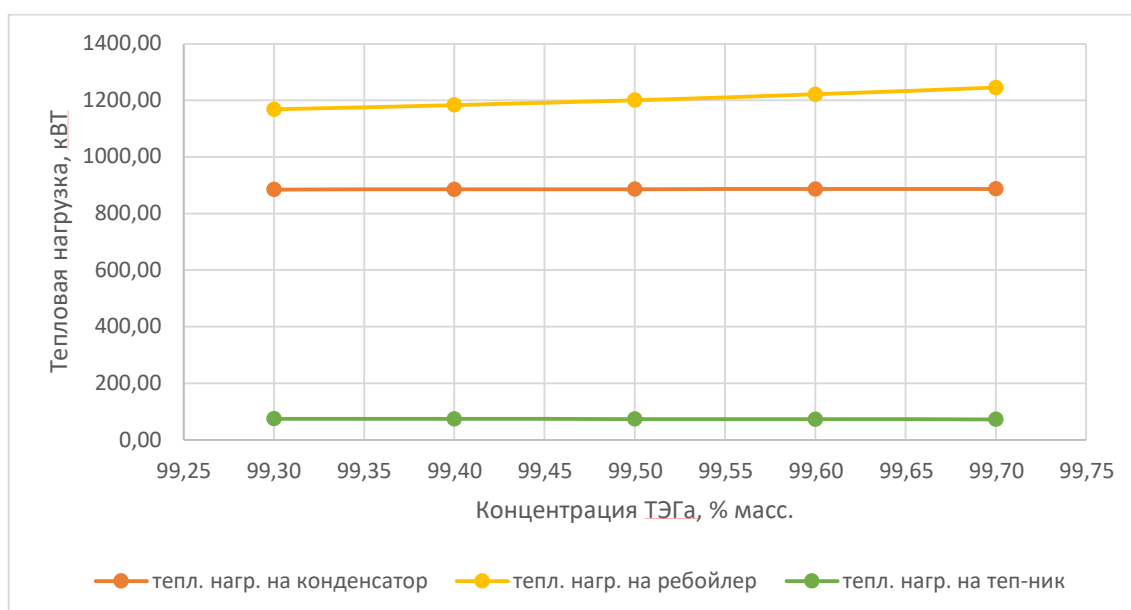


Рисунок 3.2 – Влияние концентрации на тепловые нагрузки

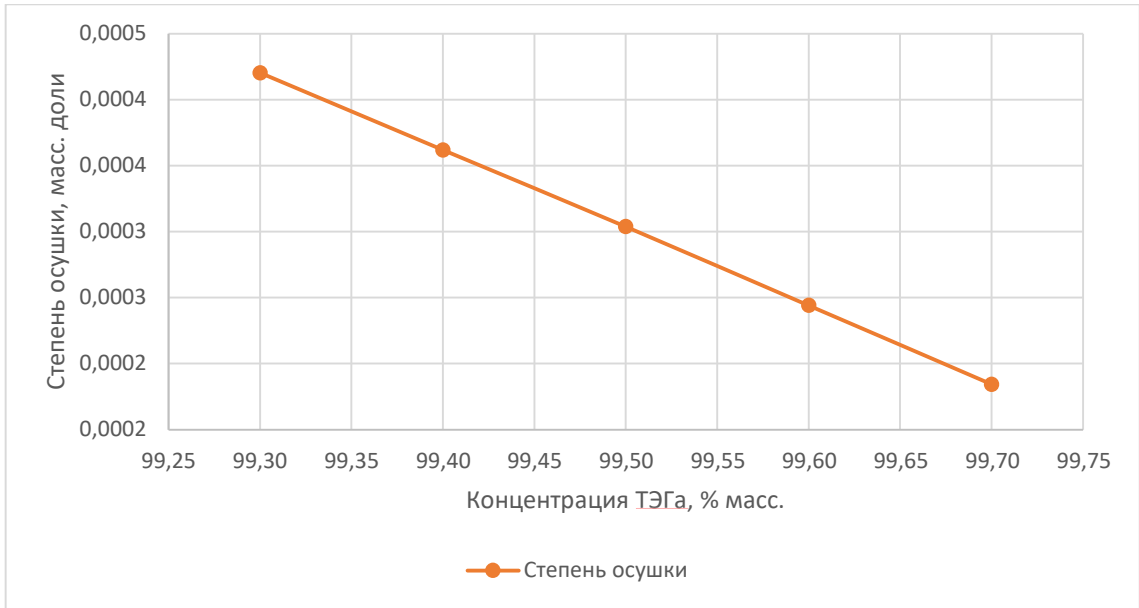


Рисунок 3.3 – Влияние концентрации на степень осушки

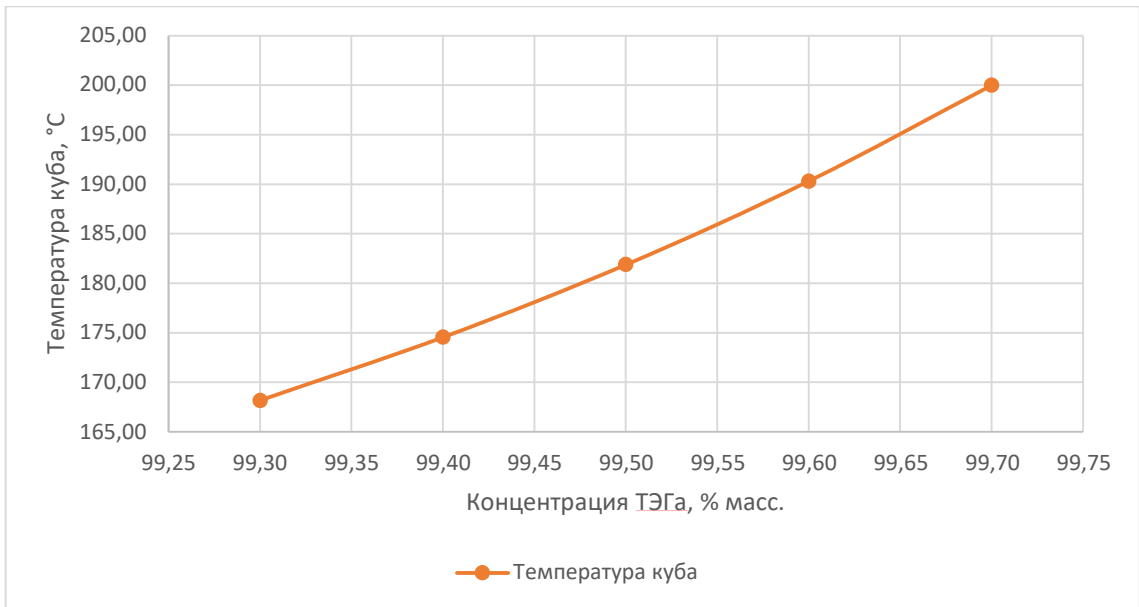


Рисунок 3.4 – Влияние концентрации на температуру куба регенератора

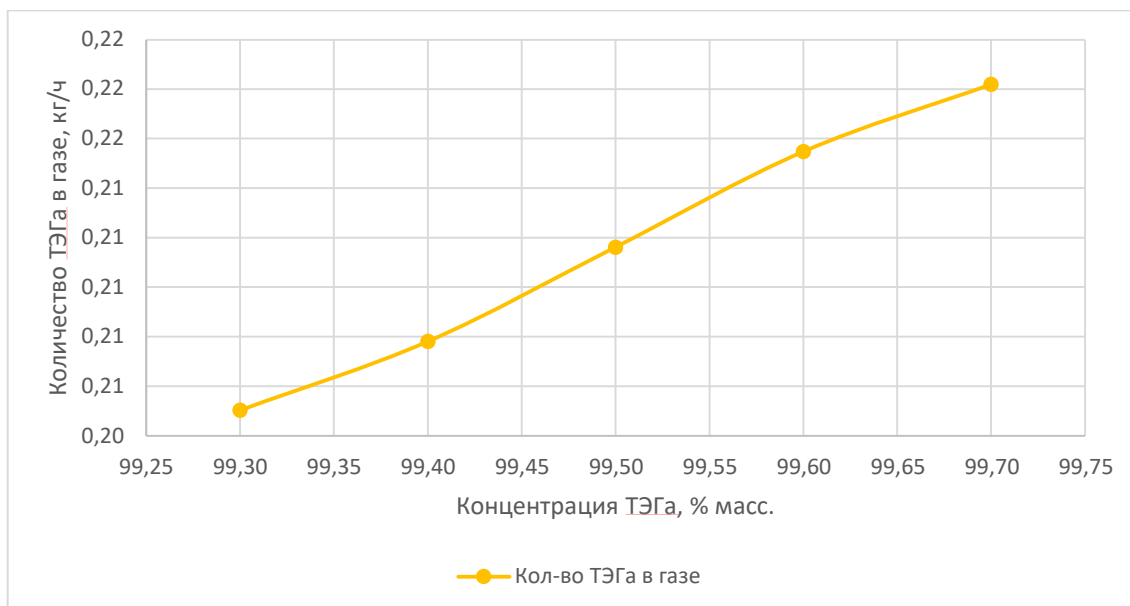


Рисунок 3.5 – Влияние концентрации на количество ТЭГа в осушенном газе

Проанализировав полученные зависимости, можно сделать вывод, что:

- С увеличением концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, тепловая нагрузка на конденсатор увеличивается;
- С увеличением концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, тепловая нагрузка на ребойлер увеличивается;
- С увеличением концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, тепловая нагрузка на E-102 уменьшается;
- С увеличением концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, степень осушки увеличивается;
- С увеличением концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, температура куба регенератора увеличивается;
- С увеличением концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер, количества ТЭГа в осушенном газе увеличивается.

График зависимости контролируемых параметром от температуры в емкости орошения представлен на рисунке 3.6. Значение экспериментально полученных величин представлены в таблице 3.4.

Таблица 3.4 – Влияние температуры в емкости орошения на контролируемые параметры

Темп. в ЕО, °С	ТНК, кВт	ТНР, кВт	ТНТ, кВт	Степ. осушки % масс.	Темп. куба, °С	Кол-во ТЭГа в осу газе, кг/ч
40,00	887,18	1221,72	73,72	0,0002	190,30	0,22
43,00	879,40	1221,24	73,72	0,0002	190,31	0,22
46,00	870,10	1220,00	73,72	0,0002	190,31	0,22

Темп. в ЕО, °С	ТНК, кВт	ТНР, кВт	ТНТ, кВт	Степ. осушки % масс.	Темп. куба, °С	Кол-во ТЭГа в осу газе, кг/ч
49,00	858,20	1219,68	73,72	0,0002	190,31	0,22
52,00	840,70	1218,91	73,72	0,0002	190,31	0,22
55,00	807,80	1218,14	73,72	0,0002	190,31	0,22

Из таблицы видно, что изменение температуры в емкости орошения оказывает значительное влияние только на тепловые нагрузки.

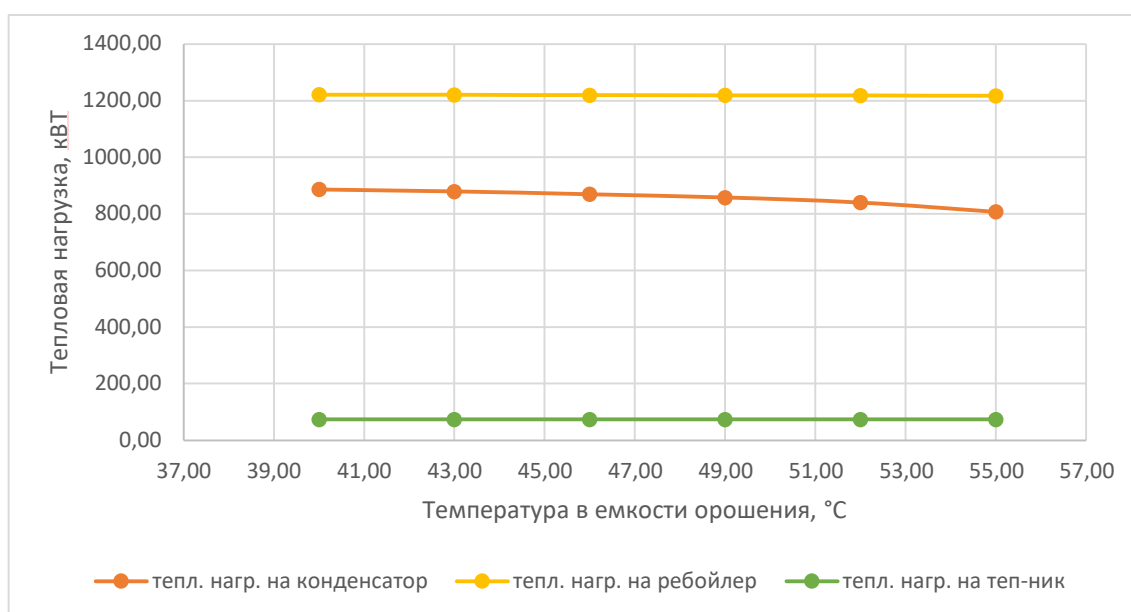


Рисунок 3.6 – Влияние температуры в емкости орошения на тепловые нагрузки

Проанализировав полученные зависимости, можно сделать вывод, что:

- С увеличением температуры в емкости орошения тепловая нагрузка на конденсатор уменьшается;
- С увеличением температуры в емкости орошения тепловая нагрузка на ребойлер уменьшается;
- С увеличением температуры в емкости орошения тепловая нагрузка на Е-102 остается постоянной.

Графики зависимости контролируемых параметров от флегмового числа, представлены на рисунке 3.7. Значение экспериментально полученных величин представлены в таблице 3.5.

Таблица 3.5 – Влияние флегмового числа на контролируемые параметры

ФЧ	ТНК, кВт	ТНР, кВт	ТНТ, кВт	Степ. осушки, % масс.	Темп. куба, °С	Кол-во ТЭГа в осу газе,
0,20	887,18	1221,72	73,72	0,0002	190,30	0,22
0,30	963,40	1298,00	73,72	0,0002	190,32	0,22
0,40	1040,00	1374,00	73,72	0,0002	190,31	0,22
0,50	1116,00	1451,00	73,72	0,0002	190,31	0,22
0,60	1192,00	1527,00	73,72	0,0002	190,31	0,22

Из таблицы видно, что изменение флегмового числа оказывает значительное влияние только на тепловые нагрузки.

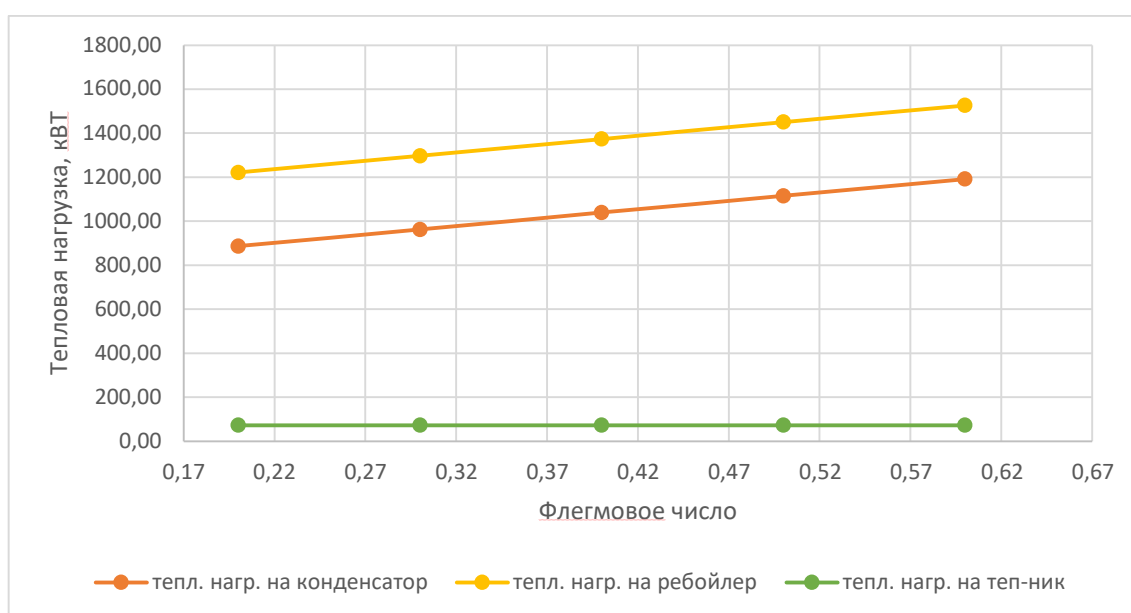


Рисунок 3.7 – Влияние флегмового числа на тепловые нагрузки

Проанализировав полученные зависимости, можно сделать вывод, что:

- С увеличением флегмового числа тепловая нагрузка на конденсатор увеличивается;
- С увеличением флегмового числа тепловая нагрузка на ребойлер увеличивается;
- С увеличением флегмового числа тепловая нагрузка на E-102 остается постоянной.

График зависимости контролируемых параметров от давления в регенераторе представлены на рисунках 3.8-3.9. Значение экспериментально полученных величин представлены в таблице 3.6.

Таблица 3.6 – Влияние давления в регенераторе на контролируемые параметры

Давление в рег., кПа	ТНК, кВт	ТНР, кВт	ТНТ, кВт	Степ. осушки, ppm	Темп. куба, °С	Кол-во ТЭГа в осу газе,
20,00	887,18	1221,72	73,72	0,0002	190,30	0,22
23,00	891,08	1236,06	73,72	0,0002	195,34	0,22
26,00	894,15	1248,91	73,72	0,0002	199,91	0,22
29,00	896,67	1260,86	73,72	0,0002	204,08	0,22
32,00	898,83	1271,84	73,72	0,0002	207,96	0,22
35,00	900,73	1282,08	73,72	0,0002	211,57	0,22

Из таблицы видно, что изменение давления в регенераторе оказывает значительное влияние только на тепловые нагрузки и температуру куба регенератора.

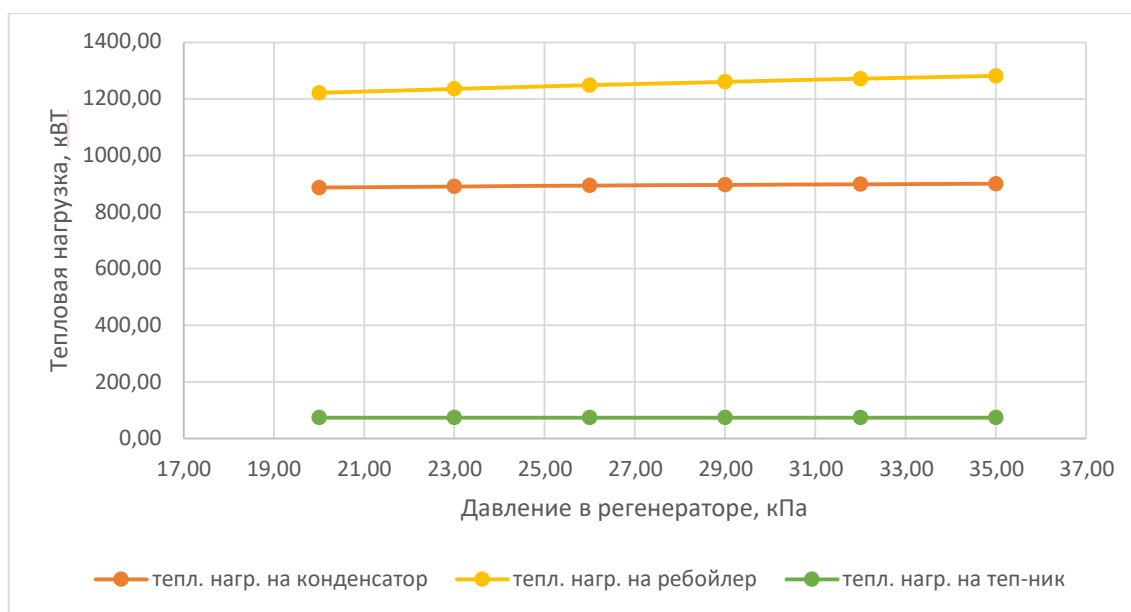


Рисунок 3.8 – Влияние давления в регенераторе на тепловые нагрузки

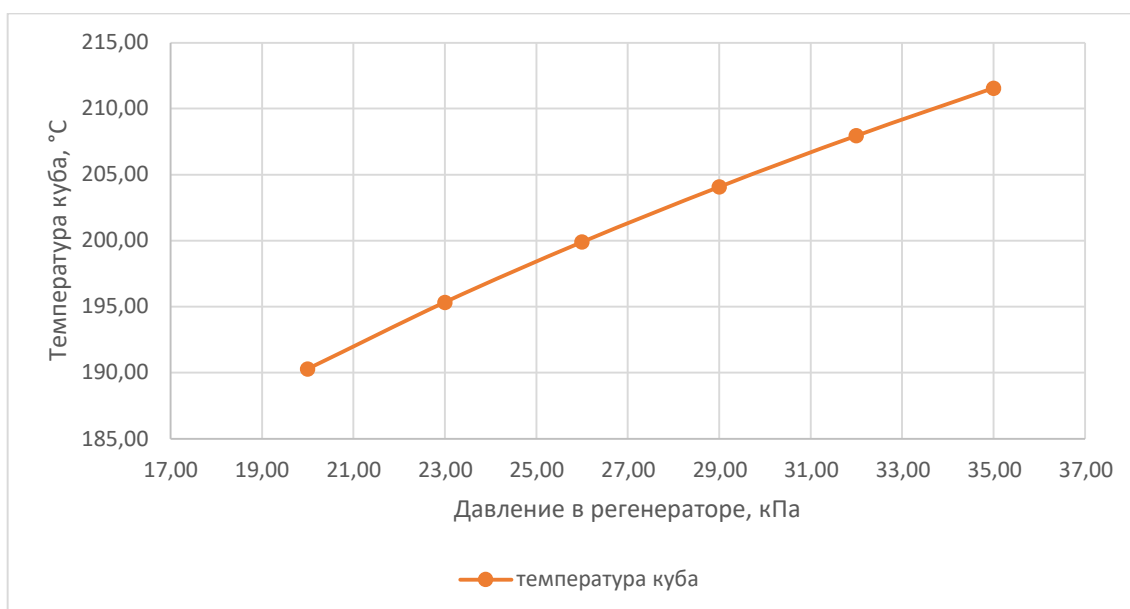


Рисунок 3.9 – Влияние давления в регенераторе на температуру куба регенератора

Проанализировав полученные зависимости, можно сделать вывод, что:

- С увеличением давления в регенераторе тепловая нагрузка на конденсатор увеличивается;
- С увеличением давления в регенераторе тепловая нагрузка на ребойлер увеличивается;
- С увеличением давления в регенераторе тепловая нагрузка на E-102 остается постоянной;
- С увеличением давления в регенераторе температура куба регенератора увеличивается.

Графики зависимости контролируемых параметров от температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер, представлены на рисунках 3.10-3.12. Значение экспериментально полученных величин представлены в таблице 3.7.

Таблица 3.7 – Влияние температуры ТЭГа подаваемого в абсорбер на контролируемые параметры

Темп. подачи ТЭГа, °C	ТНК, кВт	ТНР, кВт	ТНТ, кВт	Степ. осушки, % масс.	Темп. куба, °C	Кол-во ТЭГа в осу газе, кг/ч
20,00	887,18	1221,72	73,72	0,0002	190,31	0,22
25,00	887,06	1221,80	61,31	0,0003	190,31	0,24
30,00	886,93	1221,64	49,05	0,0003	190,31	0,27
35,00	886,80	1221,49	36,91	0,0003	190,31	0,30
40,00	886,66	1221,33	24,87	0,0003	190,31	0,34
45,00	886,53	1221,17	12,92	0,0003	190,31	0,38

Из таблицы видно, что изменение температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер, оказывает значительное влияние только на тепловые нагрузки, степень осушки и количество уносимого ТЭГа с осушенным газом.

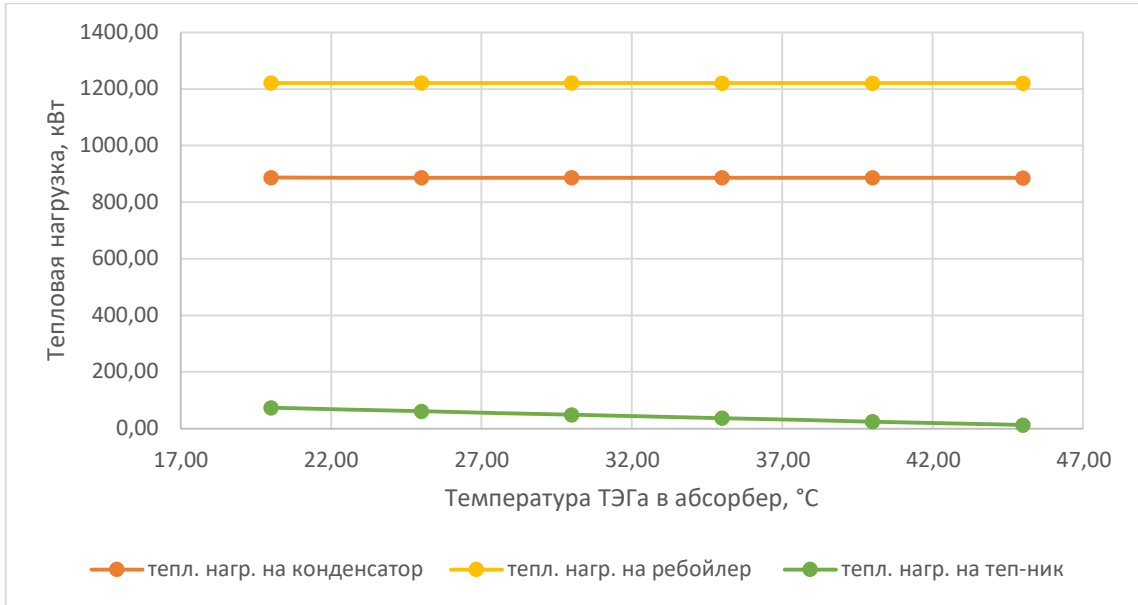


Рисунок 3.10 – Влияние температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер, на тепловые нагрузки

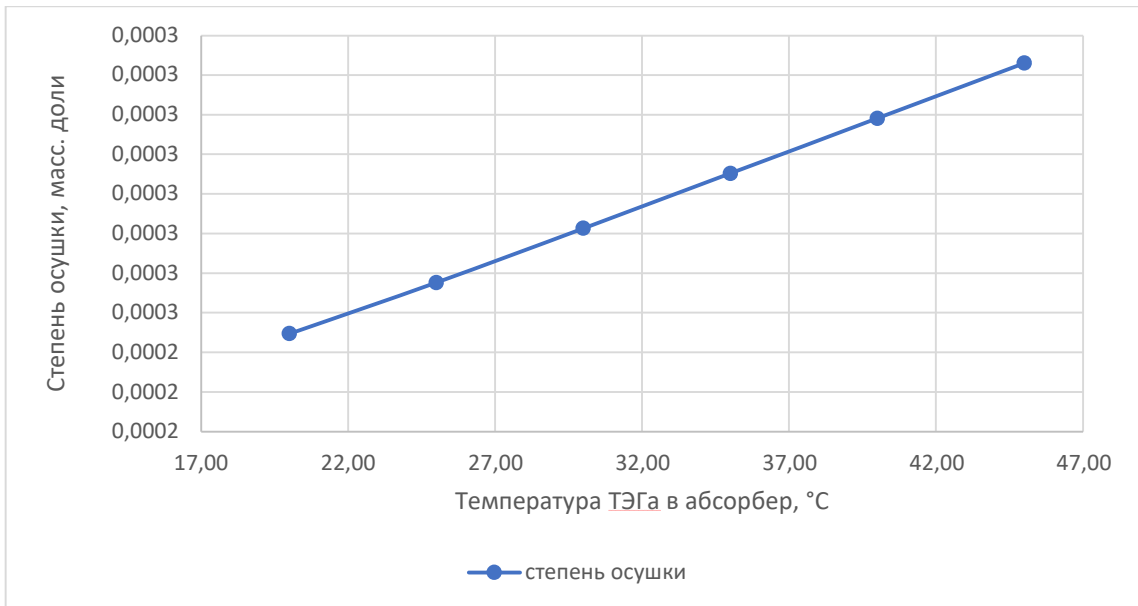


Рисунок 3.11 – Влияние температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер, на степень осушки

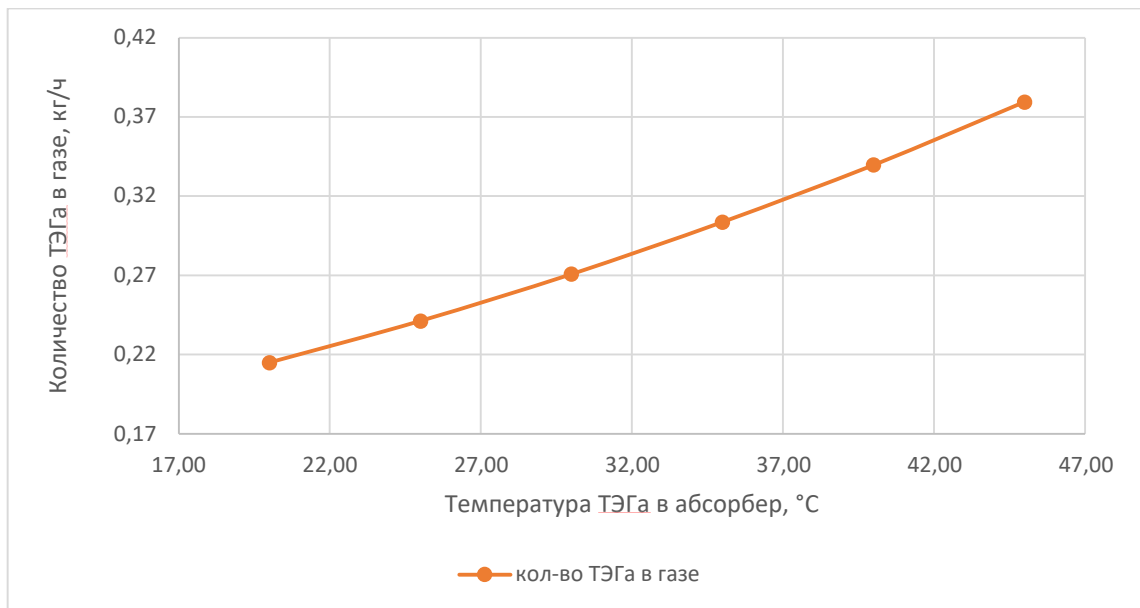


Рисунок 3.12 – Влияние температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер, на количество ТЭГа в осушенном газе

Проанализировав полученные зависимости, можно сделать вывод, что:

- С увеличением температуры подаваемого ТЭГа в абсорбер тепловая нагрузка на конденсатор уменьшается;
- С увеличением температуры подаваемого ТЭГа в абсорбер тепловая нагрузка на ребойлер незначительно уменьшается;
- С увеличением температуры подаваемого ТЭГа тепловая нагрузка на E-102 уменьшается;
- С увеличением температуры подаваемого ТЭГа в абсорбер степень осушки уменьшается;
- С увеличением температуры подаваемого ТЭГа в абсорбер количество ТЭГа в осушенном газе увеличивается.

Также было установлено, что увеличение флегмового числа более 0,5 происходит нарушение в гидродинамике колонны

По полученным данным были получены следующие выводы:

- Увеличение концентрации ТЭГа более 99,7% экономически не целесообразно. Уменьшение менее 99,6% приводит к резкому снижению степени осушки.
- С увеличением температуры в емкости орошения более 55°C снижается глубина конденсации и, следовательно, увеличиваются потери ТЭГа на регенерацию. Снижение температуры более 40°C, так как осуществляется воздушное охлаждение.
- Уменьшение флегмового числа менее 0,2 и увеличение более 0,5 приводит к нарушению в работе насадки.
- Диапазон давления в регенераторе ограничивается расчетными параметрами аппарата и температурой куба. ТЭГ подвержен термодеструкции при температуре более 204°C.

- Нижние и верхнее значение температуры подачи ТЭГа в абсорбер определяется заказчиком.

Граничные условия независимых переменных представлены в таблице 3.8.

Таблица 3.8 – Граничные условия независимых переменных

Переменная	Ед.	x_i	Минимальное значение	Максимальное значение
Концентрация ТЭГа	% масс.	x_1	99,6	99,7
Температура в емкости орошения	°С	x_2	40	55
Флегмовое число	-	x_3	0,2	0,5
Давление в регенераторе	кПа	x_4	20	30
Температура подачи ТЭГа	°С	x_5	20	45

3.2 Оптимизация технологических параметров

Для проведения корреляционно-регрессионного анализа разработана матрица факторного эксперимента, где отображены все возможные комбинации независимых переменных, представлена в таблице 3.9.

Таблица 3.9 – Матрица факторного эксперимента

№	x_1	x_2	x_3	x_4	x_5
1	99,6	40	0,2	20,00	20,00
2	99,6	40	0,2	20,00	45,00
3	99,6	40	0,2	30,00	20,00
4	99,6	40	0,2	30,00	45,00
5	99,6	40	0,5	20,00	20,00
6	99,6	40	0,5	20,00	45,00
7	99,6	40	0,5	30,00	20,00
8	99,6	40	0,5	30,00	45,00
9	99,6	55	0,2	20,00	20,00
10	99,6	55	0,2	20,00	45,00
11	99,6	55	0,2	30,00	20,00
12	99,6	55	0,2	30,00	45,00
13	99,6	55	0,5	20,00	20,00
14	99,6	55	0,5	20,00	45,00
15	99,6	55	0,5	30,00	20,00
16	99,6	55	0,5	30,00	45,00
17	99,7	40	0,2	20,00	20,00
18	99,7	40	0,2	20,00	45,00

№	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	x ₅
19	99,7	40	0,2	30,00	20,00
20	99,7	40	0,2	30,00	45,00
21	99,7	40	0,5	20,00	20,00
22	99,7	40	0,5	20,00	45,00
23	99,7	40	0,5	30,00	20,00
24	99,7	40	0,5	30,00	45,00
25	99,7	55	0,2	20,00	20,00
26	99,7	55	0,2	20,00	45,00
27	99,7	55	0,2	30,00	20,00
28	99,7	55	0,2	30,00	45,00
29	99,7	55	0,5	20,00	20,00
30	99,7	55	0,5	20,00	45,00
31	99,7	55	0,5	30,00	20,00
32	99,7	55	0,5	30,00	45,00

Далее было проведено 32 компьютерных эксперимента проведены с целью получения исходных данных для корреляционно-регрессионного анализа. Результаты представлены в таблице 3.9.

Таблица 3.9 – Результаты экспериментов

№	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	x ₅	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄	y ₅	y ₆
1	99,6	40	0,2	20,00	20,00	887,182	1221,716	73,718	184,779	190,300	0,215
2	99,6	40	0,2	20,00	45,00	886,523	1221,353	12,923	313,692	190,300	0,381
3	99,6	40	0,2	30,00	20,00	897,431	1264,477	73,706	184,779	205,400	0,216
4	99,6	40	0,2	30,00	45,00	896,769	1263,803	12,920	313,692	205,400	0,381
5	99,6	40	0,5	20,00	20,00	1115,849	1450,528	73,698	184,779	190,300	0,214
6	99,6	40	0,5	20,00	45,00	1115,040	1449,753	12,919	313,692	190,300	0,381
7	99,6	40	0,5	30,00	20,00	1127,547	1494,505	73,686	184,779	205,400	0,215
8	99,6	40	0,5	30,00	45,00	1126,720	1493,659	12,917	313,692	205,400	0,381
9	99,6	55	0,2	20,00	20,00	807,842	1217,930	73,677	184,779	190,400	0,215
10	99,6	55	0,2	20,00	45,00	807,235	1217,275	12,915	313,692	190,300	0,381
11	99,6	55	0,2	30,00	20,00	860,390	1260,480	73,667	184,779	190,300	0,215
12	99,6	55	0,2	30,00	45,00	859,756	1259,766	12,914	313,692	190,300	0,381
13	99,6	55	0,5	20,00	20,00	1030,702	1440,717	73,661	313,692	190,300	0,215
14	99,6	55	0,5	20,00	45,00	1029,934	1439,897	12,912	313,692	190,300	0,381
15	99,6	55	0,5	30,00	20,00	1084,695	1484,636	73,649	184,779	205,400	0,215
16	99,6	55	0,5	30,00	45,00	1083,894	1483,795	12,910	313,692	205,400	0,381
17	99,7	40	0,2	20,00	20,00	887,772	1245,190	73,043	164,779	200,000	0,219
18	99,7	40	0,2	20,00	45,00	887,285	1244,687	12,834	184,779	200,000	0,386
19	99,7	40	0,2	30,00	20,00	898,019	1286,974	73,030	164,779	214,700	0,218
20	99,7	40	0,2	30,00	45,00	897,528	1286,445	12,832	184,779	214,700	0,385
21	99,7	40	0,5	20,00	20,00	1116,583	1473,918	73,022	164,779	200,000	0,219
22	99,7	40	0,5	20,00	45,00	1115,973	1473,278	12,831	184,779	200,000	0,385
23	99,7	40	0,5	30,00	20,00	1128,274	1517,136	73,010	164,779	214,700	0,218
24	99,7	40	0,5	30,00	45,00	1127,657	1516,470	12,828	184,779	214,700	0,384
25	99,7	55	0,2	20,00	20,00	808,534	1241,127	73,001	164,779	200,000	0,218
26	99,7	55	0,2	20,00	45,00	808,080	1240,622	12,827	184,779	200,000	0,384
27	99,7	55	0,2	30,00	20,00	860,988	1282,892	72,989	164,779	214,700	0,219
28	99,7	55	0,2	30,00	45,00	860,515	1282,360	12,824	184,779	214,700	0,386
29	99,7	55	0,5	20,00	20,00	1031,518	1464,020	72,981	164,779	200,000	0,218
30	99,7	55	0,5	20,00	45,00	1030,966	1463,380	12,824	184,779	200,000	0,384
31	99,7	55	0,5	30,00	20,00	1085,428	1507,228	72,970	164,779	214,700	0,218
32	99,7	55	0,5	30,00	45,00	1084,830	1506,571	12,821	184,779	214,700	0,385

Корреляционно-регрессионный анализ проводится для получения математического описания анализируемого факторного пространства в виде его расчетно-статистической модели.

Результаты корреляционного анализа представлены в таблице 3.10

Таблица 3.10 – Корреляционный анализ

	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	y6
x1	1										
x2	0	1									
x3	-5,1E-17	-1,2E-17	1								
x4	0	0	0	1							
x5	0	0	0	0	1						
y1	0,003272	-0,25683	0,952756	0,134989	-0,00264	1					
y2	0,099273	-0,03	0,97716	0,185	-0,00279	0,964161	1				
y3	-0,00633	-0,00039	-0,00019	-0,00012	-0,99997	0,002529	0,001975	1			
y4	-0,66954	0,065377	0,065377	-0,06538	0,538785	0,026077	-0,01935	-0,53641	1		
y5	0,613353	-0,10138	0,101383	0,700927	-0,00034	0,209218	0,29151	-0,00361	-0,45096	1	
y6	0,019746	-0,00076	-0,00159	0,000942	0,999782	-0,00357	-0,0022	-0,99986	0,524766	0,012546	1

Из таблицы можно сделать следующие выводы:

- Существует сильная прямая зависимость между значениями y_1 (тепловая нагрузка на конденсатор) и x_3 (флегмовое число). Аналогичная зависимость наблюдается для y_2 (тепловая нагрузка на ребойлер);
- Существует сильная обратная зависимость между значениями y_3 (тепловая нагрузка на E-102) и x_5 (температура подачи ТЭГа);
- Существует заметная обратная зависимость между значениями y_4 (степень осушки) и x_1 (концентрация ТЭГа);
- Существует заметная прямая зависимость между значениями y_5 (температура куба регенератора) и x_4 (давление в регенераторе);
- Существует сильная прямая зависимость между значениями y_6 (температура подачи ТЭГа) и x_5 (температура подачи ТЭГа);
- Существует слабая зависимость между x_3 (флегмовое число) и x_1 (концентрация ТЭГа), x_2 (температура в емкости орошения). Однако она стремится к нулю, поэтому можно констатировать отсутствие созависимости между переменными параметрами.

Целью регрессионного анализа экспериментальных данных является получение математических уравнений, связывающих зависимые и независимые переменные вида $y_j=f(x_i)$. С целью сглаживания возможной нелинейной взаимосвязи влияющих факторов (x_i) с результатами расчета (y_j), рекомендуется представить факторы (x_i) в виде полиномов.

В результате регрессионного анализа были получены значения множественной корреляции, представленные в таблице 3.11. Результаты регрессионного анализа представлены в приложении Б.

Таблица 3.11 – Значения множественной корреляции

Контролируемый параметр	y_i	Множественный R
Тепловая нагрузка на конденсатор	y_1	0,99994
Тепловая нагрузка на ребойлер	y_2	0,99997
Тепловая нагрузка на E-102	y_3	0,99998
Степень осушки	y_4	0,98586
Температура куба регенератора	y_5	0,99950
Количество ТЭГа в осушенном газе	y_6	0,99999

Из таблицы вид, что значение множественного R стремится к единице, что говорит о высокой степени достоверности.

В результате регрессионного анализа были получены коэффициенты, представленные в таблице 3.12.

Таблица 3.12 – Значение коэффициентов

y_1	x_1^3	0,000897	y_2	x_1	10,211939	y_3	x_1	1,222466
	x_2^3	-0,000596		x_2	-0,468486		x_2	-0,001475
	x_3^3	1935,880436		x_3	754,750817		x_3	-0,036051
	x_4^3	0,001689		x_4	4,276508		x_4	-0,000554
	x_5^3	-0,000008		x_5	-0,028139		x_5	-2,418893
y_4	x_1	1,592407	y_5	x_1	1,737427	y_6	x_1^2	0,000018
	x_2	0,428617		x_2	-0,127791		x_2^2	0,000000
	x_3	21,053473		x_3	6,227096		x_3^2	-0,001280
	x_4	-0,980848		x_4	1,297813		x_4^2	0,000000
	x_5	1,752944		x_5	-0,000835		x_5^2	0,000102

Результаты регрессионного анализа представлены в приложении В.

По результатам проведения регрессионного анализа составлена система уравнений, представленная ниже:

$$\left\{ \begin{array}{l} y_1 = 0,000897 \cdot x_1^3 - 0,0006 \cdot x_2^3 + 1935,88 \cdot x_3^3 + 0,001689 \cdot x_4^3 - 7,613 \cdot 10^{-6} \cdot x_5^3 \\ y_2 = 10,22 \cdot x_1 - 0,469 \cdot x_2 + 754,75 \cdot x_3 + 4,28 \cdot x_4 - 0,028 \cdot x_5 \\ y_3 = 1,22 \cdot x_1 - 0,0015 \cdot x_2 - 0,036 \cdot x_3 - 0,0006 \cdot x_4 - 2,42 \cdot x_5 \\ y_4 = 1,59 \cdot x_1 + 0,43 \cdot x_2 + 21,05 \cdot x_3 - 0,98 \cdot x_4 + 1,75 \cdot x_5 \\ y_5 = 1,74 \cdot x_1 - 0,13 \cdot x_2 + 6,23 \cdot x_3 + 1,3 \cdot x_4 - 0,0008 \cdot x_5 \\ y_6 = 1,77 \cdot 10^{-5} \cdot x_1^2 - 9,52 \cdot 10^{-8} - 0,0013 \cdot x_3^2 + 2,98 \cdot 10^{-7} \cdot x_4^2 + 1,02 \cdot 10^{-4} \cdot x_5^2 \end{array} \right.$$

Исходные параметры представлены в таблице 3.13. Отчет об исходной модели представлен в приложении В.

Таблица 3.13 – Исходные параметры

Переменная	Ед.	Исходное значение
Концентрация ТЭГа	% масс.	99,70
Температура в емкости орошения	°С	40,00
Флегмовое число	-	0,50
Давление в регенераторе	кПа	20,00
Температура подачи ТЭГа	°С	45,00
Суммарная тепловая нагрузка	кВт	2589,25

Для выполнения оптимизации используется надстройка MS Excel «Поиск решения».

Чтобы найти минимальное значение тепловой нагрузки, но при этом обеспечить допустимое значение регламентируемых параметров, необходимо установить ограничения:

- Концентрация ТЭГа, подаваемого в абсорбер, от 99,6 до 99,7 % масс.;
- Температура в емкости орошения от 40 до 55°С;
- Флегмовое число от 0,2 до 0,5;
- Давление вверху регенератора от 20 до 30 кПа;
- Температура ТЭГа, подаваемого в абсорбер, от 20 до 45°С;
- Температура в кубе регенератора не более 204°С;
- Степень осушки не менее 200 ppm.

Так как одной из задач диссертации является снижение суммарной тепловой нагрузки, то необходимо ввести дополнительный контролируемый параметр y_7 , который является суммой y_1 y_2 . Тогда система уравнений приобретает следующий вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} y_1 = 0,000897 \cdot x_1^3 - 0,0006 \cdot x_2^3 + 1935,88 \cdot x_3^3 + 0,001689 \cdot x_4^3 - 7,613 \cdot 10^{-6} \cdot x_5^3 \\ y_2 = 10,22 \cdot x_1 - 0,469 \cdot x_2 + 754,75 \cdot x_3 + 4,28 \cdot x_4 - 0,028 \cdot x_5 \\ y_3 = 1,22 \cdot x_1 - 0,0015 \cdot x_2 - 0,036 \cdot x_3 - 0,0006 \cdot x_4 - 2,42 \cdot x_5 \\ y_4 = 1,59 \cdot x_1 + 0,43 \cdot x_2 + 21,05 \cdot x_3 - 0,98 \cdot x_4 + 1,75 \cdot x_5 \\ y_5 = 1,74 \cdot x_1 - 0,13 \cdot x_2 + 6,23 \cdot x_3 + 1,3 \cdot x_4 - 0,0008 \cdot x_5 \\ y_6 = 1,77 \cdot 10^{-5} \cdot x_1^2 - 9,52 \cdot 10^{-8} - 0,0013 \cdot x_3^2 + 2,98 \cdot 10^{-7} \cdot x_4^2 + 1,02 \cdot 10^{-4} \cdot x_5^2 \\ y_7 = 0,000897 \cdot x_1^3 - 0,0006 \cdot x_2^3 + 1935,88 \cdot x_3^3 + 0,001689 \cdot x_4^3 - 7,613 \cdot 10^{-6} \cdot x_5^3 \\ \quad + 10,21 \cdot x_1 - 0,468 \cdot x_2 + 754,75 \cdot x_3 + 4,275 \cdot x_4 - 0,028 \cdot x_5 \end{array} \right.$$

После постановки задачи были получены результаты расчета №1, представленные на рисунке 3.14. Для оценки адекватности полученных значений был произведен расчет погрешности по сравнению с математической моделью в Hysys.

<i>Контролируемые параметры</i>			<i>результаты Hysys</i>	<i>Разница</i>	<i>Δ, %</i>
Тепловая нагр. на конденсатор	y1	817,69	808,08	9,61	1,17
Тепловая нагр. на ребойлера	y2	1227,58	1240,62	-13,04	-1,06
Тепловая нагр. на E-102	y3	12,93	12,83	0,10	0,80
Степень осушки	y4	205,81	184,78	21,03	10,22
Температура куба регенератора	y5	193,36	200,00	-6,64	-3,44
Кол-во ТЭГа в газе	y6	0,38	0,38	0,00	-0,17
Суммарная тепловая нагрузка	y7	2045,26	2048,70	-3,44	-0,17

Рисунок 3.14 – Результат расчета №1

По результатам расчета можно сделать вывод, что минимальное энергопотребление возможно достигнуть при значениях, представленных в таблице 3.14.

Таблица 3.14 – Требуемое значение изменяемых параметров

Переменная	Ед.	x _i	Оптимальное значение
Концентрация ТЭГа	% масс.	x ₁	99,70
Температура в емкости орошения	°С	x ₂	55,00
Флегмовое число	-	x ₃	0,20
Давление в регенераторе	кПа	x ₄	20,00
Температура подачи ТЭГа	°С	x ₅	45,00

Очевидно, что при уменьшении температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер, увеличивается тепловая нагрузка, однако необходимо оценить влияние на степень осушки. Результаты расчета №2 представлены на рисунке 3.15.

<i>Контролируемые параметры</i>			<i>результаты Hysys</i>	<i>Разница</i>	<i>Δ, %</i>
Тепловая нагр. на конденсатор	y1	818,32	808,53	9,79	1,20
Тепловая нагр. на ребойлера	y2	1228,28	1241,13	-12,85	-1,05
Тепловая нагр. на E-102	y3	73,40	73,00	0,40	0,55
Степень осушки	y4	161,99	164,78	-2,79	-1,72
Температура куба регенератора	y5	193,38	200,00	-6,62	-3,42
Кол-во ТЭГа в газе	y6	0,22	0,22	0,00	-0,36
Суммарная тепловая нагрузка	y7	2046,60	2049,66	-3,06	-0,15

Рисунок 3.15 – Результат расчета №2

Сравнивая результаты расчета №1 и расчета №2, можно сделать вывод, что степень осушки меняется всего лишь на 20 ppm. Исходя из этого, считаю, что снижение температуры подачи ТЭГа в абсорбер, не целесообразно.

Таким образом проведение оптимизации позволит снизить энергопотребление более чем на 20%:

$$\Delta = \frac{Q_{\text{исх.}} - Q_{\text{рез.}}}{Q_{\text{исх.}}} \cdot 100\% = \frac{2589,25 - 2048,70}{2589,25} \cdot 100\% = 20,88\%$$

где $Q_{\text{исх.}}$ – тепловая нагрузка до оптимизации, кВт;

$Q_{\text{рез.}}$ – тепловая нагрузка после оптимизации, кВт.

Отчет об оптимизированной модели представлен в приложении Г.

Выводы

В результате выполнения исследовательской части:

- Были определены зависимости между изменяемыми контролируруемыми параметрами, обозначены допустимые граничные условия;
- Был выполнен корреляционно-регрессионный анализ, в результате которого была выведена система уравнений, описывающая влияние переменных параметров на контролируемые;
- Проведена оптимизация работы установки, по результатам которой удалось снизить тепловую нагрузку более чем на 20%.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате выполнения работы:

- Выполнен литературный обзор, где рассмотрены различные методы осушки газа, определены их достоинства и недостатки. Также были описано влияние различных факторов на процесс гликолевой осушки газа;
- Определена методика проведения исследования и определения функциональной зависимости;
- Смоделирован процесс гликолевой осушки газа в программе Aspen HYSYS. Модель работает в диапазоне от 50 до 120 % загрузки по сырью;
- Проведен корреляционно-регрессионный анализ, по результатам которого выведена система уравнений. Полученная математическая модель продемонстрировала свою адекватность, так погрешность расчетов по всем показателям менее 5%
- Проведена оптимизация работы установки, удалось достичь снижение тепловой нагрузки на 20%
- Также было установлено, что применение наиболее холодного ТЭГа, подаваемого в абсорбер, не является целесообразным, так как степень осушки снижается лишь на 20ppm.

Значения параметров, полученных в результате оптимизации представлены ниже:

- Концентрация ТЭГа, подаваемого в абсорбер – 99,7 % масс.
- Температура в емкости орошения – 55,00 °С
- Флегмовое число – 0,20
- Давление в регенераторе – 20 кПа
- Температура подачи ТЭГа – 45 °С

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

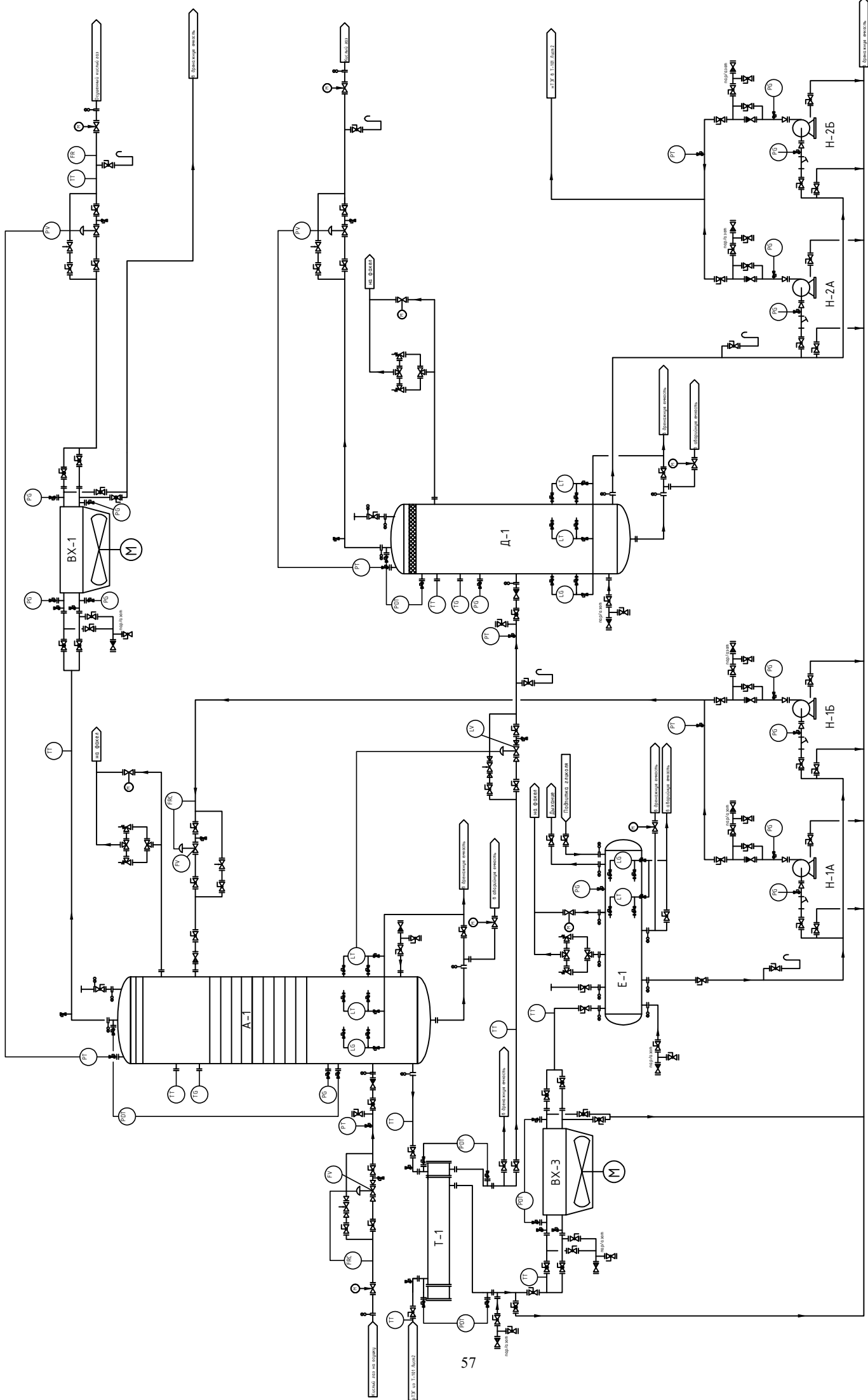
1. Гусев В.Е., Кязимов К.Г. Основы газового хозяйства. - М.: “Высшая школа”, 2000. - 462 с;
2. Брюханов О.Н., Жила В.А. Природные и искусственные газы. М.: Издательский центр “Академия”, 2004. - 208 с;
3. Истомин В.А. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России // А.И. Гриценко, В.А. Истомин, А.Н. Кульков, Р.С. Сулейманов. – М.: Недра, 1997. – 473 с
4. Булатов А.И., Хлебников С.Р. Пути решения проблем бурения нефтяных и газовых скважин. Краснодар: Просвещение-Юг. Том 4. -2005.- С.361;
5. Лиинтин И. А. Анализ эффективности абсорбционной осушки на примере Ямбургского нефтеперекачивающего месторождения // Проблемы разработки месторождений углеводородных и рудных полезных ископаемых: материалы XIII Всероссийской научно-технической конференции , Пермь, 18- 19 Ноября 2020. - Пермь: Изд-во ПНИПУ, 2020 - Т. 2 - С. 255-259;
6. Tursunov V. INFLUENCE OF TECHNOLOGICAL PARAMETERS ON GLYCOL GAS DRYING// Gaybullaev S., Jumaev K. Sciences of Europe № 55. – 2020. – С.33-36;
7. Кемпбел Д.М. Очистка и переработка газов.: пер. с англ. / Д.М. Кемпбел. – М.: Недра, 1977 – 349 с.;
8. Шумский, Н. М. Основные способы осушки газа / Н. М. Шумский, О. Б. Грынин, К. А. Шумская. — Текст : непосредственный // Молодой ученый. — 2019. — № 24 (262). — С. 158-159.
9. Кондауров С.Ю., Артемова И.И., Кручинин М.М. и др. Перспективы использования адсорбционных технологий для подготовки газа к транспорту // Газовая промышленность. 2010. № 10 (651). С. 52–55.
10. Ткаченко И.Г., Шабля С.Г., Шатохин А.А. и др. Химические превращения компонентов природного газа в процессе адсорбционной осушки силикагелями // Газовая промышленность. 2017. № 1 (747). С. 36–39.
11. Подготовка природного газа к транспортировке в трубопроводе [Электронный ресурс]. – URL: <https://gazsurf.com/ru/gazopererabotka/stati/item/metody-podgotovki-prirodnogo-gaza-k-transportirovke-v-truboprovode> (дата обращения 24.10.2023);
12. Козловский Е.А. Горная энциклопедия В 5 т./ Е.А.Козловский – М.: Сов. Энцикл., 1984 – Т. 1: Геосистема. – 560 с.;
13. Коршак А.А. Основы нефтегазового дела: Учебник / А.А. Коршак, А.М. Шаммазов. — Уфа.: ДизайнПолиграфСервис, 2002 - 544 с;
14. Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа: Учебное пособие / А.К. Мановян. – М.: Химия, 2001. – 568 с.;
15. Мембранные установки подготовки природного и попутного нефтяного газа, комплексные решения НПК Грасис [Электронный ресурс]. – URL:

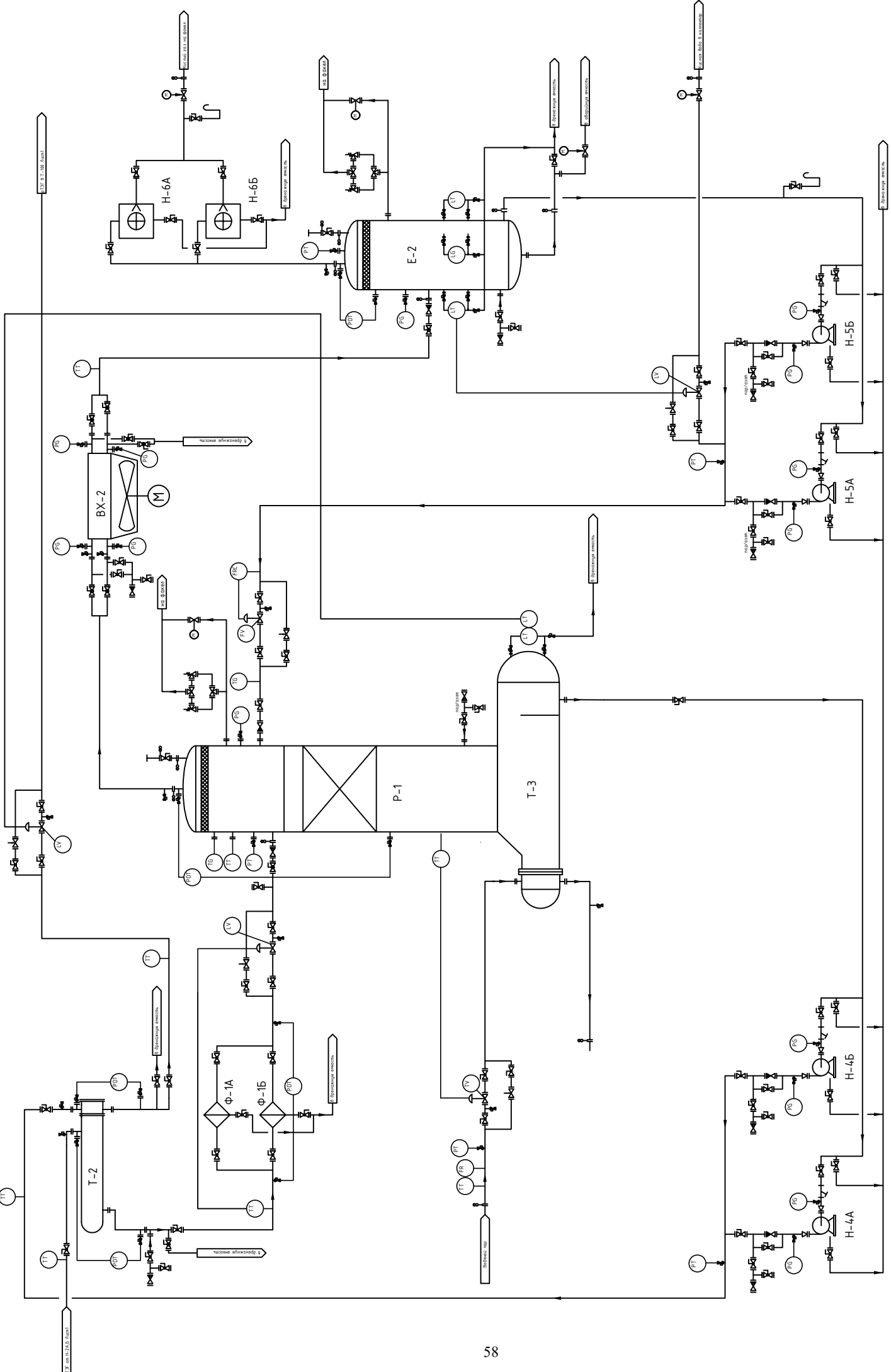
<https://neftegaz.ru/science/booty/331949-membrannye-ustanovki-podgotovki-prirodnogo-i-poputnogo-neftyanogo-gaza-kompleksnye-resheniya-npk-gra/> (дата обращения 24.10.2023);

16. Мембранное разделение потока. Пермеат, ретентат [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.grasys.ru/poleznaja-informacyja/spravochnye-materialy/membrannoe-razdelenie-potoka-permeat-retentat/> (дата обращения 24.10.2023);
17. Искарлов Р.Н. Влияние технологических параметров на процесс низкотемпературной конденсации // МАТЕРИАЛЫ МЕЖДУНАРОДНОЙ НАУЧНО-ПРАКТИЧЕСКОЙ КОНФЕРЕНЦИИ МОЛОДЫХ ИССЛЕДОВАТЕЛЕЙ ИМ. Д. И. МЕНДЕЛЕЕВА, ПОСВЯЩЕННОЙ 10-ЛЕТИЮ ИНСТИТУТА ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И ИНЖИНИРИНГА Тюмень: Изд-во
18. Шишмина. Л.В. Сбор и подготовка продукции газовых и газоконденсатных скважин: Рабочая программа по дисциплине / Л.В. Шишмина.– Томск: ТПУ, 2009. - 106 с.
19. А. Г. Касаткин. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., «Химия», 1973. 752 с.
20. Исследование процесса абсорбции аммиака водой в аппарате барботажного типа: Метод. указ. / Сост. В.В. Филиппов. – Самара, Самар. гос. техн. ун-т, 2014. 34 с.: ил. 6. Издание второе.
21. Бекиров Т.М., Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата. М.: ООО «Недра-Бизнесцентр». – 2009. – 596 с.
22. Маркин А.Н., Бриков А.В., Суховерхов С.В. Образование гелеподобных веществ в системах регенерации гликолей // Нефтепромысловое дело. – М.: ОАО "ВНИИОЭНГ", 2015. – № 9. – С. 50–54.
23. Жданова Н.В., Халиф А.Л. Осушка углеводородных газов. М.: Изд. «Химия». – 1984. – 192 с.
24. СТО Газпром 089–2010. Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия. М.: ООО "Газпром ВНИИГАЗ". – 2010. – 20 с.
25. Массообменные аппараты. Большая российская энциклопедия [Электронный ресурс] / гл. ред. Кравец С.Л., ред. Баранов Д.А. – Электрон. дан. – М.: Мин-во культуры РФ. – 2019. URL: <https://bigenc.ru/chemistry/text/2191302>. Дата обращения: 24.10.2023
26. Совершенствование массообменного и сепарационного оборудования подготовки газа / Зиберт Г.К., Зиберт А.Г., Ланчаков Г.А., Ставицкий В.А., Ларюхин А.И. // Проблемы освоения месторождений Уренгойского комплекса: Сборник научных трудов / ООО «Газпром добыча Уренгой». – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2008. – 366 с.
27. Большая советская энциклопедия. В 30 томах. - Москва : «Советская энциклопедия», 1969-1978.
28. Основы научных исследований : учеб.-метод. пособие / В.А. Власов, А.А. Степанов, Л.М. Зольникова, Б.Б. Мойзес. - Томск : Изд-во ТПУ, 2007.-202 с.

29. Статистические методы контроля качества и обработка экспериментальных данных: учебное пособие / Б.Б. Мойзес, И.В. Плотникова, Л.А. Редько ; Томский политехнический университет. - Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2016. - 119 с.
30. Основы статистического анализа и обработка данных с применением Microsoft Excel : учеб. пособие / Т. В. Борздова. – Минск : ГИУСТ БГУ, 2011. – 75 с

ПРИЛОЖЕНИЕ А
Технологическая схема установки осушки кислого газа и
регенерации гликоля





ПРИЛОЖЕНИЕ Б
Результаты регрессионного анализа

Вывод итогов								
Регрессионная статистика								
Множественный R	0,999940684							
R-квадрат	0,999881372							
Нормированный R-квадрат	0,96282676							
Стандартная ошибка	11,6640072							
Наблюдения	32							
Дисперсионный анализ								
	df	SS	MS	F	Значимость F			
Регрессия	5	30961335,98	6192267,196	45514,95625	2,28163E-50			
Остаток	27	3673,324728	136,049064					
Итого	32	30965009,31						
	Коэффициенты	Стандартная ошибка	t-статистика	P-Значение	Нижние 95%	Верхние 95%	Нижние 95,0%	Верхние 95,0%
У-пересечение	0	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д
x1^3	0,000896654	7,26952E-06	123,3443139	1,08491E-38	0,000881738	0,000911569	0,000881738	0,000911569
x2^3	-0,000596393	4,02816E-05	-14,80560381	1,76407E-14	-0,000679044	-0,000513742	-0,000679044	-0,000513742
x3^3	1935,880436	35,24652357	54,92401066	3,03129E-29	1863,560543	2008,200329	1863,560543	2008,200329
x4^3	0,001688691	0,000217044	7,780412081	2,29002E-08	0,001243353	0,002134028	0,001243353	0,002134028
x5^3	-7,61337E-06	4,96101E-05	-0,153464097	0,879173547	-0,000109405	9,41782E-05	-0,000109405	9,41782E-05

Результаты регрессионного анализа для у₁

Вывод итогов								
Регрессионная статистика								
Множественный R	0,999967234							
R-квадрат	0,999934469							
Нормированный R-квадрат	0,962887724							
Стандартная ошибка	12,07737227							
Наблюдения	32							
Дисперсионный анализ								
	df	SS	MS	F	Значимость F			
Регрессия	5	60094488,98	12018897,8	82398,58159	1,01768E-53			
Остаток	27	3938,298867	145,862921					
Итого	32	60098427,28						
	Коэффициенты	Стандартная ошибка	t-статистика	P-Значение	Нижние 95%	Верхние 95%	Нижние 95,0%	Верхние 95,0%
У-пересечение	0	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д
x1	10,21193942	0,189600682	53,86024612	5,11634E-29	9,822910953	10,60096789	9,822910953	10,60096789
x2	-0,468485728	0,284664957	-1,645744291	0,111409626	-1,052569974	0,115598518	-1,052569974	0,115598518
x3	754,7508174	14,23330997	53,02707657	7,76451E-29	725,5464777	783,9551572	725,5464777	783,9551572
x4	4,276507534	0,426998248	10,01528122	1,37407E-10	3,400379498	5,152635569	3,400379498	5,152635569
x5	-0,0281392	0,170799691	-0,164749711	0,870368238	-0,378591219	0,322312819	-0,378591219	0,322312819

Результаты регрессионного анализа для у₂

Вывод итогов								
Регрессионная статистика								
Множественный R	0,999984545							
R-квадрат	0,999969091							
Нормированный R-квадрат	0,962927474							
Стандартная ошибка	0,31870192							
Наблюдения	32							
Дисперсионный анализ								
	df	SS	MS	F	Значимость F			
Регрессия	5	88721,34886	17744,26977	174698,3371	5,82133E-58			
Остаток	27	2,742414678	0,101570914					
Итого	32	88724,09128						
	Коэффициенты	Стандартная ошибка	t-статистика	P-Значение	Нижние 95%	Верхние 95%	Нижние 95,0%	Верхние 95,0%
У-пересечение	0	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д
x1	1,222465653	0,005003249	244,3343589	1,06538E-46	1,212199834	1,232731473	1,212199834	1,232731473
x2	-0,001475221	0,007511838	-0,19638617	0,845778625	-0,01688824	0,013937798	-0,01688824	0,013937798
x3	-0,036050565	0,375593558	-0,095982917	0,92424302	-0,806704889	0,734603758	-0,806704889	0,734603758
x4	-0,000553643	0,011267779	-0,049135103	0,961173305	-0,023673216	0,022565929	-0,023673216	0,022565929
x5	-2,418892852	0,004507122	-536,6823622	6,34966E-56	-2,428140702	-2,409645001	-2,428140702	-2,409645001

Результаты регрессионного анализа для у₃

ВЫВОД ИТОГОВ								
<i>Регрессионная статистика</i>								
Множественный R	0,985859116							
R-квадрат	0,971918196							
Нормированный R-квадрат	0,930720891							
Стандартная ошибка	42,41834046							
Наблюдения	32							
Дисперсионный анализ								
	<i>df</i>	<i>SS</i>	<i>MS</i>	<i>F</i>	<i>Значимость F</i>			
Регрессия	5	1681418,479	336283,6957	186,8953364	1,63177E-19			
Остаток	27	48581,5214	1799,315607					
Итого	32	1730000						
	<i>Коэффициенты</i>	<i>Стандартная ошибка</i>	<i>t-статистика</i>	<i>P-Значение</i>	<i>Нижние 95%</i>	<i>Верхние 95%</i>	<i>Нижние 95,0%</i>	<i>Верхние 95,0%</i>
Y-пересечение	0	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д
x1	1,592406998	0,665918556	2,391293927	0,02402234	0,226054984	2,958759012	0,226054984	2,958759012
x2	0,428617111	0,999804825	0,428700782	0,671541994	-1,622812939	2,480047161	-1,622812939	2,480047161
x3	21,05347309	49,99045938	0,421149822	0,676979451	-81,518477	123,6254232	-81,518477	123,6254232
x4	-0,980848016	1,49971009	-0,407310828	0,686991064	-3,687999086	2,46630277	-3,687999086	2,46630277
x5	1,752943583	0,599885413	2,922130701	0,006948018	0,522080386	2,98380678	0,522080386	2,98380678

Результаты регрессионного анализа для у₄

ВЫВОД ИТОГОВ								
<i>Регрессионная статистика</i>								
Множественный R	0,999496365							
R-квадрат	0,998992983							
Нормированный R-квадрат	0,961806758							
Стандартная ошибка	6,974115372							
Наблюдения	32							
Дисперсионный анализ								
	<i>df</i>	<i>SS</i>	<i>MS</i>	<i>F</i>	<i>Значимость F</i>			
Регрессия	5	1302769,416	260553,8833	5356,970997	2,70986E-38			
Остаток	27	1313,233701	48,63828522					
Итого	32	1304082,65						
	<i>Коэффициенты</i>	<i>Стандартная ошибка</i>	<i>t-статистика</i>	<i>P-Значение</i>	<i>Нижние 95%</i>	<i>Верхние 95%</i>	<i>Нижние 95,0%</i>	<i>Верхние 95,0%</i>
Y-пересечение	0	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д
x1	1,737426756	0,109485491	15,86901369	3,26725E-15	1,512781084	1,962072428	1,512781084	1,962072428
x2	-0,127791006	0,164380646	-0,777409077	0,443676166	-0,465072231	0,209490219	-0,465072231	0,209490219
x3	6,2270955	8,219068154	0,757640086	0,455228514	-10,63703936	23,09123036	-10,63703936	23,09123036
x4	1,297813282	0,246571438	5,263437219	1,5016E-05	0,791890482	1,803736082	0,791890482	1,803736082
x5	-0,000834837	0,098628802	-0,008464437	0,99330867	-0,203204422	0,201534747	-0,203204422	0,201534747

Результаты регрессионного анализа для у₅

ВЫВОД ИТОГОВ								
<i>Регрессионная статистика</i>								
Множественный R	0,999987455							
R-квадрат	0,99997491							
Нормированный R-квадрат	0,962934156							
Стандартная ошибка	0,00169669							
Наблюдения	32							
Дисперсионный анализ								
	<i>df</i>	<i>SS</i>	<i>MS</i>	<i>F</i>	<i>Значимость F</i>			
Регрессия	5	3,097839601	0,61956792	215220,7038	3,86651E-59			
Остаток	27	7,77264E-05	2,87876E-06					
Итого	32	3,097917328						
	<i>Коэффициенты</i>	<i>Стандартная ошибка</i>	<i>t-статистика</i>	<i>P-Значение</i>	<i>Нижние 95%</i>	<i>Верхние 95%</i>	<i>Нижние 95,0%</i>	<i>Верхние 95,0%</i>
Y-пересечение	0	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д	#Н/Д
x1^2	1,77343E-05	1,43042E-07	123,9798077	9,44578E-39	1,74408E-05	1,80278E-05	1,74408E-05	1,80278E-05
x2^2	-9,52349E-08	4,20959E-07	-0,226232911	0,822724216	-9,58972E-07	7,68503E-07	-9,58972E-07	7,68503E-07
x3^2	-0,001280158	0,002856523	-0,448152685	0,657618633	-0,00714126	0,004580943	-0,00714126	0,004580943
x4^2	2,97721E-07	1,19974E-06	0,24815506	0,80589212	-2,16394E-06	2,75938E-06	-2,16394E-06	2,75938E-06
x5^2	0,000102231	3,69151E-07	276,9357429	3,62596E-48	0,000101474	0,000102988	0,000101474	0,000102988

Результаты регрессионного анализа для у₆

ПРИЛОЖЕНИЕ В
Расчет исходной модели

INPUT SUMMARY

FLUID PACKAGE: Basis-1 (Пакет Гликоль)

Property Package Type: GLYCOLPKG
Component List - 1: Methane /H2O /H2S /CO2 /TEGlycol /Nitrogen /

FLOWSHEET: Main

Fluid Package: Basis-1

STREAM: 202 (Материальный поток)
Temperature = 53 C
Pressure = 4275 kPa
Composition Basis (In Массовые доли):Methane = 0.00145236833/ H2O =
0.0398481652/ H2S = 0.598104249/ CO2 = 0.354567529/ TEGlycol = 0/ Nitrogen =
0.00602768772/

STREAM: 237 (Материальный поток)
Temperature = 45 C
Pressure = 4475 kPa
Molar Flow = 19.0251027 kgmole/h
Composition Basis (In Массовые доли):Methane = 3.89459401e-27/ H2O =
0.00299948287/ H2S = 1.49125116e-14/ CO2 = 8.01192579e-19/ TEGlycol =
0.997000517/ Nitrogen = 1.04083003e-28/

UNIT OPERATION: T-100 (Абсорбер)
TwoLiquidCheck = С проверкой двух жидк.
TargetType = 0
Phase = Жидкость
TargetType = 0
Phase = Жидкость
ShowEffDiagFlag = True
Имя характеристики = Comp FractionSpecConvergedStatus = Неактив.Значение
спецификации = 0.0002Имя характеристики = Comp Fraction - 2SpecConvergedStatus =
Неактив.Значение спецификации = 1.9e-05

STREAM: 203 (Материальный поток)

STREAM: 206 (Материальный поток)

STREAM: 207 (Материальный поток)
Temperature = 59 C

STREAM: 228 (Материальный поток)

STREAM: 230 (Материальный поток)
Pressure = 400 kPa

STREAM: 209 (Материальный поток)
Pressure = 150 kPa

STREAM: 210 (Материальный поток)
Pressure = 150 kPa

UNIT OPERATION: P-100 (Насос)
Feed Stream = 210
Product Stream = 211
Energy Stream = Q*1
Дельта P = 100 kPa

```

AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: 211 (Материальный поток)

STREAM: Q*1 (Энергетический поток)

STREAM: 212 (Материальный поток)
  Temperature = 62 C

STREAM: 227 (Материальный поток)
  Pressure = 500 kPa

UNIT OPERATION: VLV-100 (Клапан)
  Feed Stream = 212
  Product Stream = 214
  ValveManufacturer = ФИШЕР
  ValveManufacturerType = 0
  Cl = 33.4664011
  RigorousSizingMethod = True
  UseXtTable = False
  RigorousFlowCalc = True
  useImplicitISAModel = False
  MalfunctionType = 8
  Активный = 0
  MalfunctionType = 9
  Активный = 0
  MalfunctionType = 10
  Активный = 0
  MalfunctionType = 11
  Активный = 0
  MalfunctionType = 12
  Активный = 0
  MalfunctionType = 13
  Активный = 0

STREAM: 214 (Материальный поток)
  Pressure = 20 kPa

UNIT OPERATION: T-101 (Дистилляция)
  TwoLiquidCheck = С проверкой двух жидк.
  AdaptiveDampingFlag = True
  StreamType = 1
  StreamNetTotal = 1
  StreamType = 2
  StreamNetTotal = 1
  TargetType = 1
  Phase = Жидкость
  ShowEffDiagFlag = True
  ColumnBtmPressureDrop = 2 kPa
  Stage Pressure:
  StageNumber = 1 / StagePressureValue = 20 kPa
  StageNumber = 5 / StagePressureValue = 25 kPa
  Specs Summary:
  SpecName= Comp Fraction / IsActive= True / SpecValue= 0.997
  SpecName= Temperature / IsActive= True / SpecValue= 40
  SpecName= Reflux Ratio / IsActive= True / SpecValue= 0.5

STREAM: 217 (Материальный поток)

STREAM: 220 (Материальный поток)

```


STREAM: 226 (Материальный поток)

STREAM: Q*3 (Энергетический поток)

STREAM: Q*4 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: P-101 (Насос)
Feed Stream = 226
Product Stream = 227
Energy Stream = Q*5
AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: Q*5 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: AC-100 (Воздушный холодильник)
Feed Stream = 230
Product Stream = 231
Паден. давл. = 20 kPa
NumberOfFans = 1
Fan_Name = Вентилятор 0
MalfunctionType = 5
Активный = 0
MalfunctionType = 6
Активный = 0
MalfunctionType = 7
Активный = 0

STREAM: 231 (Материальный поток)
Temperature = 50 C

UNIT OPERATION: P-102 (Насос)
Feed Stream = 231
Product Stream = 236
Energy Stream = Q*7
AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: 236 (Материальный поток)
Pressure = 4475 kPa

STREAM: Q*7 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: E-101 (Теплообменник)
TubeInletStream = 227
TubeOutletStream = 228
ShellInletStream = 211
ShellOutletStream = 212

TubeOuterDiameter = 20 mm
TubeInnerDiameter = 16 mm
TubeThickness = FEMPTY mm
HCurveName = 227-228
HCurveName = 211-212
ShellPressureDrop = 50 kPa
MalfunctionType = 1
Активный = 0
MalfunctionType = 2
Активный = 0
MalfunctionType = 3
Активный = 0
MalfunctionType = 4
Активный = 0

UNIT OPERATION: SPRDSHT-1 (ЭлектроннаяТаблица)

Label = A1 / ValueofCell = 0.385159972 / UnitType = CompMassFlow /
Label = A2 / ValueofCell = 7.44603548e-05 / UnitType = CompMassFlow /
Label = A3 / Text = =A1+A2 / UnitType = MassFlow /
Label = A4 /
UnitSet = SI

UNIT OPERATION: MIX-100 (Смеситель)

Feed Stream = 236
Feed Stream = 2
Product Stream = 1
UseTrivialSolution = True

STREAM: 1 (Материальный поток)

STREAM: 2 (Материальный поток)

Temperature = 50 C
Pressure = 4475 kPa
Composition Basis (In Мольные доли):Methane = 0/ H2O = 0/ H2S = 0/ CO2 = 0/
TEGlycol = 1/ Nitrogen = 0/

UNIT OPERATION: E-102 (Охладитель)

Feed Stream = 1
Product Stream = 3
Energy Stream = Q-100

STREAM: 3 (Материальный поток)

Temperature = 45 C
Pressure = 4475 kPa

STREAM: Q-100 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: RCY-1 (Рецикл)

Inlet Stream = 3
Output Stream = 237

STREAM: Condens (Материальный поток)

UNIT OPERATION: E-100 (Теплообменник)

TubeInletStream = 206
TubeOutletStream = 207
ShellInletStream = 228
ShellOutletStream = 230
TubeOuterDiameter = 20 mm
TubeInnerDiameter = 16 mm
TubeThickness = FEMPTY mm
HCurveName = 206-207
HCurveName = 228-230
ShellPressureDrop = 50 kPa
TubePressureDrop = 50 kPa
MalfunctionType = 1
Активный = 0
MalfunctionType = 2
Активный = 0
MalfunctionType = 3

Активный = 0
MalfunctionType = 4
Активный = 0

UNIT OPERATION: SPRDSHT-2 (ЭлектроннаяТаблица)
Label = A1 / ValueofCell = 27802.6 /
Label = A2 / ValueofCell = 2800 /
Label = A3 /
Label = A4 /
Label = B1 / ValueofCell = 1 /
Label = B2 / ValueofCell = 1 /
Label = B3 /
Label = C1 / Text = =A1*B1 / UnitType = MassFlow /
Label = C2 / Text = =A2*B2 / UnitType = MassFlow /
UnitSet = SI kW

STREAM: reboiler (Материальный поток)

UNIT OPERATION: V-100 (Сепаратор)
Feed Stream = 207
Vapour Product = 209
Liquid Product = 210
Дельта P = FEMPTY kPa

STREAM: condens1.1 (Материальный поток)
Temperature = 45.39 C

UNIT OPERATION: AC-101 (Воздушный холодильник)
Feed Stream = Condens
Product Stream = condens1.1
Паден. давл. = 1 kPa
NumberOfFans = 1
Fan_Name = Вентилятор 0
MalfunctionType = 5
Активный = 0
MalfunctionType = 6
Активный = 0
MalfunctionType = 7
Активный = 0

UNIT OPERATION: V-101 (Сепаратор)
Feed Stream = condens1.1
Vapour Product = Condens1.2
Liquid Product = Condens1.3
Дельта P = 1 kPa

STREAM: Condens1.2 (Материальный поток)

STREAM: Condens1.3 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: E-104 (Теплообменник)
TubeInletStream = reboiler1.2
TubeOutletStream = reboiler1
ShellInletStream = vp1
ShellOutletStream = vp2
TubeOuterDiameter = 20 mm
TubeInnerDiameter = 16 mm
TubeThickness = FEMPTY mm
HCurveName = reboiler1.2-reboiler1
HCurveName = vp1-vp2
ShellPressureDrop = 1 kPa
TubePressureDrop = 1 kPa
MalfunctionType = 1
Активный = 0
MalfunctionType = 2
Активный = 0
MalfunctionType = 3
Активный = 0
MalfunctionType = 4
Активный = 0

STREAM: vp1 (Материальный поток)
Temperature = 240 C
Pressure = 1621.19995 kPa
Mass Flow = 3000 kg/h
Composition Basis (In Мольные доли):Methane = 0/ H2O = 1/ H2S = 0/ CO2 = 0/
TEGlycol = 0/ Nitrogen = 0/

STREAM: reboiler1 (Материальный поток)
Temperature = 200.8 C

STREAM: vp2 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: V-102 (Сепаратор)
Feed Stream = reboiler1
Vapour Product = reboiler2
Liquid Product = reboiler3
Дельта P = 1 kPa

STREAM: reboiler2 (Материальный поток)

STREAM: reboiler3 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: P-103 (Насос)
Feed Stream = reboiler
Product Stream = reboiler1.2
Energy Stream = q*9
Дельта P = 4 kPa
AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: q*9 (Энергетический поток)

STREAM: reboiler1.2 (Материальный поток)

FLOWSHEET: COL1 (OWNER: T-100)

Fluid Package: Basis-1

UNIT OPERATION: Main Tower (Башня)
NumberOfColumnStages = 10
ValveThickness = 3.4036 mm
HoleAreaPercent = 10 %
Показатель пенообразования = 0.5
TrayThickness = 3.4036 mm
MaxFlooding = 100 %
DCClearance = 37.3 mm
MaxDCBackup = 100 %
SideDCTopWidth = 140.828028 mm
SideDCBtm = 140.828028 mm
MaxWeirLoadSpec = 113.734752 m3/h-m
ValveDesignType = 2
WhtSpeced = 1
RateHoldup = 0.0318086256
StgNumber = 0
StgNumber = 1
StgNumber = 2
StgNumber = 3

StgNumber = 4
StgNumber = 5
StgNumber = 6
StgNumber = 7
StgNumber = 8
StgNumber = 9
HasTPSAROption = True

STREAM: 237 (Материальный поток)

STREAM: 202 (Материальный поток)

STREAM: 203 (Материальный поток)

STREAM: 206 (Материальный поток)

FLOWSHEET: COL2 (OWNER: T-101)

Fluid Package: Basis-1

UNIT OPERATION: Main Tower (Башня)
StageNumber = 1 (Feed)/ NumberOfColumnStages = 3
 WhtSpeced = 1
 RateHoldup = 0.0883572947
 StgNumber = 0
 StgNumber = 1
 StgNumber = 2
 HasTPSAROption = True

STREAM: Reflux (Материальный поток)

STREAM: To Condenser (Материальный поток)

STREAM: Boilup (Материальный поток)

STREAM: To Reboiler (Материальный поток)

UNIT OPERATION: Condenser (Парциальный конденсатор)
 Feed Stream = To Condenser @COL2
 Vapour Product = 217 @COL2
 Liquid Product = 220 @COL2
 Energy Stream = Q*3 @COL2
 Дельта P = 2 kPa
 объем = 2 m3
 HeatExchanger = Duty
 ViewVapourPhase = False
 ViewLightLiqPhase = False
 ViewHeavyLiqPhase = False

STREAM: Q*3 (Энергетический поток)

STREAM: 217 (Материальный поток)

STREAM: 220 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: Reboiler (Ребойлер)
 Feed Stream = To Reboiler @COL2
 Vapour Product = Boilup @COL2
 Liquid Product = 226 @COL2
 Energy Stream = Q*4 @COL2
 Дельта P = 2 kPa
 объем = 2 m3
 HeatExchanger = Duty

ViewVapourPhase = False
ViewLightLiqPhase = False
ViewHeavyLiqPhase = False

STREAM: Q*4 (Энергетический поток)

STREAM: 226 (Материальный поток)

STREAM: 214 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: Condens (Внутренний поток колонны)

myUtilityTagStatus = 1
IsAvailableToController = True
FlowSpec = False
PressureSpec = False
FlowTypeSpec = Мол. расход
CompSpecType = FEMPTY
NormalizationStatus = 2
CompBasisType = 9
Мол. масса = 18.2806689
AverageLiqDens = 54.1580182
NumberComp = 6
dynPressureSpec = False
dynFlowSpec = False
dynPSpecUseVariableStatus = True
dynFSpecUseVariableStatus = True
dynFlowSpecType = 0
valuesAreOwnDynInitialEstimate = False
wasCreatedInDynamics = False
OldOilModState = 1
CostBasis = Мол. расход
StreamEstimateValue = 0.0259101582
AmineCompNum = 0
HSSIonCompNum = 0

UNIT OPERATION: reboiler (Внутренний поток колонны)

myUtilityTagStatus = 1
IsAvailableToController = True
FlowSpec = False
PressureSpec = False
FlowTypeSpec = Мол. расход
CompSpecType = FEMPTY
NormalizationStatus = 2
CompBasisType = 9
Мол. масса = 77.8337648
AverageLiqDens = 14.2620031
NumberComp = 6
dynPressureSpec = False
dynFlowSpec = False
dynPSpecUseVariableStatus = True
dynFSpecUseVariableStatus = True
dynFlowSpecType = 0
valuesAreOwnDynInitialEstimate = False
wasCreatedInDynamics = False
OldOilModState = 1
CostBasis = Мол. расход
StreamEstimateValue = 0.0219535065
AmineCompNum = 0
HSSIonCompNum = 0

#####

OUTPUT SUMMARY

#####

Имя компании недоступно Имя сценария: 22.hsc
Bedford, MA
США

Набор единиц: SI kW

Дата/время: Sun Jun 2 14:10:14 2024

Basis-1 (Пакет моделирования): Список компонентов

Пакет моделирования: Basis-1

СПИСОК КОМПОНЕНТОВ

Component List - 1 [БД HYSYS]

КОМПОНЕНТ	ТИП	МОЛЕК. МАССА	ТЕМП. КИП. (C)	ИД. ЖИДК. ПЛОТН. (kg/m3)	КРИТИЧ. ТЕМП. (C)
Methane	Pure	16.04	-161.5	299.4	-82.45
H2O	Pure	18.02	100.0	998.0	374.1
H2S	Pure	34.08	-59.65	788.4	100.5
CO2	Pure	44.01	-78.55	825.3	30.95
TEGlycol	Pure	150.2	277.3	1128	453.9
Nitrogen	Pure	28.01	-195.8	806.4	-147.0

(Продолжение...) Component List - 1 [БД HYSYS]

КОМПОНЕНТ	КРИТИЧ. ДАВЛ. (kPa)	КРИТИЧ. ОБЪЕМ (m3/kgmole)	ВЕЗЦЕНТРИЧНОСТЬ (kJ/kgmole)	ТЕПЛОТА ОБР.
Methane	4641	9.900e-002	1.150e-002	-7.490e+004
H2O	2.212e+004	5.710e-002	0.3440	-2.418e+005
H2S	9008	9.800e-002	8.100e-002	-2.018e+004
CO2	7370	9.390e-002	0.2389	-3.938e+005
TEGlycol	1419	0.4460	0.6900	-7.251e+005
Nitrogen	3394	9.000e-002	4.000e-002	0.0000

Case (Сценарий моделирования): Массовый и энергетический баланс, Баланс энергоресурсов, Обработка выбросов CO2

Сценарий моделирования: Case

Общ. МАСС. БАЛАНС

В потоке	Кол-во	Масс. расход	Из потока	Кол-во	Масс. расход
202	Да	---	203	Да	---
2	Да	---	217	Да	---
vp1	Да	---	220	Да	---
			209	Да	---
			Condens1.3	Да	---
			Condens1.2	Да	---
			vp2	Да	---
			reboiler3	Да	---
			reboiler2	Да	---
Всего в масс. расходе	---		Всего из масс. расхода	---	
Масс. дисбаланс	---		Относит. масс. дисбаланс, % (%)	---	

ОБЩ. ЭНЕРГ. БАЛАНС

ВПотоке	Кол-во	Поток энергии (kW)	Вых. поток	Кол-во	Поток энергии (kW)
202	Да	-3.246e+04	203	Да	-2.620e+04
Q*1	Да	1.304e-01	Q*3	Да	1.116e+03
Q*4	Да	1.473e+03	217	Да	-7.019e+01
Condens @COL2	Да	-6.143e+03	220	Да	-4.730e+03
reboiler @COL2	Да	-1.135e+04	Q-100	Да	1.283e+01
Q*5	Да	5.074e-01	209	Да	-1.189e+03
Q*7	Да	3.855e+00	Condens1.3	Да	-7.139e+03
2	Да	-5.759e-01	Condens1.2	Да	-1.038e+02
vp1	Да	-1.088e+04	vp2	Да	-1.235e+04
q*9	Да	8.453e-03	reboiler3	Да	-3.867e+03
			reboiler2	Да	-6.009e+03
Всего в потоке энергии (kW)		-5.936e+004	Всего из потока энергии (kW)		-6.053e+004
энерг. дисбаланс (kW)		-1173	Относит. энерг. дисбаланс, % (%)		1.98

ОБЩ. СЛУЖЕБНЫЙ БАЛАНС

Название службы	Свед. об использо	Поток энергии	Масс. расход	Стоимость
-----------------	-------------------	---------------	--------------	-----------

Свед. о горячих утилитах

Свед. о холод. утилитах

Расход утилиты ---

Расход утилиты ---

Стоимость энергорес. ---

Стоимость энергорес. ---

Выбросы углерода ---

Выбросы углерода ---

Углеродный сбор ---

Углеродный сбор ---

ОБРАБОТКА ВЫБРОСОВ CO2

Вх. поток		Кол-во IFPP (1995) (kg/h)	IFPP (2007) (kg/h)	EPA (2009) (kg/h)
202	Да	1.071e+04	1.087e+04	1.071e+04
2	Да	0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
vp1	Да	0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
Всего со входов		1.071e+04	1.087e+04	1.071e+04
Общ. углер. сбор со входов (кол./час)		0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
Вых. поток		Кол-во IFPP (1995) (kg/h)	IFPP (2007) (kg/h)	EPA (2009) (kg/h)
203	Да	1.039e+04	1.055e+04	1.039e+04
217	Да	1.223e+00	1.224e+00	1.223e+00
220	Да	2.180e-03	2.180e-03	2.180e-03
209	Да	3.105e+02	3.112e+02	3.105e+02
Condens1.3	Да	2.497e-03	2.498e-03	2.497e-03
Condens1.2	Да	1.224e+00	1.224e+00	1.224e+00
vp2	Да	0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
reboiler3	Да	2.252e-15	2.252e-15	2.252e-15
reboiler2	Да	1.567e-11	1.567e-11	1.567e-11
Всего с выходов		1.071e+04	1.087e+04	1.071e+04
Общ. углер. сбор с выходов (кол./час)		0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01

 Все Материальный поток (Case (Main)+ Шаблоны): Условия, Состав, Константа равновесия, Свойства пакета, Присоединения

Материальный поток: 202

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.8678	0.8678	0.0804	0.0518
Температура: (C)	53.00	53.00	53.00	53.00
Давление: (kPa)	4275	4275	4275	4275
Мол. расход (kgmole/h)	781.9	678.5	62.86	40.51
Масс. расход (kg/h)	2.780e+004	2.515e+004	1905	752.1
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	34.49	31.40	2.319	0.7652
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.495e+05	-1.433e+05	-1.331e+05	-2.775e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.473e+02	1.563e+02	1.041e+02	6.393e+01
Тепловой поток (kW)	-3.246e+04	-2.702e+04	-2.324e+03	-3.123e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	32.66	30.37	2.176	0.7443

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.8678

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	2.517	0.0032	40.38	0.0015	0.1349	0.0039
H2O	61.50	0.0786	1108	0.0398	1.110	0.0322
H2S	487.9	0.6240	1.663e+004	0.5981	21.09	0.6116
CO2	224.0	0.2865	9858	0.3546	11.94	0.3463
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	5.982	0.0077	167.6	0.0060	0.2078	0.0060
Итого	781.9	1.0000	2.780e+004	1.0000	34.49	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 0.8678

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	2.502	0.0037	40.15	0.0016	0.1341	0.0043
H2O	4.475	0.0066	80.62	0.0032	8.078e-002	0.0026
H2S	446.6	0.6582	1.522e+004	0.6053	19.31	0.6148
CO2	218.9	0.3227	9636	0.3832	11.68	0.3718
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	5.975	0.0088	167.4	0.0067	0.2076	0.0066
Итого	678.5	1.0000	2.515e+004	1.0000	31.40	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 8.039e-002

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.328e-002	0.0002	0.2131	0.0001	7.118e-004	0.0003
H2O	17.78	0.2828	320.3	0.1682	0.3209	0.1384
H2S	40.21	0.6397	1370	0.7196	1.738	0.7496
CO2	4.850	0.0772	213.4	0.1121	0.2586	0.1115
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	7.311e-003	0.0001	0.2048	0.0001	2.540e-004	0.0001
Итого	62.86	1.0000	1905	1.0000	2.319	1.0000

Водная фаза

Доля фазы 5.181e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.216e-003	0.0000	1.951e-002	0.0000	6.515e-005	0.0001
H2O	39.24	0.9687	707.0	0.9400	0.7084	0.9258
H2S	1.073	0.0265	36.56	0.0486	4.638e-002	0.0606
CO2	0.1944	0.0048	8.556	0.0114	1.037e-002	0.0135
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	2.135e-004	0.0000	5.981e-003	0.0000	7.417e-006	0.0000
Итого	40.51	1.0000	752.1	1.0000	0.7652	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	26.29	17.45	122.9
H2O	1.196e-002	2.332e-002	6.808e-003
H2S	1.648	1.029	24.86
CO2	6.613	4.182	67.24
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	121.0	75.70	1671

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Абсорбер: Т-100
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 237

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	45.00	45.00
Давление: (кПа)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.03	19.03
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.977e+05	-7.977e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.228e+02	1.228e+02
Тепловой поток (kW)	-4.216e+03	-4.216e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.482	2.482

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.786e-025	0.0000	1.089e-023	0.0000	3.636e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.402e-003	0.0034
H2S	1.223e-012	0.0000	4.169e-011	0.0000	5.288e-014	0.0000
CO2	5.089e-017	0.0000	2.240e-015	0.0000	2.714e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.039e-026	0.0000	2.910e-025	0.0000	3.608e-028	0.0000
Итого	19.03	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.786e-025	0.0000	1.089e-023	0.0000	3.636e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.402e-003	0.0034
H2S	1.223e-012	0.0000	4.169e-011	0.0000	5.288e-014	0.0000
CO2	5.089e-017	0.0000	2.240e-015	0.0000	2.714e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.039e-026	0.0000	2.910e-025	0.0000	3.608e-028	0.0000
Итого	19.03	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---

Nitrogen 0.0000 0.0000 ---
 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Абсорбер: Т-100 Рецикл: РСУ-1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 203 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (С)	67.11	67.11
Давление: (кРа)	4100	4100
Мол. расход (kgmole/h)	645.7	645.7
Масс. расход (kg/h)	2.408e+004	2.408e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	30.08	30.08
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.461e+05	-1.461e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-С)	1.588e+02	1.588e+02
Тепловой поток (kW)	-2.620e+04	-2.620e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	29.13	29.13

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343	0.0045
H2O	0.1523	0.0002	2.744	0.0001	2.750e-003	0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16	0.6038
CO2	217.0	0.3361	9550	0.3966	11.57	0.3847
TEGlycol	2.565e-003	0.0000	0.3852	0.0000	3.413e-004	0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073	0.0069
Итого	645.7	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343	0.0045
H2O	0.1523	0.0002	2.744	0.0001	2.750e-003	0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16	0.6038
CO2	217.0	0.3361	9550	0.3966	11.57	0.3847
TEGlycol	2.565e-003	0.0000	0.3852	0.0000	3.413e-004	0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073	0.0069
Итого	645.7	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Абсорбер: Т-100 ЭлектрТаблицаЯчейка: SPRDSHT-1@A1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 206 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

ОБЩИЕ ЖИДКАЯ ФАЗА

Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	56.54	56.54
Давление: (kPa)	4110	4110
Мол. расход (kgmole/h)	155.2	155.2
Масс. расход (kg/h)	6521	6521
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	6.892	6.892
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.430e+05	-2.430e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.005e+02	1.005e+02
Тепловой поток (kW)	-1.048e+04	-1.048e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	6.492	6.492

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.113e-002	0.0001	0.1785	0.0000	5.962e-004	0.0001
H2O	61.81	0.3982	1114	0.1708	1.116	0.1619
H2S	67.83	0.4370	2312	0.3545	2.932	0.4255
CO2	6.998	0.0451	308.0	0.0472	0.3732	0.0541
TEGlycol	18.56	0.1196	2787	0.4274	2.469	0.3583
Nitrogen	1.420e-002	0.0001	0.3978	0.0001	4.933e-004	0.0001
Итого	155.2	1.0000	6521	1.0000	6.892	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.113e-002	0.0001	0.1785	0.0000	5.962e-004	0.0001
H2O	61.81	0.3982	1114	0.1708	1.116	0.1619
H2S	67.83	0.4370	2312	0.3545	2.932	0.4255
CO2	6.998	0.0451	308.0	0.0472	0.3732	0.0541
TEGlycol	18.56	0.1196	2787	0.4274	2.469	0.3583
Nitrogen	1.420e-002	0.0001	0.3978	0.0001	4.933e-004	0.0001
Итого	155.2	1.0000	6521	1.0000	6.892	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-100	Абсорбер: T-100	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 207

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0214	0.0214	0.9786
Температура: (C)	59.00	59.00	59.00
Давление: (kPa)	4060	4060	4060
Мол. расход (kgmole/h)	155.2	3.328	151.9
Масс. расход (kg/h)	6521	122.8	6398
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	6.892	0.1533	6.738
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.424e+05	-1.349e+05	-2.448e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.024e+02	1.580e+02	1.012e+02
Тепловой поток (kW)	-1.045e+04	-1.247e+02	-1.033e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	6.492	0.1475	6.356

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0214

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.113e-002	0.0001	0.1785	0.0000	5.962e-004	0.0001
H2O	61.81	0.3982	1114	0.1708	1.116	0.1619
H2S	67.83	0.4370	2312	0.3545	2.932	0.4255

CO2	6.998	0.0451	308.0	0.0472	0.3732	0.0541
TEGlycol	18.56	0.1196	2787	0.4274	2.469	0.3583
Nitrogen	1.420e-002	0.0001	0.3978	0.0001	4.933e-004	0.0001
Итого	155.2	1.0000	6521	1.0000	6.892	1.0000
Паровая фаза						Доля фазы 2.144e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР.	РАСХОД	МОЛЯР.	ДОЛЯ	МАССОВЫЙ	РАСХОД	МАСС.	ДОЛЯ	ОБ.	РАСХОД	ЖИДК.	ОБ.	ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(kg/h)		(m3/h)							
Methane	6.055e-003	0.0018	9.714e-002	0.0008	3.245e-004	0.0021								
H2O	2.553e-002	0.0077	0.4600	0.0037	4.609e-004	0.0030								
H2S	2.287	0.6872	77.93	0.6349	9.885e-002	0.6449								
CO2	0.9996	0.3004	43.99	0.3584	5.330e-002	0.3478								
TEGlycol	1.272e-006	0.0000	1.911e-004	0.0000	1.693e-007	0.0000								
Nitrogen	9.729e-003	0.0029	0.2726	0.0022	3.380e-004	0.0022								
Итого	3.328	1.0000	122.8	1.0000	0.1533	1.0000								
Жидкая фаза												Доля фазы 0.9786		

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР.	РАСХОД	МОЛЯР.	ДОЛЯ	МАССОВЫЙ	РАСХОД	МАСС.	ДОЛЯ	ОБ.	РАСХОД	ЖИДК.	ОБ.	ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(kg/h)		(m3/h)							
Methane	5.072e-003	0.0000	8.137e-002	0.0000	2.718e-004	0.0000								
H2O	61.79	0.4068	1113	0.1740	1.115	0.1655								
H2S	65.54	0.4315	2234	0.3492	2.833	0.4205								
CO2	5.999	0.0395	264.0	0.0413	0.3199	0.0475								
TEGlycol	18.56	0.1222	2787	0.4356	2.469	0.3665								
Nitrogen	4.470e-003	0.0000	0.1252	0.0000	1.553e-004	0.0000								
Итого	151.9	1.0000	6398	1.0000	6.738	1.0000								
Конст. равновесия														

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	54.50	54.50	---
H2O	1.887e-002	1.887e-002	---
H2S	1.593	1.593	---
CO2	7.606	7.606	---
TEGlycol	3.130e-006	3.130e-006	---
Nitrogen	99.37	99.37	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-100	Теплообменник: E-100	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 228

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	92.76	92.76
Давление: (кПа)	450.0	450.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.772e+05	-7.772e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.847e+02	1.847e+02
Тепловой поток (kW)	-4.106e+03	-4.106e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481
СОСТАВ		

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР.	РАСХОД	МОЛЯР.	ДОЛЯ	МАССОВЫЙ	РАСХОД	МАСС.	ДОЛЯ	ОБ.	РАСХОД	ЖИДК.	ОБ.	ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(kg/h)		(m3/h)							
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000								
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034								
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000								
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000								
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966								
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000								
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000								
Жидкая фаза												Доля фазы 1.000		

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР.	РАСХОД	МОЛЯР.	ДОЛЯ	МАССОВЫЙ	РАСХОД	МАСС.	ДОЛЯ	ОБ.	РАСХОД	ЖИДК.	ОБ.	ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(kg/h)		(m3/h)							

Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-100 Теплообменник: E-101
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный поток)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 230

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	81.30	81.30
Давление: (кПа)	400.0	400.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.822e+05	-7.822e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.708e+02	1.708e+02
Тепловой поток (kW)	-4.133e+03	-4.133e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

Воздушный холодильник: АС-100 Теплообменник: Е-100
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 209

Пакет моделирования: Basis-1

УСЛОВИЯ

Пакет свойств: Пакет Глицоль

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000	0.0000
Температура: (С)	14.57	14.57	14.57
Давление: (кРа)	150.0	150.0	150.0
Мол. расход (kgmole/h)	74.02	74.02	0.0000
Масс. расход (kg/h)	2581	2581	0.0000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.253	3.253	0.0000
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.782e+04	-5.782e+04	-4.107e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-С)	1.848e+02	1.848e+02	4.589e+01
Тепловой поток (kW)	-1.189e+03	-1.189e+03	0.000e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.205	3.205	0.0000

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.112e-002	0.0002	0.1785	0.0001	5.961e-004	0.0002	
H2O	0.6704	0.0091	12.08	0.0047	1.210e-002	0.0037	
H2S	66.35	0.8964	2261	0.8762	2.868	0.8817	
CO2	6.970	0.0942	306.8	0.1189	0.3717	0.1143	
TEGlycol	4.958e-007	0.0000	7.446e-005	0.0000	6.598e-008	0.0000	
Nitrogen	1.420e-002	0.0002	0.3977	0.0002	4.932e-004	0.0002	
Итого	74.02	1.0000	2581	1.0000	3.253	1.0000	

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.112e-002	0.0002	0.1785	0.0001	5.961e-004	0.0002	
H2O	0.6704	0.0091	12.08	0.0047	1.210e-002	0.0037	
H2S	66.35	0.8964	2261	0.8762	2.868	0.8817	
CO2	6.970	0.0942	306.8	0.1189	0.3717	0.1143	
TEGlycol	4.958e-007	0.0000	7.446e-005	0.0000	6.598e-008	0.0000	
Nitrogen	1.420e-002	0.0002	0.3977	0.0002	4.932e-004	0.0002	
Итого	74.02	1.0000	2581	1.0000	3.253	1.0000	

Водная фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0000	0.7529	0.0000	0.2796	0.0000	0.3033	
H2S	0.0000	0.0182	0.0000	0.0128	0.0000	0.0176	
CO2	0.0000	0.0003	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	
TEGlycol	0.0000	0.2285	0.0000	0.7073	0.0000	0.6787	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5728	---	5728
H2O	1.203e-002	---	1.203e-002
H2S	49.16	---	49.16
CO2	274.8	---	274.8
TEGlycol	2.932e-008	---	2.932e-008
Nitrogen	2.221e+004	---	2.221e+004

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К

ПРОДУКТ ОТ
Сепаратор: V-100

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
ЭлектрТаблицаЯчейка: SPRDSHT-1@A2

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 210

Пакет моделирования: Basis-1

УСЛОВИЯ

Пакет свойств: Пакет Глицоль

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	14.57	14.57	14.57
Давление: (кПа)	150.0	150.0	150.0
Мол. расход (kgmole/h)	81.21	0.0000	81.21
Масс. расход (kg/h)	3940	0.0000	3940
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.639	0.0000	3.639
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-4.107e+05	-5.782e+04	-4.107e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	4.589e+01	1.848e+02	4.589e+01
Тепловой поток (kW)	-9.264e+03	0.000e-01	-9.264e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.521	0.0000	3.521

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104	0.3033
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002	0.0176
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003	0.0004
TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469	0.6787
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002
H2O	0.0000	0.0091	0.0000	0.0047	0.0000	0.0037
H2S	0.0000	0.8964	0.0000	0.8762	0.0000	0.8817
CO2	0.0000	0.0942	0.0000	0.1189	0.0000	0.1143
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Водная фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104	0.3033
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002	0.0176
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003	0.0004
TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469	0.6787
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5728	---	5728
H2O	1.203e-002	---	1.203e-002
H2S	49.16	---	49.16
CO2	274.8	---	274.8
TEGlycol	2.932e-008	---	2.932e-008
Nitrogen	2.221e+004	---	2.221e+004

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Насос: P-100	Сепаратор: V-100	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 211

Пакет моделирования: Basis-1

УСЛОВИЯ

Пакет свойств: Пакет Глицоль

	ОБЩИЕ	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000

Температура: (C)	14.58	14.58
Давление: (kPa)	250.0	250.0
Мол. расход (kgmole/h)	81.21	81.21
Масс. расход (kg/h)	3940	3940
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.639	3.639
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-4.107e+05	-4.107e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	4.590e+01	4.590e+01
Тепловой поток (kW)	-9.264e+03	-9.264e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.521	3.521

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104	0.3033
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002	0.0176
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003	0.0004
TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469	0.6787
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639	1.0000

Водная фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104	0.3033
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002	0.0176
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003	0.0004
TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469	0.6787
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-101	Насос: P-100	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 212 Пакет моделирования: Basis-1

УСЛОВИЯ Пакет свойств: Пакет Гликоль

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0106	0.0106	0.9894
Температура: (C)	62.00	62.00	62.00
Давление: (kPa)	200.0	200.0	200.0
Мол. расход (kgmole/h)	81.21	0.8640	80.34
Масс. расход (kg/h)	3940	28.26	3912
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.639	3.537e-002	3.603
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.995e+05	-5.170e+04	-4.032e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	8.206e+01	1.881e+02	8.092e+01
Тепловой поток (kW)	-9.011e+03	-1.241e+01	-8.998e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.521	3.457e-002	3.489

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0106

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104	0.3033
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002	0.0176
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003	0.0004

TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469	0.6787
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639	1.0000
Паровая фаза						Доля фазы 1.064e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.104e-006	0.0000	3.375e-005	0.0000	1.127e-007	0.0000
H2O	8.801e-002	0.1019	1.586	0.0561	1.589e-003	0.0449
H2S	0.7526	0.8711	25.65	0.9075	3.253e-002	0.9198
CO2	2.340e-002	0.0271	1.030	0.0364	1.248e-003	0.0353
TEGlycol	1.855e-006	0.0000	2.786e-004	0.0000	2.469e-007	0.0000
Nitrogen	6.951e-007	0.0000	1.947e-005	0.0000	2.415e-008	0.0000
Итого	0.8640	1.0000	28.26	1.0000	3.537e-002	1.0000
Водная фаза						Доля фазы 0.9894

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.716e-008	0.0000	4.358e-007	0.0000	1.456e-009	0.0000
H2O	61.05	0.7599	1100	0.2812	1.102	0.3059
H2S	0.7282	0.0091	24.82	0.0063	3.148e-002	0.0087
CO2	4.433e-003	0.0001	0.1951	0.0000	2.364e-004	0.0001
TEGlycol	18.56	0.2310	2787	0.7124	2.469	0.6853
Nitrogen	6.245e-009	0.0000	1.749e-007	0.0000	2.169e-010	0.0000
Итого	80.34	1.0000	3912	1.0000	3.603	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	7201	---	7201
H2O	0.1340	---	0.1340
H2S	96.11	---	96.11
CO2	490.9	---	490.9
TEGlycol	9.296e-006	---	9.296e-006
Nitrogen	1.035e+004	---	1.035e+004
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ			

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Клапан: VLV-100	Теплообменник: E-101	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 227

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.1	200.1
Давление: (кПа)	500.0	500.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.292e+05	-7.292e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.994e+02	2.994e+02
Тепловой поток (kW)	-3.853e+03	-3.853e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481
СОСТАВ		

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000
Жидкая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000

H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-101 Насос: P-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 214

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0552	0.0552	0.9448
Температура: (C)	54.18	54.18	54.18
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	81.21	4.485	76.72
Масс. расход (kg/h)	3940	104.9	3835
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.639	0.1185	3.520
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.995e+05	-1.701e+05	-4.129e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	8.259e+01	2.005e+02	7.570e+01
Тепловой поток (kW)	-9.011e+03	-2.119e+02	-8.799e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.521	0.1111	3.412

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0552

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000	
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104	0.3033	
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002	0.0176	
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003	0.0004	
TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469	0.6787	
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 5.524e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	3.006	0.6702	54.16	0.5165	5.427e-002	0.4580	
H2S	1.451	0.3236	49.46	0.4718	6.274e-002	0.5295	
CO2	2.772e-002	0.0062	1.220	0.0116	1.478e-003	0.0125	
TEGlycol	4.251e-005	0.0000	6.384e-003	0.0001	5.657e-006	0.0000	
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	4.485	1.0000	104.9	1.0000	0.1185	1.0000	
Водная фаза							Доля фазы 0.9448

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	5.077e-010	0.0000	8.145e-009	0.0000	2.721e-011	0.0000	
H2O	58.13	0.7577	1047	0.2731	1.049	0.2981	
H2S	2.941e-002	0.0004	1.002	0.0003	1.271e-003	0.0004	
CO2	1.072e-004	0.0000	4.717e-003	0.0000	5.715e-006	0.0000	
TEGlycol	18.56	0.2419	2787	0.7267	2.469	0.7015	
Nitrogen	1.039e-010	0.0000	2.911e-009	0.0000	3.610e-012	0.0000	
Итого	76.72	1.0000	3835	1.0000	3.520	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	7.176e+004	---	7.176e+004
H2O	0.8845	---	0.8845
H2S	844.2	---	844.2
CO2	4424	---	4424
TEGlycol	3.918e-005	---	3.918e-005
Nitrogen	1.154e+005	---	1.154e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Дистилляция: Т-101 Клапан: VLV-100
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 217

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	40.00	40.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	2.383	2.383
Масс. расход (kg/h)	67.34	67.34
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	8.111e-002	8.111e-002
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.060e+05	-1.060e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.036e+02	2.036e+02
Тепловой поток (kW)	-7.019e+01	-7.019e+01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	7.671e-002	7.671e-002

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		ЖИДК.
Methane	2.129e-006	0.0000	3.415e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	0.8816	0.3699	15.88	0.2359	1.591e-002	0.1962	
H2S	1.474	0.6184	50.23	0.7460	6.372e-002	0.7855	
CO2	2.778e-002	0.0117	1.223	0.0182	1.481e-003	0.0183	
TEGlycol	3.040e-009	0.0000	4.566e-007	0.0000	4.046e-010	0.0000	
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	2.383	1.0000	67.34	1.0000	8.111e-002	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		ЖИДК.
Methane	2.129e-006	0.0000	3.415e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	0.8816	0.3699	15.88	0.2359	1.591e-002	0.1962	
H2S	1.474	0.6184	50.23	0.7460	6.372e-002	0.7855	
CO2	2.778e-002	0.0117	1.223	0.0182	1.481e-003	0.0183	
TEGlycol	3.040e-009	0.0000	4.566e-007	0.0000	4.046e-010	0.0000	
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	2.383	1.0000	67.34	1.0000	8.111e-002	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Дистилляция: Т-101
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 220

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	40.00	40.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	59.80	59.80
Масс. расход (kg/h)	1078	1078
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.080	1.080
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.847e+05	-2.847e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	5.843e+01	5.843e+01
Тепловой поток (kW)	-4.730e+03	-4.730e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.062	1.062

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.116e-009	0.0000	3.395e-008	0.0000	1.134e-010	0.0000
H2O	59.79	0.9999	1077	0.9996	1.079	0.9996
H2S	6.804e-003	0.0001	0.2319	0.0002	2.941e-004	0.0003
CO2	4.951e-005	0.0000	2.179e-003	0.0000	2.640e-006	0.0000
TEGlycol	9.995e-004	0.0000	0.1501	0.0001	1.330e-004	0.0001
Nitrogen	3.489e-011	0.0000	9.774e-010	0.0000	1.212e-012	0.0000
Итого	59.80	1.0000	1078	1.0000	1.080	1.0000

Водная фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.116e-009	0.0000	3.395e-008	0.0000	1.134e-010	0.0000
H2O	59.79	0.9999	1077	0.9996	1.079	0.9996
H2S	6.804e-003	0.0001	0.2319	0.0002	2.941e-004	0.0003
CO2	4.951e-005	0.0000	2.179e-003	0.0000	2.640e-006	0.0000
TEGlycol	9.995e-004	0.0000	0.1501	0.0001	1.330e-004	0.0001
Nitrogen	3.489e-011	0.0000	9.774e-010	0.0000	1.212e-012	0.0000
Итого	59.80	1.0000	1078	1.0000	1.080	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Дистилляция: T-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 226

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0
Давление: (kPa)	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.293e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.994e+02	2.994e+02
Тепловой поток (kW)	-3.854e+03	-3.854e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000
Жидкая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Насос: P-101 Дистилляция: T-101
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 231 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.00	50.00
Давление: (кПа)	380.0	380.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.960e+05	-7.960e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.300e+02	1.300e+02
Тепловой поток (kW)	-4.206e+03	-4.206e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ
 Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000
Жидкая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966

Nitrogen 1.040e-026 0.0000 2.913e-025 0.0000 3.613e-028 0.0000
 Итого 19.02 1.0000 2795 1.0000 2.478 1.0000
 Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Насос: P-102	Воздушный холодильник: AC-100	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 236

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.44	50.44
Давление: (кПа)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.953e+05	-7.953e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.304e+02	1.304e+02
Тепловой поток (kW)	-4.202e+03	-4.202e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ.	ДОЛЯ ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ.	ДОЛЯ ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Смеситель: MIX-100	Насос: P-102	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.44	50.44
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.953e+05	-7.953e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.304e+02	1.304e+02
Тепловой поток (kW)	-4.203e+03	-4.203e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К

ПРОДУКТ ОТ

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

Охладитель: E-102

Смеситель: MIX-100

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)

УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.00	50.00
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	2.565e-003	2.565e-003
Масс. расход (kg/h)	0.3852	0.3852
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.414e-004	3.414e-004
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-8.082e+05	-8.082e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.307e+02	1.307e+02
Тепловой поток (kW)	-5.759e-01	-5.759e-01

Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/ч) 3.418e-004 3.418e-004
СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (м3/ч)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
TEGlycol	2.565e-003	1.0000	0.3852	1.0000	3.414e-004	1.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	2.565e-003	1.0000	0.3852	1.0000	3.414e-004	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (м3/ч)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
TEGlycol	2.565e-003	1.0000	0.3852	1.0000	3.414e-004	1.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	2.565e-003	1.0000	0.3852	1.0000	3.414e-004	1.0000	
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Смеситель: MIX-100
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 3 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (С)	45.00	45.00
Давление: (кПа)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (м3/ч)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.977e+05	-7.977e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-С)	1.228e+02	1.228e+02
Тепловой поток (kW)	-4.215e+03	-4.215e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/ч)	2.481	2.481
СОСТАВ		

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (м3/ч)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966	
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (м3/ч)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	

H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Рецикл: RCU-1	Охладитель: E-102	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Condens

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	62.75	62.75
Давление: (kPa)	22.00	22.00
Мол. расход (kgmole/h)	93.28	93.28
Масс. расход (kg/h)	1705	1705
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.722	1.722
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.371e+05	-2.371e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.913e+02	1.913e+02
Тепловой поток (kW)	-6.143e+03	-6.143e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.686	1.686

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.132e-006	0.0000	3.420e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	91.76	0.9838	1653	0.9695	1.656	0.9618
H2S	1.484	0.0159	50.59	0.0297	6.416e-002	0.0373
CO2	2.786e-002	0.0003	1.226	0.0007	1.485e-003	0.0009
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.437e-008	0.0000
Итого	93.28	1.0000	1705	1.0000	1.722	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.132e-006	0.0000	3.420e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	91.76	0.9838	1653	0.9695	1.656	0.9618
H2S	1.484	0.0159	50.59	0.0297	6.416e-002	0.0373
CO2	2.786e-002	0.0003	1.226	0.0007	1.485e-003	0.0009
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.437e-008	0.0000
Итого	93.28	1.0000	1705	1.0000	1.722	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Воздушный холодильник: AC-101	Дистилляция: T-101	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	72.52	72.52
Давление: (kPa)	23.00	23.00
Мол. расход (kgmole/h)	79.03	79.03
Масс. расход (kg/h)	6151	6151
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	5.541	5.541
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.169e+05	-5.169e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.122e+02	1.122e+02
Тепловой поток (kW)	-1.135e+04	-1.135e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	5.444	5.444

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	РАСХОД ОБ. (m3/h)	РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000
Водная фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	РАСХОД ОБ. (m3/h)	РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К

ПРОДУКТ ОТ

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

Насос: P-103

Дистилляция: T-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: condens1.1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0302	0.0302	0.9698
Температура: (C)	45.39	45.39	45.39
Давление: (kPa)	21.00	21.00	21.00
Мол. расход (kgmole/h)	93.28	2.820	90.46
Масс. расход (kg/h)	1705	75.23	1630

Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h) 1.722 8.903e-002 1.633
 Мол. энтал. (kJ/kgmole) -2.796e+05 -1.267e+05 -2.843e+05
 Мол. энтр. (kJ/kgmole-C) 6.404e+01 2.026e+02 5.972e+01
 Тепловой поток (kW) -7.243e+03 -9.921e+01 -7.144e+03
 Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h) 1.686 8.365e-002 1.606
 СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0302

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.132e-006	0.0000	3.420e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	91.76	0.9838	1653	0.9695	1.656	0.9618
H2S	1.484	0.0159	50.59	0.0297	6.416e-002	0.0373
CO2	2.786e-002	0.0003	1.226	0.0007	1.485e-003	0.0009
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.437e-008	0.0000
Итого	93.28	1.0000	1705	1.0000	1.722	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 3.023e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.129e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	1.316	0.4669	23.72	0.3153	2.376e-002	0.2669
H2S	1.476	0.5233	50.29	0.6685	6.379e-002	0.7164
CO2	2.780e-002	0.0099	1.223	0.0163	1.482e-003	0.0166
TEGlycol	7.256e-009	0.0000	1.090e-006	0.0000	9.656e-010	0.0000
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.820	1.0000	75.23	1.0000	8.903e-002	1.0000

Водная фаза Доля фазы 0.9698

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.537e-009	0.0000	4.071e-008	0.0000	1.360e-010	0.0000
H2O	90.45	0.9999	1629	0.9997	1.633	0.9996
H2S	8.668e-003	0.0001	0.2954	0.0002	3.747e-004	0.0002
CO2	6.064e-005	0.0000	2.669e-003	0.0000	3.233e-006	0.0000
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001
Nitrogen	4.501e-011	0.0000	1.261e-009	0.0000	1.564e-012	0.0000
Итого	90.46	1.0000	1630	1.0000	1.633	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	2.692e+004	---	2.692e+004
H2O	0.4669	---	0.4669
H2S	5461	---	5461
CO2	1.470e+004	---	1.470e+004
TEGlycol	1.532e-004	---	1.532e-004
Nitrogen	4.998e+005	---	4.998e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Сепаратор: V-101 Воздушный холодильник: AC-101
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Condens1.2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000	0.0000
Температура: (C)	44.96	44.96	44.96
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	2.889	2.889	0.0000
Масс. расход (kg/h)	76.49	76.49	0.0000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	9.030e-002	9.030e-002	0.0000
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.294e+05	-1.294e+05	-2.844e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.028e+02	2.028e+02	5.961e+01
Тепловой поток (kW)	-1.038e+02	-1.038e+02	0.000e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	8.479e-002	8.479e-002	0.0000

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.129e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	1.385	0.4794	24.95	0.3262	2.500e-002	0.2769
H2S	1.476	0.5110	50.31	0.6578	6.381e-002	0.7067
CO2	2.780e-002	0.0096	1.223	0.0160	1.482e-003	0.0164
TEGlycol	7.365e-009	0.0000	1.106e-006	0.0000	9.802e-010	0.0000
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.889	1.0000	76.49	1.0000	9.030e-002	1.0000
Паровая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.129e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	1.385	0.4794	24.95	0.3262	2.500e-002	0.2769
H2S	1.476	0.5110	50.31	0.6578	6.381e-002	0.7067
CO2	2.780e-002	0.0096	1.223	0.0160	1.482e-003	0.0164
TEGlycol	7.365e-009	0.0000	1.106e-006	0.0000	9.802e-010	0.0000
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.889	1.0000	76.49	1.0000	9.030e-002	1.0000
Водная фаза						Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.9999	0.0000	0.9997	0.0000	0.9997
H2S	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	2.802e+004	---	2.802e+004
H2O	0.4795	---	0.4795
H2S	5711	---	5711
CO2	1.533e+004	---	1.533e+004
TEGlycol	1.517e-004	---	1.517e-004
Nitrogen	5.233e+005	---	5.233e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Condens1.3

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	44.96	44.96	44.96
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	90.39	0.0000	90.39
Масс. расход (kg/h)	1629	0.0000	1629
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.632	0.0000	1.632
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.844e+05	-1.294e+05	-2.844e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	5.961e+01	2.028e+02	5.961e+01
Тепловой поток (kW)	-7.139e+03	0.000e-01	-7.139e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.605	0.0000	1.605

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.377e-009	0.0000	3.814e-008	0.0000	1.274e-010	0.0000
H2O	90.38	0.9999	1628	0.9997	1.631	0.9997
H2S	8.087e-003	0.0001	0.2756	0.0002	3.496e-004	0.0002
CO2	5.673e-005	0.0000	2.497e-003	0.0000	3.025e-006	0.0000
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001

Nitrogen	4.193e-011	0.0000	1.174e-009	0.0000	1.456e-012	0.0000
Итого	90.39	1.0000	1629	1.0000	1.632	1.0000
Паровая фаза						Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.			
Methane	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
H2O	0.0000	0.4794	0.0000 0.3262 0.0000 0.2769			
H2S	0.0000	0.5110	0.0000 0.6578 0.0000 0.7067			
CO2	0.0000	0.0096	0.0000 0.0160 0.0000 0.0164			
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
Итого	0.0000	1.0000	0.0000 1.0000 0.0000 1.0000			
Водная фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.		
Methane	2.377e-009	0.0000	3.814e-008 0.0000 1.274e-010 0.0000		
H2O	90.38	0.9999	1628 0.9997 1.631 0.9997		
H2S	8.087e-003	0.0001	0.2756 0.0002 3.496e-004 0.0002		
CO2	5.673e-005	0.0000	2.497e-003 0.0000 3.025e-006 0.0000		
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281 0.0001 2.022e-004 0.0001		
Nitrogen	4.193e-011	0.0000	1.174e-009 0.0000 1.456e-012 0.0000		
Итого	90.39	1.0000	1629 1.0000 1.632 1.0000		
Конст. равновесия					

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	2.802e+004	---	2.802e+004
H2O	0.4795	---	0.4795
H2S	5711	---	5711
CO2	1.533e+004	---	1.533e+004
TEGlycol	1.517e-004	---	1.517e-004
Nitrogen	5.233e+005	---	5.233e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: vp1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	240.0	240.0
Давление: (кПа)	1621	1621
Мол. расход (kgmole/h)	166.5	166.5
Масс. расход (kg/h)	3000	3000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.006	3.006
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.352e+05	-2.352e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.683e+02	1.683e+02
Тепловой поток (kW)	-1.088e+04	-1.088e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.956	2.956

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.			
Methane	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
H2O	166.5	1.0000	3000 1.0000 3.006 1.0000			
H2S	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
CO2	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000			
Итого	166.5	1.0000	3000 1.0000 3.006 1.0000			
Паровая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000 0.0000 0.0000
H2O	166.5	1.0000	3000 1.0000 3.006 1.0000

H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	166.5	1.0000	3000	1.0000	3.006	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-104
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.7557	0.7557	0.2443
Температура: (C)	200.8	200.8	200.8
Давление: (кПа)	26.00	26.00	26.00
Мол. расход (kgmole/h)	79.03	59.73	19.31
Масс. расход (kg/h)	6151	3316	2835
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	5.541	3.028	2.513
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-4.499e+05	-3.598e+05	-7.286e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.795e+02	2.729e+02	3.000e+02
Тепловой поток (kW)	-9.876e+03	-5.969e+03	-3.908e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	5.444	2.942	2.517

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.7557

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 0.7557

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.510e-022	0.0000
H2O	42.77	0.7162	770.6	0.2324	0.7721	0.2550
H2S	2.341e-009	0.0000	7.978e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.560e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.898e-014	0.0000
TEGlycol	16.95	0.2838	2546	0.7676	2.256	0.7450
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	59.73	1.0000	3316	1.0000	3.028	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 0.2443

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	7.195e-025	0.0000	1.154e-023	0.0000	3.855e-026	0.0000
H2O	0.4859	0.0252	8.754	0.0031	8.772e-003	0.0035
H2S	1.290e-012	0.0000	4.398e-011	0.0000	5.578e-014	0.0000
CO2	5.382e-017	0.0000	2.368e-015	0.0000	2.870e-018	0.0000
TEGlycol	18.82	0.9748	2826	0.9969	2.505	0.9965
Nitrogen	1.107e-026	0.0000	3.102e-025	0.0000	3.847e-028	0.0000
Итого	19.31	1.0000	2835	1.0000	2.513	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
------------	-----------	--------	---------

Methane	5459	5459	---
H2O	28.45	28.45	---
H2S	586.4	586.4	---
CO2	2138	2138	---
TEGlycol	0.2912	0.2912	---
Nitrogen	2.691e+004	2.691e+004	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-102 Теплообменник: E-104
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: vr2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.1451	0.1451	0.8549
Температура: (C)	202.1	202.1	202.1
Давление: (kPa)	1620	1620	1620
Мол. расход (kgmole/h)	166.5	24.16	142.4
Масс. расход (kg/h)	3000	435.3	2565
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.006	0.4362	2.570
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.670e+05	-2.366e+05	-2.721e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.015e+02	1.654e+02	9.064e+01
Тепловой поток (kW)	-1.235e+04	-1.588e+03	-1.076e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.956	0.4290	2.527

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.1451

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК. (m3/h)
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	166.5	1.0000	3000	1.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	166.5	1.0000	3000	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.1451

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК. (m3/h)
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	24.16	1.0000	435.3	1.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	24.16	1.0000	435.3	1.0000

Водная фаза Доля фазы 0.8549

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК. (m3/h)
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	142.4	1.0000	2565	1.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	142.4	1.0000	2565	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	1.000	---	1.000
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Теплообменник: E-104

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000	0.0000
Температура: (C)	199.9	199.9	199.9
Давление: (kPa)	25.00	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	59.94	59.94	0.0000
Масс. расход (kg/h)	3347	3347	0.0000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.055	3.055	0.0000
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.609e+05	-3.609e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.736e+02	2.736e+02	2.993e+02
Тепловой поток (kW)	-6.009e+03	-6.009e+03	0.000e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.969	2.969	0.0000

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.510e-022	0.0000	
H2O	42.79	0.7138	770.9	0.2303	0.7724	0.2528	
H2S	2.341e-009	0.0000	7.978e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000	
CO2	3.560e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.898e-014	0.0000	
TEGlycol	17.15	0.2862	2576	0.7697	2.283	0.7472	
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000	
Итого	59.94	1.0000	3347	1.0000	3.055	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.510e-022	0.0000	
H2O	42.79	0.7138	770.9	0.2303	0.7724	0.2528	
H2S	2.341e-009	0.0000	7.978e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000	
CO2	3.560e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.898e-014	0.0000	
TEGlycol	17.15	0.2862	2576	0.7697	2.283	0.7472	
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000	
Итого	59.94	1.0000	3347	1.0000	3.055	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0000	0.0245	0.0000	0.0030	0.0000	0.0034	
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
TEGlycol	0.0000	0.9755	0.0000	0.9970	0.0000	0.9966	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5679	5679	---
H2O	29.11	29.11	---
H2S	605.9	605.9	---
CO2	2216	2216	---
TEGlycol	0.2933	0.2933	---
Nitrogen	2.811e+004	2.811e+004	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Сепаратор: V-102

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler3

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	199.9	199.9	199.9
Давление: (kPa)	25.00	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	19.09	0.0000	19.09
Масс. расход (kg/h)	2805	0.0000	2805
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.486	0.0000	2.486
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.293e+05	-3.609e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.993e+02	2.736e+02	2.993e+02
Тепловой поток (kW)	-3.867e+03	0.000e-01	-3.867e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.490	0.0000	2.490

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	6.812e-025	0.0000	1.093e-023	0.0000	3.650e-026	0.0000	0.0000
H2O	0.4681	0.0245	8.433	0.0030	8.450e-003	0.0034	0.0034
H2S	1.230e-012	0.0000	4.193e-011	0.0000	5.318e-014	0.0000	0.0000
CO2	5.116e-017	0.0000	2.252e-015	0.0000	2.728e-018	0.0000	0.0000
TEGlycol	18.62	0.9755	2796	0.9970	2.478	0.9966	0.9966
Nitrogen	1.044e-026	0.0000	2.925e-025	0.0000	3.628e-028	0.0000	0.0000
Итого	19.09	1.0000	2805	1.0000	2.486	1.0000	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.7138	0.0000	0.2303	0.0000	0.2528	0.2528
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.2862	0.0000	0.7697	0.0000	0.7472	0.7472
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	6.812e-025	0.0000	1.093e-023	0.0000	3.650e-026	0.0000	0.0000
H2O	0.4681	0.0245	8.433	0.0030	8.450e-003	0.0034	0.0034
H2S	1.230e-012	0.0000	4.193e-011	0.0000	5.318e-014	0.0000	0.0000
CO2	5.116e-017	0.0000	2.252e-015	0.0000	2.728e-018	0.0000	0.0000
TEGlycol	18.62	0.9755	2796	0.9970	2.478	0.9966	0.9966
Nitrogen	1.044e-026	0.0000	2.925e-025	0.0000	3.628e-028	0.0000	0.0000
Итого	19.09	1.0000	2805	1.0000	2.486	1.0000	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5679	5679	---
H2O	29.11	29.11	---
H2S	605.9	605.9	---
CO2	2216	2216	---
TEGlycol	0.2933	0.2933	---
Nitrogen	2.811e+004	2.811e+004	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-102

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler1.2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

ОБЩИЕ ВОДНАЯ ФАЗА

Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	72.52	72.52
Давление: (kPa)	27.00	27.00
Мол. расход (kgmole/h)	79.03	79.03
Масс. расход (kg/h)	6151	6151
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	5.541	5.541
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.169e+05	-5.169e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.122e+02	1.122e+02
Тепловой поток (kW)	-1.135e+04	-1.135e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	5.444	5.444

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000

Водная фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-104	Насос: P-103	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 237 @COL1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	45.00	45.00
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.03	19.03
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.977e+05	-7.977e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.228e+02	1.228e+02
Тепловой поток (kW)	-4.216e+03	-4.216e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.482	2.482

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.786e-025	0.0000	1.089e-023	0.0000	3.636e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.402e-003	0.0034
H2S	1.223e-012	0.0000	4.169e-011	0.0000	5.288e-014	0.0000

CO2	5.089e-017	0.0000	2.240e-015	0.0000	2.714e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.039e-026	0.0000	2.910e-025	0.0000	3.608e-028	0.0000
Итого	19.03	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	6.786e-025	0.0000	1.089e-023	0.0000	3.636e-026	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.402e-003	0.0034
H2S	1.223e-012	0.0000	4.169e-011	0.0000	5.288e-014	0.0000
CO2	5.089e-017	0.0000	2.240e-015	0.0000	2.714e-018	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.470	0.9966
Nitrogen	1.039e-026	0.0000	2.910e-025	0.0000	3.608e-028	0.0000
Итого	19.03	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL1 Материальный поток: 237
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 202 @COL1 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.8678	0.8678	0.0804	0.0518
Температура: (C)	53.00	53.00	53.00	53.00
Давление: (kPa)	4275	4275	4275	4275
Мол. расход (kgmole/h)	781.9	678.5	62.86	40.51
Масс. расход (kg/h)	2.780e+004	2.515e+004	1905	752.1
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	34.49	31.40	2.319	0.7652
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.495e+05	-1.433e+05	-1.331e+05	-2.775e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.473e+02	1.563e+02	1.041e+02	6.393e+01
Тепловой поток (kW)	-3.246e+04	-2.702e+04	-2.324e+03	-3.123e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	32.66	30.37	2.176	0.7443

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.8678

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.517	0.0032	40.38	0.0015	0.1349	0.0039
H2O	61.50	0.0786	1108	0.0398	1.110	0.0322
H2S	487.9	0.6240	1.663e+004	0.5981	21.09	0.6116
CO2	224.0	0.2865	9858	0.3546	11.94	0.3463
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	5.982	0.0077	167.6	0.0060	0.2078	0.0060
Итого	781.9	1.0000	2.780e+004	1.0000	34.49	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.8678

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.502	0.0037	40.15	0.0016	0.1341	0.0043
H2O	4.475	0.0066	80.62	0.0032	8.078e-002	0.0026
H2S	446.6	0.6582	1.522e+004	0.6053	19.31	0.6148
CO2	218.9	0.3227	9636	0.3832	11.68	0.3718
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	5.975	0.0088	167.4	0.0067	0.2076	0.0066
Итого	678.5	1.0000	2.515e+004	1.0000	31.40	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 8.039e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	

Methane	1.328e-002	0.0002	0.2131	0.0001	7.118e-004	0.0003
H2O	17.78	0.2828	320.3	0.1682	0.3209	0.1384
H2S	40.21	0.6397	1370	0.7196	1.738	0.7496
CO2	4.850	0.0772	213.4	0.1121	0.2586	0.1115
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	7.311e-003	0.0001	0.2048	0.0001	2.540e-004	0.0001
Итого	62.86	1.0000	1905	1.0000	2.319	1.0000
Водная фаза						Доля фазы 5.181e-002

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
(kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.216e-003	0.0000	1.951e-002	0.0000	6.515e-005	0.0001
H2O	39.24	0.9687	707.0	0.9400	0.7084	0.9258
H2S	1.073	0.0265	36.56	0.0486	4.638e-002	0.0606
CO2	0.1944	0.0048	8.556	0.0114	1.037e-002	0.0135
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	2.135e-004	0.0000	5.981e-003	0.0000	7.417e-006	0.0000
Итого	40.51	1.0000	752.1	1.0000	0.7652	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	26.29	17.45	122.9
H2O	1.196e-002	2.332e-002	6.808e-003
H2S	1.648	1.029	24.86
CO2	6.613	4.182	67.24
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	121.0	75.70	1671

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Башня: Main Tower @COL1 Материальный поток: 202
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 203 @COL1 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	67.11	67.11
Давление: (кПа)	4100	4100
Мол. расход (kgmole/h)	645.7	645.7
Масс. расход (kg/h)	2.408e+004	2.408e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	30.08	30.08
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.461e+05	-1.461e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.588e+02	1.588e+02
Тепловой поток (kW)	-2.620e+04	-2.620e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	29.13	29.13

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
(kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343	0.0045
H2O	0.1523	0.0002	2.744	0.0001	2.750e-003	0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16	0.6038
CO2	217.0	0.3361	9550	0.3966	11.57	0.3847
TEGlycol	2.565e-003	0.0000	0.3852	0.0000	3.413e-004	0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073	0.0069
Итого	645.7	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08	1.0000
Паровая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
(kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343	0.0045
H2O	0.1523	0.0002	2.744	0.0001	2.750e-003	0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16	0.6038
CO2	217.0	0.3361	9550	0.3966	11.57	0.3847
TEGlycol	2.565e-003	0.0000	0.3852	0.0000	3.413e-004	0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073	0.0069
Итого	645.7	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 203 Башня: Main Tower @COL1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 206 @COL1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	56.54	56.54	56.54
Давление: (кПа)	4110	4110	4110
Мол. расход (kgmole/h)	155.2	0.0000	155.2
Масс. расход (kg/h)	6521	0.0000	6521
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	6.892	0.0000	6.892
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.430e+05	-1.440e+05	-2.430e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.005e+02	1.574e+02	1.005e+02
Тепловой поток (kW)	-1.048e+04	0.000e-01	-1.048e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	6.492	0.0000	6.492

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.113e-002	0.0001	0.1785	0.0000	5.962e-004	0.0001	
H2O	61.81	0.3982	1114	0.1708	1.116	0.1619	
H2S	67.83	0.4370	2312	0.3545	2.932	0.4255	
CO2	6.998	0.0451	308.0	0.0472	0.3732	0.0541	
TEGlycol	18.56	0.1196	2787	0.4274	2.469	0.3583	
Nitrogen	1.420e-002	0.0001	0.3978	0.0001	4.933e-004	0.0001	
Итого	155.2	1.0000	6521	1.0000	6.892	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	0.0000	0.0037	0.0000	0.0016	0.0000	0.0043	
H2O	0.0000	0.0068	0.0000	0.0033	0.0000	0.0027	
H2S	0.0000	0.6556	0.0000	0.6026	0.0000	0.6121	
CO2	0.0000	0.3250	0.0000	0.3857	0.0000	0.3743	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0089	0.0000	0.0067	0.0000	0.0066	
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.113e-002	0.0001	0.1785	0.0000	5.962e-004	0.0001	
H2O	61.81	0.3982	1114	0.1708	1.116	0.1619	
H2S	67.83	0.4370	2312	0.3545	2.932	0.4255	
CO2	6.998	0.0451	308.0	0.0472	0.3732	0.0541	
TEGlycol	18.56	0.1196	2787	0.4274	2.469	0.3583	
Nitrogen	1.420e-002	0.0001	0.3978	0.0001	4.933e-004	0.0001	
Итого	155.2	1.0000	6521	1.0000	6.892	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 206 Башня: Main Tower @COL1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Reflux @COL2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	40.00	40.00	40.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	31.09	0.0000	31.09
Масс. расход (kg/h)	560.3	0.0000	560.3
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	0.5614	0.0000	0.5614
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.847e+05	-1.060e+05	-2.847e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	5.843e+01	2.036e+02	5.843e+01
Тепловой поток (kW)	-2.459e+03	0.000e-01	-2.459e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	0.5521	0.0000	0.5521

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.100e-009	0.0000	1.765e-008	0.0000	5.895e-011	0.0000	
H2O	31.09	0.9999	560.1	0.9996	0.5612	0.9996	
H2S	3.538e-003	0.0001	0.1206	0.0002	1.529e-004	0.0003	
CO2	2.574e-005	0.0000	1.133e-003	0.0000	1.373e-006	0.0000	
TEGlycol	5.197e-004	0.0000	7.804e-002	0.0001	6.916e-005	0.0001	
Nitrogen	1.814e-011	0.0000	5.082e-010	0.0000	6.302e-013	0.0000	
Итого	31.09	1.0000	560.3	1.0000	0.5614	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0000	0.3699	0.0000	0.2359	0.0000	0.1962	
H2S	0.0000	0.6184	0.0000	0.7460	0.0000	0.7855	
CO2	0.0000	0.0117	0.0000	0.0182	0.0000	0.0183	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.100e-009	0.0000	1.765e-008	0.0000	5.895e-011	0.0000	
H2O	31.09	0.9999	560.1	0.9996	0.5612	0.9996	
H2S	3.538e-003	0.0001	0.1206	0.0002	1.529e-004	0.0003	
CO2	2.574e-005	0.0000	1.133e-003	0.0000	1.373e-006	0.0000	
TEGlycol	5.197e-004	0.0000	7.804e-002	0.0001	6.916e-005	0.0001	
Nitrogen	1.814e-011	0.0000	5.082e-010	0.0000	6.302e-013	0.0000	
Итого	31.09	1.0000	560.3	1.0000	0.5614	1.0000	
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL2 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: To Condenser @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	62.75	62.75
Давление: (kPa)	22.00	22.00
Мол. расход (kgmole/h)	93.28	93.28
Масс. расход (kg/h)	1705	1705
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.722	1.722
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.371e+05	-2.371e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.913e+02	1.913e+02
Тепловой поток (kW)	-6.143e+03	-6.143e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.686	1.686

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.132e-006	0.0000	3.420e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	91.76	0.9838	1653	0.9695	1.656	0.9618
H2S	1.484	0.0159	50.59	0.0297	6.416e-002	0.0373
CO2	2.786e-002	0.0003	1.226	0.0007	1.485e-003	0.0009
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.437e-008	0.0000
Итого	93.28	1.0000	1705	1.0000	1.722	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.132e-006	0.0000	3.420e-005	0.0000	1.142e-007	0.0000
H2O	91.76	0.9838	1653	0.9695	1.656	0.9618
H2S	1.484	0.0159	50.59	0.0297	6.416e-002	0.0373
CO2	2.786e-002	0.0003	1.226	0.0007	1.485e-003	0.0009
TEGlycol	1.519e-003	0.0000	0.2281	0.0001	2.022e-004	0.0001
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.437e-008	0.0000
Итого	93.28	1.0000	1705	1.0000	1.722	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Парциальный конденсатор: Condenser @COL2 Вашня: Main Tower @COL2
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Voilup @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Глицоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0
Давление: (kPa)	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	60.01	60.01
Масс. расход (kg/h)	3356	3356
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.064	3.064
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.612e+05	-3.612e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.738e+02	2.738e+02
Тепловой поток (kW)	-6.021e+03	-6.021e+03

Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/h) 2.977 2.977
СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.510e-022	0.0000
H2O	42.79	0.7131	770.9	0.2297	0.7725	0.2521
H2S	2.341e-009	0.0000	7.978e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.560e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.898e-014	0.0000
TEGlycol	17.22	0.2869	2586	0.7703	2.291	0.7479
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	60.01	1.0000	3356	1.0000	3.064	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.510e-022	0.0000
H2O	42.79	0.7131	770.9	0.2297	0.7725	0.2521
H2S	2.341e-009	0.0000	7.978e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.560e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.898e-014	0.0000
TEGlycol	17.22	0.2869	2586	0.7703	2.291	0.7479
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	60.01	1.0000	3356	1.0000	3.064	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL2 Ребойлер: Reboiler @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: To Reboiler @COL2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	72.52	72.52	72.52
Давление: (кПа)	23.00	23.00	23.00
Мол. расход (kgmole/h)	79.03	0.0000	79.03
Масс. расход (kg/h)	6151	0.0000	6151
Станд. объем. расх. ид. жидк. (м3/h)	5.541	0.0000	5.541
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.169e+05	-2.403e+05	-5.169e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.122e+02	1.910e+02	1.122e+02
Тепловой поток (kW)	-1.135e+04	0.000e-01	-1.135e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/h)	5.444	0.0000	5.444

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)	
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

H2O	0.0000	0.9999	0.0000	0.9993	0.0000	0.9994
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0001	0.0000	0.0007	0.0000	0.0006
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Жидкая фаза					Доля фазы 1.000	

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.215e-020	0.0000	1.949e-019	0.0000	6.511e-022	0.0000
H2O	43.26	0.5474	779.3	0.1267	0.7809	0.1409
H2S	2.342e-009	0.0000	7.982e-008	0.0000	1.012e-010	0.0000
CO2	3.561e-013	0.0000	1.567e-011	0.0000	1.899e-014	0.0000
TEGlycol	35.77	0.4526	5372	0.8733	4.761	0.8591
Nitrogen	9.217e-022	0.0000	2.582e-020	0.0000	3.202e-023	0.0000
Итого	79.03	1.0000	6151	1.0000	5.541	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ			

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Ребойлер: Reboiler @COL2 Башня: Main Tower @COL2
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 217 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

УСЛОВИЯ

Пакет свойств: Пакет Гликоль

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	40.00	40.00
Давление: (кПа)	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	2.383	2.383
Масс. расход (kg/h)	67.34	67.34
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	8.111e-002	8.111e-002
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.060e+05	-1.060e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.036e+02	2.036e+02
Тепловой поток (kW)	-7.019e+01	-7.019e+01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	7.671e-002	7.671e-002
СОСТАВ		

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.129e-006	0.0000	3.415e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	0.8816	0.3699	15.88	0.2359	1.591e-002	0.1962
H2S	1.474	0.6184	50.23	0.7460	6.372e-002	0.7855
CO2	2.778e-002	0.0117	1.223	0.0182	1.481e-003	0.0183
TEGlycol	3.040e-009	0.0000	4.566e-007	0.0000	4.046e-010	0.0000
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.383	1.0000	67.34	1.0000	8.111e-002	1.0000
Паровая фаза					Доля фазы 1.000	

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.129e-006	0.0000	3.415e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	0.8816	0.3699	15.88	0.2359	1.591e-002	0.1962
H2S	1.474	0.6184	50.23	0.7460	6.372e-002	0.7855
CO2	2.778e-002	0.0117	1.223	0.0182	1.481e-003	0.0183
TEGlycol	3.040e-009	0.0000	4.566e-007	0.0000	4.046e-010	0.0000
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.383	1.0000	67.34	1.0000	8.111e-002	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 217 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 220 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	40.00	40.00	40.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	59.80	0.0000	59.80
Масс. расход (kg/h)	1078	0.0000	1078
Станд. объем. расх. ид. жидк. (м3/h)	1.080	0.0000	1.080
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.847e+05	-1.060e+05	-2.847e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	5.843e+01	2.036e+02	5.843e+01
Тепловой поток (kW)	-4.730e+03	0.000e-01	-4.730e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/h)	1.062	0.0000	1.062

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)		
Methane	2.116e-009	0.0000	3.395e-008	0.0000	1.134e-010	0.0000	0.0000
H2O	59.79	0.9999	1077	0.9996	1.079	0.9996	
H2S	6.804e-003	0.0001	0.2319	0.0002	2.941e-004	0.0003	
CO2	4.951e-005	0.0000	2.179e-003	0.0000	2.640e-006	0.0000	
TEGlycol	9.995e-004	0.0000	0.1501	0.0001	1.330e-004	0.0001	
Nitrogen	3.489e-011	0.0000	9.774e-010	0.0000	1.212e-012	0.0000	
Итого	59.80	1.0000	1078	1.0000	1.080	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)		
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0000	0.3699	0.0000	0.2359	0.0000	0.1962	
H2S	0.0000	0.6184	0.0000	0.7460	0.0000	0.7855	
CO2	0.0000	0.0117	0.0000	0.0182	0.0000	0.0183	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
Жидкая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(м3/h)		
Methane	2.116e-009	0.0000	3.395e-008	0.0000	1.134e-010	0.0000	
H2O	59.79	0.9999	1077	0.9996	1.079	0.9996	
H2S	6.804e-003	0.0001	0.2319	0.0002	2.941e-004	0.0003	
CO2	4.951e-005	0.0000	2.179e-003	0.0000	2.640e-006	0.0000	
TEGlycol	9.995e-004	0.0000	0.1501	0.0001	1.330e-004	0.0001	
Nitrogen	3.489e-011	0.0000	9.774e-010	0.0000	1.212e-012	0.0000	
Итого	59.80	1.0000	1078	1.0000	1.080	1.0000	
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 220 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 226 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0	200.0
Давление: (kPa)	25.00	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	0.0000	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	0.0000	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	0.0000	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.293e+05	-3.612e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.994e+02	2.738e+02	2.994e+02
Тепловой поток (kW)	-3.854e+03	0.000e-01	-3.854e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	0.0000	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	1.0000
Паровая фаза					Доля фазы	0.0000	

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.7131	0.0000	0.2297	0.0000	0.2521	0.2521
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.2869	0.0000	0.7703	0.0000	0.7479	0.7479
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Жидкая фаза					Доля фазы	1.000	

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	6.784e-025	0.0000	1.088e-023	0.0000	3.635e-026	0.0000	0.0000
H2O	0.4654	0.0245	8.385	0.0030	8.401e-003	0.0034	0.0034
H2S	1.224e-012	0.0000	4.172e-011	0.0000	5.292e-014	0.0000	0.0000
CO2	5.092e-017	0.0000	2.241e-015	0.0000	2.715e-018	0.0000	0.0000
TEGlycol	18.56	0.9755	2787	0.9970	2.469	0.9966	0.9966
Nitrogen	1.040e-026	0.0000	2.913e-025	0.0000	3.613e-028	0.0000	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	1.0000
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 226 Ребойлер: Reboiler @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 214 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0552	0.0552	0.9448
Температура: (C)	54.18	54.18	54.18
Давление: (кПа)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	81.21	4.485	76.72
Масс. расход (kg/h)	3940	104.9	3835
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.639	0.1185	3.520
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.995e+05	-1.701e+05	-4.129e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	8.259e+01	2.005e+02	7.570e+01
Тепловой поток (kW)	-9.011e+03	-2.119e+02	-8.799e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.521	0.1111	3.412

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0552

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД (kg/h)	МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК. (m3/h)
Methane	2.131e-006	0.0000	3.418e-005	0.0000	1.142e-007 0.0000
H2O	61.14	0.7529	1101	0.2796	1.104 0.3033
H2S	1.481	0.0182	50.47	0.0128	6.401e-002 0.0176
CO2	2.783e-002	0.0003	1.225	0.0003	1.484e-003 0.0004
TEGlycol	18.56	0.2285	2787	0.7073	2.469 0.6787
Nitrogen	7.014e-007	0.0000	1.965e-005	0.0000	2.436e-008 0.0000
Итого	81.21	1.0000	3940	1.0000	3.639 1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 5.524e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД (kg/h)	МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК. (m3/h)
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007 0.0000
H2O	3.006	0.6702	54.16	0.5165	5.427e-002 0.4580
H2S	1.451	0.3236	49.46	0.4718	6.274e-002 0.5295
CO2	2.772e-002	0.0062	1.220	0.0116	1.478e-003 0.0125
TEGlycol	4.251e-005	0.0000	6.384e-003	0.0001	5.657e-006 0.0000
Nitrogen	7.013e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008 0.0000
Итого	4.485	1.0000	104.9	1.0000	0.1185 1.0000

Водная фаза

Доля фазы 0.9448

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД (kg/h)	МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК. (m3/h)
Methane	5.077e-010	0.0000	8.145e-009	0.0000	2.721e-011 0.0000
H2O	58.13	0.7577	1047	0.2731	1.049 0.2981
H2S	2.941e-002	0.0004	1.002	0.0003	1.271e-003 0.0004
CO2	1.072e-004	0.0000	4.717e-003	0.0000	5.715e-006 0.0000
TEGlycol	18.56	0.2419	2787	0.7267	2.469 0.7015
Nitrogen	1.039e-010	0.0000	2.911e-009	0.0000	3.610e-012 0.0000
Итого	76.72	1.0000	3835	1.0000	3.520 1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	7.176e+004	---	7.176e+004
H2O	0.8845	---	0.8845
H2S	844.2	---	844.2
CO2	4424	---	4424
TEGlycol	3.918e-005	---	3.918e-005
Nitrogen	1.154e+005	---	1.154e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Башня: Main Tower @COL2 Материальный поток: 214

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Все Технол. операции (Case (Main)+ Шаблоны): Сконструировать

Абсорбер: T-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток
 ИМЯ ПОТОКА Степень ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
 237 1__Main Tower RCY-1 Рецикл
 202 10__Main Tower

Выходной поток
 ИМЯ ПОТОКА Степень К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
 203 1__Main Tower
 206 10__Main Tower E-100 Теплообменник

МОНИТОРИНГ

Сводка спецификаций

	Указанное значение	Текущее знач.	Вес	Ошиб.				
Comp Fraction	2.000e-004	9.142e-005	-0.1757					
Comp Fraction - 2	1.900e-005	2.738e-005	6.834e-002					
	Вес	Допустимая погрешность.	Абс.	Допустимая погрешность.	Активная	Оценка		
Использовано								
Comp Fraction	1.000e-002	1.000e-003	Выкл.	Вкл.	Выкл.			
Comp Fraction - 2	1.000e-002	1.000e-003	Выкл.	Вкл.	Выкл.			

СПЕЦИФИКАЦИИ

Параметры характеристики колонны

Comp Fraction

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
 Степень: Базис расхода: Объемная доля Фаза: Жидкость
 Компоненты: N2O
 Comp Fraction - 2

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
 Степень: Базис расхода: Массовая доля Фаза: Жидкость
 Компоненты: Methane

ПЕРЕОХЛАЖДЕНИЕ

Степень переохлаждения

Недогревать до
 Пользов.перемен.

Теплообменник: E-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Трубн. простр. Межтр. простр.

Вход	Вых.	Вход	Вых.
Имя 227	Имя 228	Имя 211	Имя 212
Из операции P-101	В операцию E-100	Из операции P-100	В операцию VLV-100
Тип варианта. Насос	Тип варианта. Теплообменник	Тип варианта. Насос	Тип варианта. Клапан
Темп. 200.11 C	Темп. 92.76 C	Темп. 14.58 C	Темп. 62.00 C

ПАРАМЕТРЫ

Модель теплообменника: Метод конечной точки

DeltaP трубн. пр.: 50.00 kPa DeltaP межтр. пр.: 50.00 kPa Число проходов: ---
 UA: 9445 kJ/C-h Допуск: 1.0000e-04

Данные по стороне трубы		Данные по стороне кожуха	
Коэфф. теплопер.	---	Коэфф. теплопер.	---
Пад. давл. в трубе	50.00 kPa	Пад. давл. в кожухе	50.00 kPa
Засорение	0.00000 C-h-m2/kJ	Засорение	0.00000 C-h-m2/kJ
Длина трубы	6.00 m	Прох. кожуха	1
Внеш.диам. трубы	20.00 mm	Последовательность кожухов	1
Толщина трубы	2.0000 mm	Параллельное расположение кожухов	1
Шаг труб	50.0000 mm	Тип направл. перегород.	Один

Число проходов на кожух 2 Ориентация направляющей перегородки Горизонт.
 Число труб на кожух 160 Распределение 800.0000 mm
 Угол расположения Треугольн. (30 град.) Диаметр 739.0488 mm
 Тип ТЕМА А Е L Площадь 60.32 m2

ХАРАКТ.

	Значение характ.	Текуш. знач.	Относ. ошибка	Активный	Оценка
E-101 Heat Balance	0.0000 kW	1.336e-012 kW	5.274e-015	Вкл.	Выкл.
E-101 UA	---	9445 kJ/C-h	---	Вкл.	Выкл.

Подробные характеристики

E-101 Heat Balance
 Тип: Нагрузка Проход: Ошибка Значение характеристики: 0.0000 kW
 E-101 UA
 Тип: Значение UA Проход: Overall Значение характеристики: ---
 Пользов.перемен.

Теплообменник: E-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Трубн. простр. Межтр. простр.

Вход	Вых.	Вход	Вых.
Имя 206	Имя 207	Имя 228	Имя 230
Из операции T-100	В операцию V-100	Из операции E-101	В операцию AC-100
Тип варианта. Абсорбер	Тип варианта. Сепаратор	Тип варианта. Теплообменник	Тип варианта.
Воздушный холодильник			
Темп. 56.54 C	Темп. 59.00 C	Темп. 92.76 C	Темп. 81.30 C

ПАРАМЕТРЫ

Модель теплообменника: Метод конечной точки

DeltaP трубн. пр.: 50.00 kPa	DeltaP межтр. пр.: 50.00 kPa	Число проходов: ---
UA: 3309 kJ/C-h	Допуск: 1.0000e-04	
Данные по стороне трубы	Данные по стороне кожуха	
Коэфф. теплопер. ---	Коэфф. теплопер. ---	
Пад. давл. в трубе 50.00 kPa	Пад. давл. в кожухе 50.00 kPa	
Засорение 0.00000 C-h-m2/kJ	Засорение 0.00000 C-h-m2/kJ	
Длина трубы 6.00 m	Прох. кожуха 1	
Внеш.диам. трубы 20.00 mm	Последовательность кожухов 1	
Толщина трубы 2.0000 mm	Параллельное расположение кожухов 1	
Шаг труб 50.0000 mm	Тип направл. перегород. Один	

Число проходов на кожух 2	Ориентация направляющей перегородки	Горизонт.
Число труб на кожух 160	Распределение	800.0000 mm
Угол расположения Треугольн. (30 град.)	Диаметр	739.0488 mm
Тип ТЕМА	А Е L Площадь	60.32 m2

ХАРАКТ.

	Значение характ.	Текущ. знач.	Относ. ошибка	Активный	Оценка
E-100 Heat Balance	0.0000 kW	-8.811e-013 kW	-3.321e-014	Вкл	Выкл.
E-100 UA	---	3309 kJ/C-h	---	Вкл	Выкл.

Подробные характеристики

E-100 Heat Balance
 Тип: Нагрузка Проход: Ошибка Значение характеристики: 0.0000 kW
 E-100 UA
 Тип: Значение UA Проход: Overall Значение характеристики: ---
 Пользов.перемен.

Теплообменник: E-104

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Трубн. простр. Межтр. простр.

Вход	Вых.	Вход	Вых.
Имя reboiler1.2	Имя reboiler1	Имя vp1	Имя vp2
Из операции P-103	В операцию V-102	Из операции	В операцию
Тип варианта. Насос	Тип варианта. Сепаратор	Тип варианта.	Тип варианта.
Темп. 72.52 C	Темп. 200.80 C	Темп. 240.00 C	Темп. 202.12 C

ПАРАМЕТРЫ

Модель теплообменника: Метод конечной точки

DeltaP трубн. пр.: 1.000 kPa	DeltaP межтр. пр.: 1.000 kPa	Число проходов: ---
UA: 8.537e+004 kJ/C-h	Допуск: 1.0000e-04	
Данные по стороне трубы	Данные по стороне кожуха	
Коэфф. теплопер. ---	Коэфф. теплопер. ---	
Пад. давл. в трубе 1.00 kPa	Пад. давл. в кожухе 1.00 kPa	
Засорение 0.00000 C-h-m2/kJ	Засорение 0.00000 C-h-m2/kJ	
Длина трубы 6.00 m	Прох. кожуха 1	
Внеш.диам. трубы 20.00 mm	Последовательность кожухов 1	

Толщина трубы 2.0000 mm Параллельное расположение кожухов 1
Шаг труб 50.0000 mm Тип направл. перегород. Один

Число проходов на кожух 2 Ориентация направляющей перегородки Горизонт.
Число труб на кожух 160 Распределение 800.0000 mm
Угол расположения Треугольн. (30 град.) Диаметр 739.0488 mm
Тип ТЕМА А Е L Площадь 60.32 m2
ХАРАКТ.

	Значение характ.	Текуш. знач.	Относ. ошибка	Активный	Оценка
E-104 Heat Balance	0.0000 kW	4.547e-013 kW	3.090e-016	Вкл	Выкл.
E-104 UA	---	8.537e+004 kJ/C-h	---	Вкл	Выкл.

Подробные характеристики

E-104 Heat Balance
Тип: Нагрузка Проход: Ошибка Значение характеристики: 0.0000 kW
E-104 UA
Тип: Значение UA Проход: Overall Значение характеристики: ---
Пользов.перемен.

Насос: P-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
210 V-100 Сепаратор

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
211 E-101 Теплообменник

Поток энергии

Название потока От технологич. операции
Q*1

ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. P 100.0 kPa Pressure Ratio: 1.667 Нагрузка: 0.1304 kW
Multiphase Pump Not Active

КРИВЫЕ

Дел. P 100.0 kPa Нагрузка: 0.1304 kW
Коэффициент A: 0.0000 Коэффициент B: 0.0000 Коэффициент C: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: m3/h
Пользов.перемен.

Насос: P-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
226 T-101 Дистилляция

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
227 E-101 Теплообменник

Поток энергии

Название потока От технологич. операции
Q*5

ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. P 475.0 kPa Pressure Ratio: 20.00 Нагрузка: 0.5074 kW
Multiphase Pump Not Active

КРИВЫЕ

Дел. P 475.0 kPa Нагрузка: 0.5074 kW
Коэффициент A: 0.0000 Коэффициент B: 0.0000 Коэффициент C: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: m3/h
Пользов.перемен.

Насос: P-102

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
231 АС-100 Воздушный холодильник

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
236 MIX-100 Смеситель

Поток энергии

Название потока От технологич. операции
Q*7

ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. P 4095 kPa Pressure Ratio: 11.78 Нагрузка: 3.855 kW
Multiphase Pump Not Active

КРИВЫЕ

Дел. P 4095 kPa Нагрузка: 3.855 kW
Коэффициент A: 0.0000 Коэффициент B: 0.0000 Коэффициент C: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: м3/ч
Пользов.перемен.

Насос: P-103

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
reboiler Т-101 Дистилляция

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
reboiler1.2 Е-104 Теплообменник

Поток энергии

Название потока От технологич. операции
q*9

ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. P 4.000 kPa Pressure Ratio: 1.174 Нагрузка: 8.453e-003 kW
Multiphase Pump Not Active

КРИВЫЕ

Дел. P 4.000 kPa Нагрузка: 8.453e-003 kW
Коэффициент A: 0.0000 Коэффициент B: 0.0000 Коэффициент C: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: м3/ч
Пользов.перемен.

Клапан: VLV-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
212 Е-101 Теплообменник

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
214 Т-101 Дистилляция

ПАРАМЕТРЫ

Физические свойства

Падение давления: 180.0 kPa

Пользов.перемен.

Дистилляция: Т-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток
ИМЯ ПОТОКА Степень ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Q*4 Reboiler
214 1__Main Tower VLV-100 Клапан

Выходной поток
ИМЯ ПОТОКА Степень К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Q*3 Condenser
217 Condenser
220 Condenser
226 Reboiler P-101 Насос
Condens AC-101 Воздушный холодильник
reboiler P-103 Насос

МОНИТОРИНГ

Сводка спецификаций

	Указанное значение	Текущее знач.	Вес	Ошиб.				
Comp Fraction	0.9970	0.9970		6.309e-005				
Temperature	40.00 C	40.00 C		2.167e-008				
Reflux Ratio	0.5000	0.5000		-3.568e-008				
	Вес	Допустимая погрешность.	Абс.	Допустимая погрешность.	Активная	Оценка		
Использовано								
Comp Fraction	1.000e-002	1.000e-003	Вкл	Вкл	Вкл			
Temperature	1.000e-002	1.000 C	Вкл	Вкл	Вкл			
Reflux Ratio	1.000e-002	1.000e-002	Вкл	Вкл	Вкл			

СПЕЦИФИКАЦИИ

Параметры характеристики колонны

Comp Fraction

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
Степень: Reboiler Базис расхода: Массовая доля Фаза: Жидкость
Компоненты: TEGlycol
Temperature

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
Степень: Condenser
Reflux Ratio

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
Степень: Condenser Базис расхода: Молярный Спец. жидк.: ---
ПЕРЕОХЛАЖДЕНИЕ

 Condenser
Степень переохлаждения ---
Недогреть до ---
Пользов.перемен.

Воздушный холодильник: AC-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
230 E-100 Теплообменник

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
231 P-102 Насос
ПРОЕКТН. ПАРАМ.

Падение давления: 20.00 кПа UA: 6863 кJ/C-h
Температура воздуха на входе: 25.00 C Температура воздуха на выходе: 25.61 C
Конфигурация: один ряд труб, один проход
Пользов.перемен.

Воздушный холодильник: AC-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Condens T-101 Дистилляция
Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
condens1.1 V-101 Сепаратор
ПРОЕКТН. ПАРАМ.

Падение давления: 1.000 kPa UA: 1.711e+005 kJ/C-h
Температура воздуха на входе: 25.00 C Температура воздуха на выходе: 34.36 C
Конфигурация: один ряд труб, один проход
Пользов.перемен.

ЭлектроннаяТаблица: SPRDSHT-1

Набор единиц: SI

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Импортированные переменные

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
A1	Материальный поток: 203	Масс. расход основного компонента (TEGlycol)	0,3852 kg/h
A2	Материальный поток: 209	Масс. расход основного компонента (TEGlycol)	0,0001 kg/h

Результаты формулы экспортированных переменных

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
A3	2	Масс. расход	0,3852 kg/h

ПАРАМЕТРЫ

Переменные с возможностью экспорта

Ячейка	Видимое наименование	Описание переменной	Тип переменной	Значение
A3	A3: Масс. расход	Масс. расход	Масс. расход	0,3852 kg/h

Пользов.перемен.

ЭлектроннаяТаблица: SPRDSHT-2

Набор единиц: SI kW

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Импортированные переменные

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
Результаты формулы экспортированных переменных			

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
C1	202	Масс. расход	2,780e+004 kg/h
C2	237	Масс. расход	2800 kg/h

ПАРАМЕТРЫ

Переменные с возможностью экспорта

Ячейка	Видимое наименование	Описание переменной	Тип переменной	Значение
A1	A1:		---	2,780e+004
A2	A2:		---	2800
B1	B1:		---	1,000
B2	B2:		---	1,000
C1	C1: Масс. расход	Масс. расход	Масс. расход	2,780e+004 kg/h
C2	C2: Масс. расход	Масс. расход	Масс. расход	2800 kg/h

Пользов.перемен.

Смеситель: MIX-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
236 P-102 Насос

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
1 E-102 Охладитель
ПАРАМЕТРЫ

Пользов.перемен.

Охладитель: E-102

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
1 MIX-100 Смеситель

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
3 RCU-1 Рецикл
Поток энергии

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Q-100
ПАРАМЕТРЫ

Падение давления: 0.0000 kPa Нагрузка: 12.83 kW Объем: 0.1000 м3
Функция: Не выбрано Зоны: 1
Пользов.перемен.

Рецикл: RCU-1

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
3 E-102 Охладитель

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
237 T-100 Абсорбер

ДОПУСТИМАЯ ПОГРЕШНОСТЬ

Доля пара: 10.00 Температура: 10.00 Давление: 10.00
Расход: 10.00 Энтальпия: 10.00 Состав: 10.00
ЧИСЛОВОЙ

Тип ускорения: Вегстейн Тип итераций: Влож.
Максимальное число итераций: 10 Счетчик итераций: 0
Счетчик Вегстейна: 3 Q минимальное: -20.00 Q максимальное: 0.0000
История итераций

Итерация	Переменная	Значение на выходе	Впускной клапан
1	Converged	---	---

Пользов.перемен.

Сепаратор: V-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток

Название потока От технологич. операции
207 Теплообменник: E-100

Выходной поток

Название потока К технол. операции
209
210
Энергетический поток

Название потока От технологич. операции

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: --- Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: ---
Давл. в сосуде: 150.0 kPa Падение давления: 3910 kPa Нагрузка: 0.0000 kW Режим теплопередачи:
Нагревание
Пользов.перемен.

Сепаратор: V-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток

Название потока От технологич. операции
condens1.1 Воздушный холодильник: AC-101
Выходной поток

Название потока К технол. операции
Condens1.2
Condens1.3
Энергетический поток

Название потока От технологич. операции

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: --- Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: ---
Давл. в сосуде: 20.00 kPa Падение давления: 1.000 kPa Нагрузка: 0.0000 kW Режим теплопередачи:
Нагревание
Пользов.перемен.

Сепаратор: V-102

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток

Название потока От технологич. операции
reboiler1 Теплообменник: E-104
Выходной поток

Название потока К технол. операции
reboiler2
reboiler3
Энергетический поток

Название потока От технологич. операции

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: --- Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: ---
Давл. в сосуде: 25.00 kPa Падение давления: 1.000 kPa Нагрузка: 0.0000 kW Режим теплопередачи:
Нагревание
Пользов.перемен.

Башня: Main Tower @COL1

Сводка по отборам пара

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (kPa)			

Масс. расх. (kg/h)
 Мольный расход (kgmole/h)
 Об. расх. ид. жидк. (m3/h)
 Мол. энтал. (kJ/kgmole)
 Массовая энтальпия (kJ/kg)
 Тепловой поток (kW)
 Молекулярный вес
 Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)
 Масс. энтропия (kJ/kg-C)
 Молярн. плотн. (kgmole/m3)
 Массовая плотность (kg/m3)
 Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)
 Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)
 Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)
 Температурные условия (W/m-K)
 Вязкость (cP)
 Поверхн. натяж. (dyne/cm) ---
 Z Фактор ---
 Сводка по отборам жидкости ---

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (kPa)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Об. расх. ид. жидк. (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm)			
Z Фактор			
Сводка по отборам воды			

	Имя:В	Имя:В	Имя:В
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (kPa)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Объемный расход воды (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm)			
Z Фактор			
Пользов.перемен.			

Парциальный конденсатор: Condenser @COL2

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Вход	ИМЯ	ИЗ ОПЕРАЦИИ
	To Condenser @COL2	Башня: Main Tower @COL2
Вып.	ИМЯ	ДЛЯ ОПЕРАЦИИ
	Reflux @COL2	Башня: Main Tower @COL2
	217 @COL2	Материальный поток: 217

220 @COL2
Энергия ИМЯ
Q*3 @COL2
ПАРАМЕТРЫ

Материальный поток: 220
ДЛЯ ОПЕРАЦИИ
Энергетический поток: Q*3

Падение давления: 2.000 kPa Нагрузка: 1116 kW
Пользов.перемен.

Ребойлер: Reboiler @COL2

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Вход	Имя	Из операции
	To Reboiler @COL2	Башня: Main Tower @COL2
Вых.	Имя	К операции
	Voilup @COL2	Башня: Main Tower @COL2
	226 @COL2	Материальный поток: 226

Энергия Имя	К операции
Q*4 @COL2	Ребойлер: Reboiler @COL2

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: 2.000 м3 Падение давления: 2.000 kPa Нагрузка: 1.4733e+03 kW
Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: 1.000 м3

Башня: Main Tower @COL2

Сводка по отборам пара

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (kPa)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Об. расх. ид. жидк. (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm) ---	---	---	---
Z Фактор			
Сводка по отборам жидкости			

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (kPa)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Об. расх. ид. жидк. (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm)			
Z Фактор			

Сводка по отборам воды

	Имя:В	Имя:В	Имя:В
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (кПа)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Объемный расход воды (м3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm)			
Z Фактор			
Пользов.перемен.			

Aspen Technology, Inc. Aspen HYSYS Version 11

ПРИЛОЖЕНИЕ Г
Расчет оптимизированной модели

INPUT SUMMARY

FLUID PACKAGE: Basis-1 (Пакет Гликоль)

Property Package Type: GLYCOLPKG
Component List - 1: Methane /H2O /H2S /CO2 /TEGlycol /Nitrogen /

FLOWSHEET: Main

Fluid Package: Basis-1

STREAM: 202 (Материальный поток)
Temperature = 53 C
Pressure = 4275 kPa
Composition Basis (In Массовые доли):Methane = 0.00145236833/ H2O =
0.0398481652/ H2S = 0.598104249/ CO2 = 0.354567529/ TEGlycol = 0/ Nitrogen =
0.00602768772/

STREAM: 237 (Материальный поток)
Temperature = 45 C
Pressure = 4475 kPa
Molar Flow = 19.0197774 kgmole/h
Composition Basis (In Массовые доли):Methane = 5.97930251e-27/ H2O =
0.00299959052/ H2S = 3.19615863e-14/ CO2 = 1.58432328e-18/ TEGlycol =
0.997000409/ Nitrogen = 2.03314465e-28/

UNIT OPERATION: T-100 (Абсорбер)
TwoLiquidCheck = С проверкой двух жидк.
TargetType = 0
Phase = Жидкость
TargetType = 0
Phase = Жидкость
ShowEffDiagFlag = True
Имя характеристики = Comp FractionSpecConvergedStatus = Неактив.Значение
спецификации = 0.0002Имя характеристики = Comp Fraction - 2SpecConvergedStatus =
Неактив.Значение спецификации = 1.9e-05

STREAM: 203 (Материальный поток)

STREAM: 206 (Материальный поток)

STREAM: 207 (Материальный поток)
Temperature = 59 C

STREAM: 228 (Материальный поток)

STREAM: 230 (Материальный поток)
Pressure = 400 kPa

STREAM: 209 (Материальный поток)
Pressure = 150 kPa

STREAM: 210 (Материальный поток)
Pressure = 150 kPa

UNIT OPERATION: P-100 (Насос)
Feed Stream = 210
Product Stream = 211
Energy Stream = Q*1
Дельта P = 100 kPa
AdiabaticEfficiency = 75 %

```

CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: 211 (Материальный поток)

STREAM: Q*1 (Энергетический поток)

STREAM: 212 (Материальный поток)
  Temperature = 62 C

STREAM: 227 (Материальный поток)
  Pressure = 500 kPa

UNIT OPERATION: VLV-100 (Клапан)
  Feed Stream = 212
  Product Stream = 214
  ValveManufacturer = ФИШЕР
  ValveManufacturerType = 0
  C1 = 33.4664011
  RigorousSizingMethod = True
  UseXtTable = False
  RigorousFlowCalc = True
  useImplicitISAModel = False
  MalfunctionType = 8
  Активный = 0
  MalfunctionType = 9
  Активный = 0
  MalfunctionType = 10
  Активный = 0
  MalfunctionType = 11
  Активный = 0
  MalfunctionType = 12
  Активный = 0
  MalfunctionType = 13
  Активный = 0

STREAM: 214 (Материальный поток)
  Pressure = 20 kPa

UNIT OPERATION: T-101 (Дистилляция)
  TwoLiquidCheck = С проверкой двух жидк.
  AdaptiveDampingFlag = True
  StreamType = 1
  StreamNetTotal = 1
  StreamType = 2
  StreamNetTotal = 1
  TargetType = 1
  Phase = Жидкость
  ShowEffDiagFlag = True
  ColumnBtmPressureDrop = 2 kPa
  Stage Pressure:
  StageNumber = 1 / StagePressureValue = 20 kPa
  StageNumber = 5 / StagePressureValue = 25 kPa
  Specs Summary:
  SpecName= Comp Fraction / IsActive= True / SpecValue= 0.997
  SpecName= Temperature / IsActive= True / SpecValue= 55
  SpecName= Reflux Ratio / IsActive= True / SpecValue= 0.2

STREAM: 217 (Материальный поток)

STREAM: 220 (Материальный поток)

```

STREAM: 226 (Материальный поток)

STREAM: Q*3 (Энергетический поток)

STREAM: Q*4 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: P-101 (Насос)
Feed Stream = 226
Product Stream = 227
Energy Stream = Q*5
AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: Q*5 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: AC-100 (Воздушный холодильник)
Feed Stream = 230
Product Stream = 231
Паден. давл. = 20 kPa
NumberOfFans = 1
Fan Name = Вентилятор 0
MalfunctionType = 5
Активный = 0
MalfunctionType = 6
Активный = 0
MalfunctionType = 7
Активный = 0

STREAM: 231 (Материальный поток)
Temperature = 50 C

UNIT OPERATION: P-102 (Насос)
Feed Stream = 231
Product Stream = 236
Energy Stream = Q*7
AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: 236 (Материальный поток)
Pressure = 4475 kPa

STREAM: Q*7 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: E-101 (Теплообменник)
TubeInletStream = 227
TubeOutletStream = 228
ShellInletStream = 211
ShellOutletStream = 212
TubeOuterDiameter = 20 mm

TubeInnerDiameter = 16 mm
TubeThickness = FEMPTY mm
HCurveName = 227-228
HCurveName = 211-212
ShellPressureDrop = 50 kPa
MalfunctionType = 1
Активный = 0
MalfunctionType = 2
Активный = 0
MalfunctionType = 3
Активный = 0
MalfunctionType = 4
Активный = 0

UNIT OPERATION: SPRDSHT-1 (ЭлектроннаяТаблица)
Label = A1 / ValueofCell = 0.383741635 / UnitType = CompMassFlow /
Label = A2 / ValueofCell = 7.45292958e-05 / UnitType = CompMassFlow /
Label = A3 / Text = =A1+A2 / UnitType = MassFlow /
Label = A4 /
UnitSet = SI

UNIT OPERATION: MIX-100 (Смеситель)
Feed Stream = 236
Feed Stream = 2
Product Stream = 1
UseTrivialSolution = True

STREAM: 1 (Материальный поток)

STREAM: 2 (Материальный поток)
Temperature = 50 C
Pressure = 4475 kPa
Composition Basis (In Мольные доли):Methane = 0/ H2O = 0/ H2S = 0/ CO2 = 0/
TEGlycol = 1/ Nitrogen = 0/

UNIT OPERATION: E-102 (Охладитель)
Feed Stream = 1
Product Stream = 3
Energy Stream = Q-100

STREAM: 3 (Материальный поток)
Temperature = 45 C
Pressure = 4475 kPa

STREAM: Q-100 (Энергетический поток)

UNIT OPERATION: RCY-1 (Рецикл)
Inlet Stream = 3
Output Stream = 237

STREAM: Condens (Материальный поток)

UNIT OPERATION: E-100 (Теплообменник)
TubeInletStream = 206
TubeOutletStream = 207
ShellInletStream = 228
ShellOutletStream = 230
TubeOuterDiameter = 20 mm
TubeInnerDiameter = 16 mm
TubeThickness = FEMPTY mm
HCurveName = 206-207
HCurveName = 228-230
ShellPressureDrop = 50 kPa
TubePressureDrop = 50 kPa
MalfunctionType = 1
Активный = 0
MalfunctionType = 2
Активный = 0
MalfunctionType = 3
Активный = 0

MalfunctionType = 4
Активный = 0

UNIT OPERATION: SPRDSHT-2 (ЭлектроннаяТаблица)
Label = A1 / ValueofCell = 27802.6 /
Label = A2 / ValueofCell = 2800 /
Label = A3 /
Label = A4 /
Label = B1 / ValueofCell = 1 /
Label = B2 / ValueofCell = 1 /
Label = B3 /
Label = C1 / Text = =A1*B1 / UnitType = MassFlow /
Label = C2 / Text = =A2*B2 / UnitType = MassFlow /
UnitSet = SI kW

STREAM: reboiler (Материальный поток)

UNIT OPERATION: V-100 (Сепаратор)
Feed Stream = 207
Vapour Product = 209
Liquid Product = 210
Дельта P = FEMPTY kPa

STREAM: condens1.1 (Материальный поток)
Temperature = 45.39 C

UNIT OPERATION: AC-101 (Воздушный холодильник)
Feed Stream = Condens
Product Stream = condens1.1
Паден. давл. = 1 kPa
NumberOfFans = 1
Fan Name = Вентилятор 0
MalfunctionType = 5
Активный = 0
MalfunctionType = 6
Активный = 0
MalfunctionType = 7
Активный = 0

UNIT OPERATION: V-101 (Сепаратор)
Feed Stream = condens1.1
Vapour Product = Condens1.2
Liquid Product = Condens1.3
Дельта P = 1 kPa

STREAM: Condens1.2 (Материальный поток)

STREAM: Condens1.3 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: E-104 (Теплообменник)
TubeInletStream = reboiler1.2
TubeOutletStream = reboiler1
ShellInletStream = vp1
ShellOutletStream = vp2
TubeOuterDiameter = 20 mm
TubeInnerDiameter = 16 mm
TubeThickness = FEMPTY mm
HCurveName = reboiler1.2-reboiler1
HCurveName = vp1-vp2
ShellPressureDrop = 1 kPa
TubePressureDrop = 1 kPa
MalfunctionType = 1
Активный = 0
MalfunctionType = 2
Активный = 0
MalfunctionType = 3
Активный = 0
MalfunctionType = 4
Активный = 0

STREAM: vp1 (Материальный поток)
Temperature = 240 C
Pressure = 1621.19995 kPa
Mass Flow = 3000 kg/h
Composition Basis (In Мольные доли):Methane = 0/ H2O = 1/ H2S = 0/ CO2 = 0/
TEGlycol = 0/ Nitrogen = 0/

STREAM: reboiler1 (Материальный поток)
Temperature = 200.8 C

STREAM: vp2 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: V-102 (Сепаратор)
Feed Stream = reboiler1
Vapour Product = reboiler2
Liquid Product = reboiler3
Дельта P = 1 kPa

STREAM: reboiler2 (Материальный поток)

STREAM: reboiler3 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: P-103 (Насос)
Feed Stream = reboiler
Product Stream = reboiler1.2
Energy Stream = q*9
Дельта P = 4 kPa
AdiabaticEfficiency = 75 %
CurveCollectionName = CC-0
SelectedCurveCollection = True
UseMultiphasePump = False
PlotAllCollections = False
MalfunctionType = 17
Активный = 0
variable1 = 100
MalfunctionType = 18
Активный = 0
MalfunctionType = 19
Активный = 0

STREAM: q*9 (Энергетический поток)

STREAM: reboiler1.2 (Материальный поток)

FLOWSHEET: COL1 (OWNER: T-100)

Fluid Package: Basis-1

UNIT OPERATION: Main Tower (Башня)
NumberOfColumnStages = 10
ValveThickness = 3.4036 mm
HoleAreaPercent = 10 %
Показатель пенообразования = 0.5
TrayThickness = 3.4036 mm
MaxFlooding = 100 %
DCClearance = 37.3 mm
MaxDCBackup = 100 %
SideDCTopWidth = 140.828028 mm
SideDCBtm = 140.828028 mm
MaxWeirLoadSpec = 113.734752 m3/h-m
ValveDesignType = 2
WHtSpeced = 1
RateHoldup = 0.0318086256
StgNumber = 0
StgNumber = 1
StgNumber = 2
StgNumber = 3
StgNumber = 4

StgNumber = 5
StgNumber = 6
StgNumber = 7
StgNumber = 8
StgNumber = 9
HasTPSAROption = True

STREAM: 237 (Материальный поток)

STREAM: 202 (Материальный поток)

STREAM: 203 (Материальный поток)

STREAM: 206 (Материальный поток)

FLOWSHEET: COL2 (OWNER: T-101)

Fluid Package: Basis-1

UNIT OPERATION: Main Tower (Башня)
StageNumber = 1 (Feed)/ NumberOfColumnStages = 3
 WhtSpeced = 1
 RateHoldup = 0.0883572947
 StgNumber = 0
 StgNumber = 1
 StgNumber = 2
 HasTPSAROption = True

STREAM: Reflux (Материальный поток)

STREAM: To Condenser (Материальный поток)

STREAM: Boilup (Материальный поток)

STREAM: To Reboiler (Материальный поток)

UNIT OPERATION: Condenser (Парциальный конденсатор)
 Feed Stream = To Condenser @COL2
 Vapour Product = 217 @COL2
 Liquid Product = 220 @COL2
 Energy Stream = Q*3 @COL2
 Дельта P = 2 kPa
 объем = 2 м3
 HeatExchanger = Duty
 ViewVapourPhase = False
 ViewLightLiqPhase = False
 ViewHeavyLiqPhase = False

STREAM: Q*3 (Энергетический поток)

STREAM: 217 (Материальный поток)

STREAM: 220 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: Reboiler (Ребойлер)
 Feed Stream = To Reboiler @COL2
 Vapour Product = Boilup @COL2
 Liquid Product = 226 @COL2
 Energy Stream = Q*4 @COL2
 Дельта P = 2 kPa
 объем = 2 м3
 HeatExchanger = Duty
 ViewVapourPhase = False

ViewLightLiqPhase = False
ViewHeavyLiqPhase = False

STREAM: Q*4 (Энергетический поток)

STREAM: 226 (Материальный поток)

STREAM: 214 (Материальный поток)

UNIT OPERATION: Condens (Внутренний поток колонны)

myUtilityTagStatus = 1
IsAvailableToController = True
FlowSpec = False
PressureSpec = False
FlowTypeSpec = Мол. расход
CompSpecType = FEMPTY
NormalizationStatus = 2
CompBasisType = 9
Мол. масса = 18.3459309
AverageLiqDens = 53.8614856
NumberComp = 6
dynPressureSpec = False
dynFlowSpec = False
dynPSpecUseVariableStatus = True
dynFSpecUseVariableStatus = True
dynFlowSpecType = 0
valuesAreOwnDynInitialEstimate = False
wasCreatedInDynamics = False
OldOilModState = 1
CostBasis = Мол. расход
StreamEstimateValue = 0.0207278806
AmineCompNum = 0
HSSIonCompNum = 0

UNIT OPERATION: reboiler (Внутренний поток колонны)

myUtilityTagStatus = 1
IsAvailableToController = True
FlowSpec = False
PressureSpec = False
FlowTypeSpec = Мол. расход
CompSpecType = FEMPTY
NormalizationStatus = 2
CompBasisType = 9
Мол. масса = 81.5175249
AverageLiqDens = 13.6383512
NumberComp = 6
dynPressureSpec = False
dynFlowSpec = False
dynPSpecUseVariableStatus = True
dynFSpecUseVariableStatus = True
dynFlowSpecType = 0
valuesAreOwnDynInitialEstimate = False
wasCreatedInDynamics = False
OldOilModState = 1
CostBasis = Мол. расход
StreamEstimateValue = 0.0187867029
AmineCompNum = 0
HSSIonCompNum = 0

OUTPUT SUMMARY
#####

Имя компании недоступно Имя сценария: 26.hsc
Bedford, MA
США Набор единиц: SI kW

Дата/время: Sun Jun 2 14:28:07 2024

Basis-1 (Пакет моделирования): Список компонентов

 Пакет моделирования: Basis-1

СПИСОК КОМПОНЕНТОВ

Component List - 1 [БД HYSYS]

КОМПОНЕНТ	ТИП	МОЛЕК. МАССА	ТЕМП. КИП. (C)	ИД. ЖИДК. ПЛОТН. (kg/m3)	КРИТИЧ. ТЕМП. (C)
Methane	Pure	16.04	-161.5	299.4	-82.45
H2O	Pure	18.02	100.0	998.0	374.1
H2S	Pure	34.08	-59.65	788.4	100.5
CO2	Pure	44.01	-78.55	825.3	30.95
TEGlycol	Pure	150.2	277.3	1128	453.9
Nitrogen	Pure	28.01	-195.8	806.4	-147.0

(Продолжение...) Component List - 1 [БД HYSYS]

КОМПОНЕНТ	КРИТИЧ. ДАВЛ. (kPa)	КРИТИЧ. ОБЪЕМ (m3/kgmole)	БЕЗЦЕНТРИЧНОСТЬ	ТЕПЛОТА ОБР. (kJ/kgmole)
Methane	4641	9.900e-002	1.150e-002	-7.490e+004
H2O	2.212e+004	5.710e-002	0.3440	-2.418e+005
H2S	9008	9.800e-002	8.100e-002	-2.018e+004
CO2	7370	9.390e-002	0.2389	-3.938e+005
TEGlycol	1419	0.4460	0.6900	-7.251e+005
Nitrogen	3394	9.000e-002	4.000e-002	0.0000

 Case (Сценарий моделирования): Массовый и энергетический баланс, Баланс энергоресурсов, Обработка выбросов CO2

 Сценарий моделирования: Case

Общ. МАСС. БАЛАНС

В потоке	Кол-во	Масс. расход	Из потока	Кол-во	Масс. расход
202	Да	---	203	Да	---
2	Да	---	217	Да	---
vp1	Да	---	220	Да	---
			209	Да	---
			Condens1.3	Да	---
			Condens1.2	Да	---
			vp2	Да	---
			reboiler3	Да	---
			reboiler2	Да	---
Всего в масс. расходе	---		Всего из масс. расхода	---	
Масс. дисбаланс	---		Относит. масс. дисбаланс, % (%)	---	

ОБЩ. ЭНЕРГ. БАЛАНС

ВПотоке	Кол-во	Поток энергии (kW)	Вых. поток	Кол-во	Поток энергии (kW)
202	Да	-3.246e+04	203	Да	-2.620e+04
Q*1	Да	1.303e-01	Q*3	Да	8.081e+02
Q*4	Да	1.241e+03	217	Да	-3.865e+02
Condens @COL2	Да	-4.896e+03	220	Да	-4.338e+03
reboiler @COL2	Да	-9.971e+03	Q-100	Да	1.283e+01
Q*5	Да	5.073e-01	209	Да	-1.188e+03
Q*7	Да	3.854e+00	Condens1.3	Да	-5.667e+03
2	Да	-5.738e-01	Condens1.2	Да	-1.032e+02
vp1	Да	-1.088e+04	vp2	Да	-1.212e+04
q*9	Да	7.606e-03	reboiler3	Да	-3.860e+03
			reboiler2	Да	-4.871e+03
Всего в потоке энергии (kW)		-5.696e+004	Всего из потока энергии (kW)		-5.791e+004
энерг. дисбаланс (kW)		-947.3	Относит. энерг. дисбаланс, % (%)		1.66

ОБЩ. СЛУЖЕБНЫЙ БАЛАНС

Название службы	Свед. об использо	Поток энергии	Масс. расход	Стоимость
Свед. о горячих коммунальных услугах		Свед. о холод. коммунальных услугах		
Расход коммунальных услуг	---	Расход коммунальных услуг	---	
Стоимость энергорес.	---	Стоимость энергорес.	---	
Выбросы углерода	---	Выбросы углерода	---	
Углеродный сбор	---	Углеродный сбор	---	

ОБРАБОТКА ВЫБРОСОВ CO2

Вх. поток		Кол-во IFPP (1995) (kg/h)	IFPP (2007) (kg/h)	EPA (2009) (kg/h)
202	Да	1.071e+04	1.087e+04	1.071e+04
2	Да	0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
vp1	Да	0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
Всего со входов		1.071e+04	1.087e+04	1.071e+04
Общ. углер. сбор со входов (кол./час)		0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
Вых. поток		Кол-во IFPP (1995) (kg/h)	IFPP (2007) (kg/h)	EPA (2009) (kg/h)
203	Да	1.039e+04	1.056e+04	1.039e+04
217	Да	1.224e+00	1.225e+00	1.224e+00
220	Да	5.291e-04	5.291e-04	5.291e-04
209	Да	3.104e+02	3.111e+02	3.104e+02
Condens1.3	Да	1.990e-03	1.991e-03	1.990e-03
Condens1.2	Да	1.223e+00	1.223e+00	1.223e+00
vp2	Да	0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01
reboiler3	Да	4.444e-15	4.444e-15	4.444e-15
reboiler2	Да	2.511e-11	2.511e-11	2.511e-11
Всего с выходов		1.071e+04	1.087e+04	1.071e+04
Общ. углер. сбор с выходов (кол./час)		0.000e-01	0.000e-01	0.000e-01

Все Материальный поток (Case (Main)+ Шаблоны): Условия, Состав, Константа равновесия, Свойства пакета, Присоединения

Материальный поток: 202

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.8678	0.8678	0.0804	0.0518
Температура: (C)	53.00	53.00	53.00	53.00
Давление: (kPa)	4275	4275	4275	4275
Мол. расход (kgmole/h)	781.9	678.5	62.86	40.51
Масс. расход (kg/h)	2.780e+004	2.515e+004	1905	752.1
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	34.49	31.40	2.319	0.7652
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.495e+05	-1.433e+05	-1.331e+05	-2.775e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.473e+02	1.563e+02	1.041e+02	6.393e+01
Тепловой поток (kW)	-3.246e+04	-2.702e+04	-2.324e+03	-3.123e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	32.66	30.37	2.176	0.7443

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.8678

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.517	0.0032	40.38	0.0015	0.1349	0.0039	
H2O	61.50	0.0786	1108	0.0398	1.110	0.0322	
H2S	487.9	0.6240	1.663e+004	0.5981	21.09	0.6116	
CO2	224.0	0.2865	9858	0.3546	11.94	0.3463	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	5.982	0.0077	167.6	0.0060	0.2078	0.0060	
Итого	781.9	1.0000	2.780e+004	1.0000	34.49	1.0000	

Паровая фаза

Доля фазы 0.8678

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.502	0.0037	40.15	0.0016	0.1341	0.0043	
H2O	4.475	0.0066	80.62	0.0032	8.078e-002	0.0026	
H2S	446.6	0.6582	1.522e+004	0.6053	19.31	0.6148	
CO2	218.9	0.3227	9636	0.3832	11.68	0.3718	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	5.975	0.0088	167.4	0.0067	0.2076	0.0066	
Итого	678.5	1.0000	2.515e+004	1.0000	31.40	1.0000	

Жидкая фаза

Доля фазы 8.039e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.328e-002	0.0002	0.2131	0.0001	7.118e-004	0.0003	
H2O	17.78	0.2828	320.3	0.1682	0.3209	0.1384	
H2S	40.21	0.6397	1370	0.7196	1.738	0.7496	
CO2	4.850	0.0772	213.4	0.1121	0.2586	0.1115	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	7.311e-003	0.0001	0.2048	0.0001	2.540e-004	0.0001	
Итого	62.86	1.0000	1905	1.0000	2.319	1.0000	

Водная фаза

Доля фазы 5.181e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.216e-003	0.0000	1.951e-002	0.0000	6.515e-005	0.0001
H2O	39.24	0.9687	707.0	0.9400	0.7084	0.9258
H2S	1.073	0.0265	36.56	0.0486	4.638e-002	0.0606
CO2	0.1944	0.0048	8.556	0.0114	1.037e-002	0.0135
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	2.135e-004	0.0000	5.981e-003	0.0000	7.417e-006	0.0000
Итого	40.51	1.0000	752.1	1.0000	0.7652	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	26.29	17.45	122.9
H2O	1.196e-002	2.332e-002	6.808e-003
H2S	1.648	1.029	24.86
CO2	6.613	4.182	67.24
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	121.0	75.70	1671

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Абсорбер: Т-100
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 237

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	45.00	45.00
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.977e+05	-7.977e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.228e+02	1.228e+02
Тепловой поток (kW)	-4.214e+03	-4.214e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481
СОСТАВ		

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.581e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.383	0.0030	8.400e-003	0.0034
H2S	2.621e-012	0.0000	8.932e-011	0.0000	1.133e-013	0.0000
CO2	1.006e-016	0.0000	4.428e-015	0.0000	5.365e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.028e-026	0.0000	5.682e-025	0.0000	7.046e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000
Жидкая фаза					Доля фазы 1.000	

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.581e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.383	0.0030	8.400e-003	0.0034
H2S	2.621e-012	0.0000	8.932e-011	0.0000	1.133e-013	0.0000
CO2	1.006e-016	0.0000	4.428e-015	0.0000	5.365e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.028e-026	0.0000	5.682e-025	0.0000	7.046e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Абсорбер: Т-100 Рецикл: RCU-1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 203 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	67.06	67.06
Давление: (kPa)	4100	4100
Мол. расход (kgmole/h)	645.8	645.8
Масс. расход (kg/h)	2.408e+004	2.408e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	30.08	30.08
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.461e+05	-1.461e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.588e+02	1.588e+02
Тепловой поток (kW)	-2.620e+04	-2.620e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	29.13	29.13

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343	0.0045
H2O	0.1520	0.0002	2.739	0.0001	2.744e-003	0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16	0.6038
CO2	217.0	0.3360	9550	0.3966	11.57	0.3847
TEGlycol	2.555e-003	0.0000	0.3837	0.0000	3.401e-004	0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073	0.0069
Итого	645.8	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08	1.0000
Паровая фаза					Доля фазы 1.000	

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД МАССОВЫЙ (kg/h)	РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД ЖИДК. (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343	0.0045
H2O	0.1520	0.0002	2.739	0.0001	2.744e-003	0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16	0.6038
CO2	217.0	0.3360	9550	0.3966	11.57	0.3847
TEGlycol	2.555e-003	0.0000	0.3837	0.0000	3.401e-004	0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073	0.0069
Итого	645.8	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Абсорбер: Т-100 ЭлектрТаблицаЯчейка: SPRDSHT-1@A1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 206 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000

Температура: (C)	56.54	56.54	56.54
Давление: (kPa)	4110	4110	4110
Мол. расход (kgmole/h)	155.2	1.578e-003	155.2
Масс. расход (kg/h)	6518	5.852e-002	6518
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	6.889	7.308e-005	6.889
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.431e+05	-1.440e+05	-2.431e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.005e+02	1.574e+02	1.005e+02
Тепловой поток (kW)	-1.048e+04	-6.312e-02	-1.048e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	6.489	7.066e-005	6.489

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.112e-002	0.0001	0.1784	0.0000	5.959e-004	0.0001	
H2O	61.81	0.3983	1114	0.1708	1.116	0.1620	
H2S	67.79	0.4369	2310	0.3545	2.931	0.4254	
CO2	6.995	0.0451	307.8	0.0472	0.3730	0.0541	
TEGlycol	18.55	0.1196	2786	0.4274	2.469	0.3584	
Nitrogen	1.419e-002	0.0001	0.3975	0.0001	4.930e-004	0.0001	
Итого	155.2	1.0000	6518	1.0000	6.889	1.0000	

Паровая фаза Доля фазы 1.017e-005

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	5.872e-006	0.0037	9.420e-005	0.0016	3.146e-007	0.0043	
H2O	1.078e-005	0.0068	1.943e-004	0.0033	1.946e-007	0.0027	
H2S	1.035e-003	0.6556	3.527e-002	0.6027	4.474e-005	0.6121	
CO2	5.129e-004	0.3250	2.257e-002	0.3857	2.735e-005	0.3743	
TEGlycol	4.911e-010	0.0000	7.375e-008	0.0000	6.535e-011	0.0000	
Nitrogen	1.398e-005	0.0089	3.915e-004	0.0067	4.855e-007	0.0066	
Итого	1.578e-003	1.0000	5.852e-002	1.0000	7.308e-005	1.0000	

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.111e-002	0.0001	0.1783	0.0000	5.956e-004	0.0001	
H2O	61.81	0.3983	1114	0.1708	1.116	0.1620	
H2S	67.79	0.4369	2310	0.3545	2.930	0.4254	
CO2	6.994	0.0451	307.8	0.0472	0.3729	0.0541	
TEGlycol	18.55	0.1196	2786	0.4274	2.469	0.3584	
Nitrogen	1.418e-002	0.0001	0.3971	0.0001	4.925e-004	0.0001	
Итого	155.2	1.0000	6518	1.0000	6.889	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	51.93	51.93	---
H2O	1.715e-002	1.715e-002	---
H2S	1.501	1.501	---
CO2	7.210	7.210	---
TEGlycol	2.602e-006	2.602e-006	---
Nitrogen	96.91	96.91	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-100	Абсорбер: T-100	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 207 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0214	0.0214	0.9786
Температура: (C)	59.00	59.00	59.00
Давление: (kPa)	4060	4060	4060
Мол. расход (kgmole/h)	155.2	3.321	151.9
Масс. расход (kg/h)	6518	122.5	6396
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	6.889	0.1530	6.736
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.425e+05	-1.349e+05	-2.448e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.024e+02	1.580e+02	1.012e+02
Тепловой поток (kW)	-1.045e+04	-1.244e+02	-1.033e+04

Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/ч) 6.489 0.1473 6.354
СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0214

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.112e-002	0.0001	0.1784	0.0000	5.959e-004	0.0001	
H2O	61.81	0.3983	1114	0.1708	1.116	0.1620	
H2S	67.79	0.4369	2310	0.3545	2.931	0.4254	
CO2	6.995	0.0451	307.8	0.0472	0.3730	0.0541	
TEGlycol	18.55	0.1196	2786	0.4274	2.469	0.3584	
Nitrogen	1.419e-002	0.0001	0.3975	0.0001	4.930e-004	0.0001	
Итого	155.2	1.0000	6518	1.0000	6.889	1.0000	

Паровая фаза Доля фазы 2.140e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	6.048e-003	0.0018	9.703e-002	0.0008	3.241e-004	0.0021	
H2O	2.549e-002	0.0077	0.4592	0.0037	4.601e-004	0.0030	
H2S	2.282	0.6871	77.78	0.6348	9.865e-002	0.6449	
CO2	0.9978	0.3004	43.91	0.3584	5.321e-002	0.3478	
TEGlycol	1.270e-006	0.0000	1.907e-004	0.0000	1.690e-007	0.0000	
Nitrogen	9.720e-003	0.0029	0.2723	0.0022	3.377e-004	0.0022	
Итого	3.321	1.0000	122.5	1.0000	0.1530	1.0000	

Жидкая фаза Доля фазы 0.9786

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	5.073e-003	0.0000	8.138e-002	0.0000	2.718e-004	0.0000	
H2O	61.79	0.4069	1113	0.1740	1.115	0.1656	
H2S	65.51	0.4314	2233	0.3491	2.832	0.4204	
CO2	5.997	0.0395	263.9	0.0413	0.3198	0.0475	
TEGlycol	18.55	0.1222	2786	0.4356	2.469	0.3665	
Nitrogen	4.471e-003	0.0000	0.1252	0.0000	1.553e-004	0.0000	
Итого	151.9	1.0000	6396	1.0000	6.736	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	54.51	54.51	---
H2O	1.886e-002	1.886e-002	---
H2S	1.593	1.593	---
CO2	7.608	7.608	---
TEGlycol	3.129e-006	3.129e-006	---
Nitrogen	99.40	99.40	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-100	Теплообменник: E-100	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 228 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	92.78	92.78
Давление: (kPa)	450.0	450.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.772e+05	-7.772e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.847e+02	1.847e+02
Тепловой поток (kW)	-4.105e+03	-4.105e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	2.480

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000	

H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-100	Теплообменник: E-101	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 230

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	81.35	81.35
Давление: (кПа)	400.0	400.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.822e+05	-7.822e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.708e+02	1.708e+02
Тепловой поток (kW)	-4.132e+03	-4.132e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	2.480

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Воздушный холодильник: АС-100 Теплообменник: Е-100
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 209

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000	0.0000
Температура: (С)	14.59	14.59	14.59
Давление: (кПа)	150.0	150.0	150.0
Мол. расход (kgmole/h)	73.98	73.98	0.0000
Масс. расход (kg/h)	2579	2579	0.0000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.251	3.251	0.0000
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.782e+04	-5.782e+04	-4.107e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-С)	1.848e+02	1.848e+02	4.590e+01
Тепловой поток (kW)	-1.188e+03	-1.188e+03	0.000e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.204	3.204	0.0000

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)			
Methane	1.112e-002	0.0002	0.1784	0.0001	5.958e-004	0.0002		
H2O	0.6705	0.0091	12.08	0.0047	1.210e-002	0.0037		
H2S	66.31	0.8964	2260	0.8762	2.867	0.8817		
CO2	6.967	0.0942	306.6	0.1189	0.3715	0.1143		
TEGlycol	4.963e-007	0.0000	7.453e-005	0.0000	6.605e-008	0.0000		
Nitrogen	1.419e-002	0.0002	0.3975	0.0002	4.930e-004	0.0002		
Итого	73.98	1.0000	2579	1.0000	3.251	1.0000		
Паровая фаза							Доля фазы	1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)			
Methane	1.112e-002	0.0002	0.1784	0.0001	5.958e-004	0.0002		
H2O	0.6705	0.0091	12.08	0.0047	1.210e-002	0.0037		
H2S	66.31	0.8964	2260	0.8762	2.867	0.8817		
CO2	6.967	0.0942	306.6	0.1189	0.3715	0.1143		
TEGlycol	4.963e-007	0.0000	7.453e-005	0.0000	6.605e-008	0.0000		
Nitrogen	1.419e-002	0.0002	0.3975	0.0002	4.930e-004	0.0002		
Итого	73.98	1.0000	2579	1.0000	3.251	1.0000		
Водная фаза							Доля фазы	0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)			
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
H2O	0.0000	0.7530	0.0000	0.2796	0.0000	0.3034		
H2S	0.0000	0.0182	0.0000	0.0128	0.0000	0.0176		
CO2	0.0000	0.0003	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004		
TEGlycol	0.0000	0.2285	0.0000	0.7073	0.0000	0.6786		
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000		
Конст. равновесия								

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5730	---	5730
H2O	1.204e-002	---	1.204e-002
H2S	49.19	---	49.19
CO2	274.9	---	274.9
TEGlycol	2.936e-008	---	2.936e-008
Nitrogen	2.221e+004	---	2.221e+004

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К

ПРОДУКТ ОТ
Сепаратор: V-100

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
ЭлектрТаблицаЯчейка: SPRDSHT-1@A2

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 210

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	14.59	14.59	14.59
Давление: (kPa)	150.0	150.0	150.0
Мол. расход (kgmole/h)	81.20	0.0000	81.20
Масс. расход (kg/h)	3939	0.0000	3939
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.638	0.0000	3.638
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-4.107e+05	-5.782e+04	-4.107e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	4.590e+01	1.848e+02	4.590e+01
Тепловой поток (kW)	-9.263e+03	0.000e-01	-9.263e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.520	0.0000	3.520

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	0.0000
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034	
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176	
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004	
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	
H2O	0.0000	0.0091	0.0000	0.0047	0.0000	0.0037	
H2S	0.0000	0.8964	0.0000	0.8762	0.0000	0.8817	
CO2	0.0000	0.0942	0.0000	0.1189	0.0000	0.1143	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002	
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
Водная фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034	
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176	
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004	
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000	
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5730	---	5730
H2O	1.204e-002	---	1.204e-002
H2S	49.19	---	49.19
CO2	274.9	---	274.9
TEGlycol	2.936e-008	---	2.936e-008
Nitrogen	2.221e+004	---	2.221e+004

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К

ПРОДУКТ ОТ
Сепаратор: V-100

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

Насос: P-100
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 211

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	14.59	14.59
Давление: (кПа)	250.0	250.0
Мол. расход (kgmole/h)	81.20	81.20
Масс. расход (kg/h)	3939	3939
Станд. объем. расх. ид. жидк. (м3/h)	3.638	3.638
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-4.107e+05	-4.107e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	4.590e+01	4.590e+01
Тепловой поток (kW)	-9.263e+03	-9.263e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/h)	3.520	3.520

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД (kg/h)	МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (м3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034	
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176	
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004	
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000	

Водная фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	РАСХОД (kg/h)	МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (м3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034	
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176	
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004	
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Теплообменник: E-101 Насос: P-100

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 212

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0106	0.0106	0.9894
Температура: (C)	62.00	62.00	62.00
Давление: (кПа)	200.0	200.0	200.0
Мол. расход (kgmole/h)	81.20	0.8632	80.34
Масс. расход (kg/h)	3939	28.24	3911
Станд. объем. расх. ид. жидк. (м3/h)	3.638	3.533e-002	3.603
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.994e+05	-5.170e+04	-4.032e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	8.206e+01	1.881e+02	8.092e+01
Тепловой поток (kW)	-9.010e+03	-1.240e+01	-8.997e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (м3/h)	3.520	3.454e-002	3.488

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0106

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034	
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176	
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004	
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 1.063e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.103e-006	0.0000	3.374e-005	0.0000	1.127e-007	0.0000	
H2O	8.793e-002	0.1019	1.584	0.0561	1.587e-003	0.0449	
H2S	0.7518	0.8710	25.62	0.9074	3.250e-002	0.9198	
CO2	2.338e-002	0.0271	1.029	0.0364	1.247e-003	0.0353	
TEGlycol	1.853e-006	0.0000	2.783e-004	0.0000	2.466e-007	0.0000	
Nitrogen	6.950e-007	0.0000	1.947e-005	0.0000	2.414e-008	0.0000	
Итого	0.8632	1.0000	28.24	1.0000	3.533e-002	1.0000	
Водная фаза							Доля фазы 0.9894

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.718e-008	0.0000	4.360e-007	0.0000	1.456e-009	0.0000	
H2O	61.05	0.7600	1100	0.2812	1.102	0.3059	
H2S	0.7279	0.0091	24.81	0.0063	3.147e-002	0.0087	
CO2	4.433e-003	0.0001	0.1951	0.0000	2.364e-004	0.0001	
TEGlycol	18.55	0.2309	2786	0.7124	2.469	0.6853	
Nitrogen	6.248e-009	0.0000	1.750e-007	0.0000	2.171e-010	0.0000	
Итого	80.34	1.0000	3911	1.0000	3.603	1.0000	
Конст. равновесия							

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	7201	---	7201
H2O	0.1340	---	0.1340
H2S	96.13	---	96.13
CO2	491.0	---	491.0
TEGlycol	9.297e-006	---	9.297e-006
Nitrogen	1.035e+004	---	1.035e+004

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Клапан: VLV-100	Теплообменник: E-101	
УТИЛИТЫ		

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 227

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.1	200.1
Давление: (kPa)	500.0	500.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.292e+05	-7.292e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.994e+02	2.994e+02
Тепловой поток (kW)	-3.852e+03	-3.852e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	2.480
СОСТАВ		

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000	
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034	

H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000
Жидкая фаза					Доля фазы 1.000	

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: Е-101 Насос: Р-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 214

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0552	0.0552	0.9448
Температура: (С)	54.18	54.18	54.18
Давление: (кПа)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	81.20	4.484	76.72
Масс. расход (kg/h)	3939	104.8	3834
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.638	0.1184	3.519
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.994e+05	-1.701e+05	-4.128e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-С)	8.258e+01	2.005e+02	7.569e+01
Тепловой поток (kW)	-9.010e+03	-2.118e+02	-8.798e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.520	0.1111	3.411

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0552

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 5.522e-002

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	3.005	0.6703	54.14	0.5166	5.425e-002	0.4581
H2S	1.450	0.3235	49.43	0.4717	6.270e-002	0.5294
CO2	2.771e-002	0.0062	1.219	0.0116	1.478e-003	0.0125
TEGlycol	4.249e-005	0.0000	6.381e-003	0.0001	5.654e-006	0.0000
Nitrogen	7.011e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	4.484	1.0000	104.8	1.0000	0.1184	1.0000

Водная фаза

Доля фазы 0.9448

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	5.077e-010	0.0000	8.145e-009	0.0000	2.721e-011	0.0000
H2O	58.13	0.7578	1047	0.2731	1.049	0.2982
H2S	2.939e-002	0.0004	1.002	0.0003	1.270e-003	0.0004
CO2	1.071e-004	0.0000	4.715e-003	0.0000	5.713e-006	0.0000
TEGlycol	18.55	0.2418	2786	0.7266	2.469	0.7015
Nitrogen	1.039e-010	0.0000	2.911e-009	0.0000	3.611e-012	0.0000
Итого	76.72	1.0000	3834	1.0000	3.519	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	7.177e+004	---	7.177e+004
H2O	0.8846	---	0.8846
H2S	844.4	---	844.4
CO2	4425	---	4425
TEGlycol	3.919e-005	---	3.919e-005
Nitrogen	1.154e+005	---	1.154e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Дистилляция: T-101 Клапан: VLV-100
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 217

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	55.00	55.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	7.120	7.120
Масс. расход (kg/h)	152.7	152.7
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	0.1667	0.1667
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.954e+05	-1.954e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.978e+02	1.978e+02
Тепловой поток (kW)	-3.865e+02	-3.865e+02
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	0.1576	0.1576

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	5.614	0.7885	101.1	0.6622	0.1013	0.6079
H2S	1.478	0.2076	50.37	0.3298	6.389e-002	0.3832
CO2	2.780e-002	0.0039	1.224	0.0080	1.483e-003	0.0089
TEGlycol	8.195e-008	0.0000	1.231e-005	0.0000	1.091e-008	0.0000
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	7.120	1.0000	152.7	1.0000	0.1667	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	5.614	0.7885	101.1	0.6622	0.1013	0.6079
H2S	1.478	0.2076	50.37	0.3298	6.389e-002	0.3832
CO2	2.780e-002	0.0039	1.224	0.0080	1.483e-003	0.0089
TEGlycol	8.195e-008	0.0000	1.231e-005	0.0000	1.091e-008	0.0000
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	7.120	1.0000	152.7	1.0000	0.1667	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Дистилляция: Т-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 220

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	55.00	55.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	55.06	55.06
Масс. расход (kg/h)	992.2	992.2
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	0.9942	0.9942
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.836e+05	-2.836e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	6.194e+01	6.194e+01
Тепловой поток (kW)	-4.338e+03	-4.338e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	0.9777	0.9777

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	4.873e-010	0.0000	7.817e-009	0.0000	2.611e-011	0.0000	
H2O	55.06	0.9999	991.9	0.9998	0.9939	0.9998	
H2S	1.827e-003	0.0000	6.226e-002	0.0001	7.896e-005	0.0001	
CO2	1.202e-005	0.0000	5.289e-004	0.0000	6.408e-007	0.0000	
TEGlycol	1.129e-003	0.0000	0.1696	0.0002	1.503e-004	0.0002	
Nitrogen	9.769e-012	0.0000	2.737e-010	0.0000	3.394e-013	0.0000	
Итого	55.06	1.0000	992.2	1.0000	0.9942	1.0000	
Водная фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	4.873e-010	0.0000	7.817e-009	0.0000	2.611e-011	0.0000	
H2O	55.06	0.9999	991.9	0.9998	0.9939	0.9998	
H2S	1.827e-003	0.0000	6.226e-002	0.0001	7.896e-005	0.0001	
CO2	1.202e-005	0.0000	5.289e-004	0.0000	6.408e-007	0.0000	
TEGlycol	1.129e-003	0.0000	0.1696	0.0002	1.503e-004	0.0002	
Nitrogen	9.769e-012	0.0000	2.737e-010	0.0000	3.394e-013	0.0000	
Итого	55.06	1.0000	992.2	1.0000	0.9942	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Дистилляция: Т-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 226

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0
Давление: (kPa)	25.00	25.00

Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.293e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.994e+02	2.994e+02
Тепловой поток (kW)	-3.853e+03	-3.853e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	2.480

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024 0.0000		1.671e-023 0.0000		5.582e-026 0.0000	
H2O	0.4653 0.0245		8.382 0.0030		8.399e-003 0.0034	
H2S	2.624e-012 0.0000		8.942e-011 0.0000		1.134e-013 0.0000	
CO2	1.007e-016 0.0000		4.431e-015 0.0000		5.369e-018 0.0000	
TEGlycol	18.55 0.9755		2786 0.9970		2.469 0.9966	
Nitrogen	2.031e-026 0.0000		5.689e-025 0.0000		7.055e-028 0.0000	
Итого	19.02 1.0000		2794 1.0000		2.477 1.0000	

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024 0.0000		1.671e-023 0.0000		5.582e-026 0.0000	
H2O	0.4653 0.0245		8.382 0.0030		8.399e-003 0.0034	
H2S	2.624e-012 0.0000		8.942e-011 0.0000		1.134e-013 0.0000	
CO2	1.007e-016 0.0000		4.431e-015 0.0000		5.369e-018 0.0000	
TEGlycol	18.55 0.9755		2786 0.9970		2.469 0.9966	
Nitrogen	2.031e-026 0.0000		5.689e-025 0.0000		7.055e-028 0.0000	
Итого	19.02 1.0000		2794 1.0000		2.477 1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К	ПРОДУКТ ОТ	ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Насос: P-101	Дистилляция: T-101	

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 231

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.00	50.00
Давление: (kPa)	380.0	380.0
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.960e+05	-7.960e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.300e+02	1.300e+02
Тепловой поток (kW)	-4.205e+03	-4.205e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	2.480

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024 0.0000		1.671e-023 0.0000		5.582e-026 0.0000	
H2O	0.4653 0.0245		8.382 0.0030		8.399e-003 0.0034	
H2S	2.624e-012 0.0000		8.942e-011 0.0000		1.134e-013 0.0000	
CO2	1.007e-016 0.0000		4.431e-015 0.0000		5.369e-018 0.0000	
TEGlycol	18.55 0.9755		2786 0.9970		2.469 0.9966	
Nitrogen	2.031e-026 0.0000		5.689e-025 0.0000		7.055e-028 0.0000	

Итого 19.02 1.0000 2794 1.0000 2.477 1.0000
 Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Насос: P-102 Воздушный холодильник: AC-100
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 236

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.44	50.44
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.953e+05	-7.953e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.304e+02	1.304e+02
Тепловой поток (kW)	-4.201e+03	-4.201e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	2.480

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---

TEGlycol 0.0000 0.0000 ---
 Nitrogen 0.0000 0.0000 ---
 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Смеситель: MIX-100 Насос: P-102
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 1 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.44	50.44
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.953e+05	-7.953e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.304e+02	1.304e+02
Тепловой поток (kW)	-4.201e+03	-4.201e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000	
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034	
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000	
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000	
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.477	1.0000	

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000	
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034	
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000	
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000	
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.477	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Охладитель: E-102 Смеситель: MIX-100
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	50.00	50.00
Давление: (кПа)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	2.556e-003	2.556e-003
Масс. расход (kg/h)	0.3838	0.3838
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.401e-004	3.401e-004
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-8.082e+05	-8.082e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.307e+02	1.307e+02
Тепловой поток (kW)	-5.738e-01	-5.738e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.406e-004	3.406e-004

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	2.556e-003	1.0000	0.3838	1.0000	3.401e-004	1.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	2.556e-003	1.0000	0.3838	1.0000	3.401e-004	1.0000	

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	2.556e-003	1.0000	0.3838	1.0000	3.401e-004	1.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	2.556e-003	1.0000	0.3838	1.0000	3.401e-004	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Смеситель: MIX-100
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 3 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	45.00	45.00
Давление: (кПа)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.977e+05	-7.977e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.228e+02	1.228e+02
Тепловой поток (kW)	-4.214e+03	-4.214e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000	
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034	

H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.477	1.0000
Жидкая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Рецикл: RCU-1 Охладитель: E-102
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Condens

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	63.12	63.12
Давление: (кПа)	22.00	22.00
Мол. расход (kgmole/h)	74.62	74.62
Масс. расход (kg/h)	1369	1369
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.385	1.385
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.362e+05	-2.362e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.915e+02	1.915e+02
Тепловой поток (kW)	-4.896e+03	-4.896e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.355	1.355

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	73.11	0.9798	1317	0.9621	1.320	0.9526
H2S	1.480	0.0198	50.45	0.0368	6.399e-002	0.0462
CO2	2.782e-002	0.0004	1.224	0.0009	1.483e-003	0.0011
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	74.62	1.0000	1369	1.0000	1.385	1.0000
Паровая фаза						Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	73.11	0.9798	1317	0.9621	1.320	0.9526
H2S	1.480	0.0198	50.45	0.0368	6.399e-002	0.0462
CO2	2.782e-002	0.0004	1.224	0.0009	1.483e-003	0.0011
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	74.62	1.0000	1369	1.0000	1.385	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
------------	-----------	--------	---------

Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Воздушный холодильник: АС-101 Дистилляция: Т-101
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (С)	74.01	74.01	74.01
Давление: (кПа)	23.00	23.00	23.00
Мол. расход (kgmole/h)	67.63	1.166e-004	67.63
Масс. расход (kg/h)	5513	2.103e-003	5513
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	4.959	2.107e-006	4.959
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.307e+05	-2.402e+05	-5.307e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-С)	1.166e+02	1.911e+02	1.166e+02
Тепловой поток (kW)	-9.971e+03	-7.783e-03	-9.971e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	4.880	2.072e-006	4.880

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		ЖИДК.
Methane	1.512e-020	0.0000	2.426e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000	
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148	0.6342	0.1279	
H2S	4.069e-009	0.0000	1.387e-007	0.0000	1.759e-010	0.0000	
CO2	5.706e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.043e-014	0.0000	
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852	4.325	0.8721	
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.086e-020	0.0000	5.067e-023	0.0000	
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000	4.959	1.0000	

Паровая фаза Доля фазы 1.725e-006

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		ЖИДК.
Methane	1.018e-021	0.0000	1.633e-020	0.0000	5.454e-023	0.0000	
H2O	1.166e-004	0.9999	2.101e-003	0.9991	2.105e-006	0.9992	
H2S	3.276e-012	0.0000	1.116e-010	0.0000	1.416e-013	0.0000	
CO2	2.510e-015	0.0000	1.105e-013	0.0000	1.338e-016	0.0000	
TEGlycol	1.231e-008	0.0001	1.849e-006	0.0009	1.639e-009	0.0008	
Nitrogen	1.390e-022	0.0000	3.893e-021	0.0000	4.827e-024	0.0000	
Итого	1.166e-004	1.0000	2.103e-003	1.0000	2.107e-006	1.0000	

Водная фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		ЖИДК.
Methane	1.410e-020	0.0000	2.262e-019	0.0000	7.556e-022	0.0000	
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148	0.6342	0.1279	
H2S	4.065e-009	0.0000	1.385e-007	0.0000	1.757e-010	0.0000	
CO2	5.681e-013	0.0000	2.500e-011	0.0000	3.029e-014	0.0000	
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852	4.325	0.8721	
Nitrogen	1.319e-021	0.0000	3.696e-020	0.0000	4.584e-023	0.0000	
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000	4.959	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	4.186e+004	---	4.186e+004
H2O	1.925	---	1.925
H2S	467.2	---	467.2
CO2	2562	---	2562
TEGlycol	2.197e-004	---	2.197e-004
Nitrogen	6.106e+004	---	6.106e+004

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К
Насос: P-103
УТИЛИТЫ

ПРОДУКТ ОТ
Дистилляция: T-101

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: condens1.1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0377	0.0377	0.9623
Температура: (C)	45.39	45.39	45.39
Давление: (kPa)	21.00	21.00	21.00
Мол. расход (kgmole/h)	74.62	2.816	71.80
Масс. расход (kg/h)	1369	75.11	1294
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.385	8.890e-002	1.297
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.784e+05	-1.267e+05	-2.843e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	6.511e+01	2.026e+02	5.972e+01
Тепловой поток (kW)	-5.770e+03	-9.906e+01	-5.671e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.355	8.352e-002	1.275

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0377

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	73.11	0.9798	1317	0.9621	1.320	0.9526
H2S	1.480	0.0198	50.45	0.0368	6.399e-002	0.0462
CO2	2.782e-002	0.0004	1.224	0.0009	1.483e-003	0.0011
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	74.62	1.0000	1369	1.0000	1.385	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 3.773e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.128e-006	0.0000	3.414e-005	0.0000	1.140e-007	0.0000
H2O	1.314	0.4669	23.68	0.3153	2.373e-002	0.2669
H2S	1.473	0.5233	50.21	0.6685	6.369e-002	0.7164
CO2	2.777e-002	0.0099	1.222	0.0163	1.481e-003	0.0167
TEGlycol	8.317e-009	0.0000	1.249e-006	0.0000	1.107e-009	0.0000
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.816	1.0000	75.11	1.0000	8.890e-002	1.0000

Водная фаза

Доля фазы 0.9623

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.016e-009	0.0000	3.235e-008	0.0000	1.080e-010	0.0000
H2O	71.80	0.9999	1293	0.9997	1.296	0.9996
H2S	6.881e-003	0.0001	0.2345	0.0002	2.974e-004	0.0002
CO2	4.817e-005	0.0000	2.120e-003	0.0000	2.568e-006	0.0000
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001
Nitrogen	3.578e-011	0.0000	1.002e-009	0.0000	1.243e-012	0.0000
Итого	71.80	1.0000	1294	1.0000	1.297	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	2.692e+004	---	2.692e+004
H2O	0.4669	---	0.4669
H2S	5461	---	5461
CO2	1.470e+004	---	1.470e+004
TEGlycol	1.532e-004	---	1.532e-004
Nitrogen	4.998e+005	---	4.998e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К
Сепаратор: V-101
УТИЛИТЫ

ПРОДУКТ ОТ
Воздушный холодильник: AC-101

ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Condens1.2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000	0.0000
Температура: (C)	44.91	44.91	44.91
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	2.877	2.877	0.0000
Масс. расход (kg/h)	76.23	76.23	0.0000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	9.002e-002	9.002e-002	0.0000
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.291e+05	-1.291e+05	-2.844e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.028e+02	2.028e+02	5.960e+01
Тепловой поток (kW)	-1.032e+02	-1.032e+02	0.000e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	8.453e-002	8.453e-002	0.0000

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.128e-006	0.0000	3.414e-005	0.0000	1.140e-007	0.0000
H2O	1.376	0.4781	24.78	0.3251	2.483e-002	0.2759
H2S	1.474	0.5122	50.23	0.6589	6.371e-002	0.7077
CO2	2.777e-002	0.0097	1.222	0.0160	1.481e-003	0.0165
TEGlycol	8.362e-009	0.0000	1.256e-006	0.0000	1.113e-009	0.0000
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.877	1.0000	76.23	1.0000	9.002e-002	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	2.128e-006	0.0000	3.414e-005	0.0000	1.140e-007	0.0000
H2O	1.376	0.4781	24.78	0.3251	2.483e-002	0.2759
H2S	1.474	0.5122	50.23	0.6589	6.371e-002	0.7077
CO2	2.777e-002	0.0097	1.222	0.0160	1.481e-003	0.0165
TEGlycol	8.362e-009	0.0000	1.256e-006	0.0000	1.113e-009	0.0000
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	2.877	1.0000	76.23	1.0000	9.002e-002	1.0000

Водная фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.9999	0.0000	0.9997	0.0000	0.9996
H2S	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	2.799e+004	---	2.799e+004
H2O	0.4782	---	0.4782
H2S	5708	---	5708
CO2	1.532e+004	---	1.532e+004
TEGlycol	1.506e-004	---	1.506e-004
Nitrogen	5.231e+005	---	5.231e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Сепаратор: V-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Condens1.3

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

ОБЩИЕ ПАРОВАЯ ФАЗА ВОДНАЯ ФАЗА

Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	44.91	44.91	44.91
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	71.74	0.0000	71.74
Масс. расход (kg/h)	1293	0.0000	1293
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.295	0.0000	1.295
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.844e+05	-1.291e+05	-2.844e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	5.960e+01	2.028e+02	5.960e+01
Тепловой поток (kW)	-5.667e+03	0.000e-01	-5.667e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.274	0.0000	1.274

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.896e-009	0.0000	3.041e-008	0.0000	1.016e-010	0.0000
H2O	71.74	0.9999	1292	0.9997	1.295	0.9996
H2S	6.438e-003	0.0001	0.2194	0.0002	2.783e-004	0.0002
CO2	4.521e-005	0.0000	1.990e-003	0.0000	2.411e-006	0.0000
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001
Nitrogen	3.342e-011	0.0000	9.363e-010	0.0000	1.161e-012	0.0000
Итого	71.74	1.0000	1293	1.0000	1.295	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.4781	0.0000	0.3251	0.0000	0.2759
H2S	0.0000	0.5122	0.0000	0.6589	0.0000	0.7077
CO2	0.0000	0.0097	0.0000	0.0160	0.0000	0.0165
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Водная фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.896e-009	0.0000	3.041e-008	0.0000	1.016e-010	0.0000
H2O	71.74	0.9999	1292	0.9997	1.295	0.9996
H2S	6.438e-003	0.0001	0.2194	0.0002	2.783e-004	0.0002
CO2	4.521e-005	0.0000	1.990e-003	0.0000	2.411e-006	0.0000
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001
Nitrogen	3.342e-011	0.0000	9.363e-010	0.0000	1.161e-012	0.0000
Итого	71.74	1.0000	1293	1.0000	1.295	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	2.799e+004	---	2.799e+004
H2O	0.4782	---	0.4782
H2S	5708	---	5708
CO2	1.532e+004	---	1.532e+004
TEGlycol	1.506e-004	---	1.506e-004
Nitrogen	5.231e+005	---	5.231e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-101

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: vp1

Пакет моделирования: Basis-1

УСЛОВИЯ

Пакет свойств: Пакет Гликоль

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	240.0	240.0
Давление: (kPa)	1621	1621
Мол. расход (kgmole/h)	166.5	166.5
Масс. расход (kg/h)	3000	3000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.006	3.006
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.352e+05	-2.352e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.683e+02	1.683e+02

Тепловой поток (kW) -1.088e+04 -1.088e+04
 Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h) 2.956 2.956
 СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. (m3/h)	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	166.5	1.0000	3000	1.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	166.5	1.0000	3000	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. (m3/h)	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	166.5	1.0000	3000	1.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	166.5	1.0000	3000	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Теплообменник: E-104
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler1 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.7154	0.7154	0.2846
Температура: (C)	200.8	200.8	200.8
Давление: (кПа)	26.00	26.00	26.00
Мол. расход (kgmole/h)	67.63	48.38	19.25
Масс. расход (kg/h)	5513	2686	2827
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	4.959	2.453	2.506
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-4.648e+05	-3.598e+05	-7.286e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.806e+02	2.729e+02	3.000e+02
Тепловой поток (kW)	-8.731e+03	-4.835e+03	-3.896e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	4.880	2.383	2.509

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.7154

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. (m3/h)	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	1.512e-020	0.0000	2.426e-019	0.0000
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148
H2S	4.069e-009	0.0000	1.387e-007	0.0000
CO2	5.706e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.086e-020	0.0000
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.7154

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. (m3/h)	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
------------	--------------------------	----------------------	-----------------------------------	--------------------------------------

Methane	1.512e-020	0.0000	2.425e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000	
H2O	34.65	0.7162	624.2	0.2324	0.6255	0.2550	
H2S	4.066e-009	0.0000	1.386e-007	0.0000	1.758e-010	0.0000	
CO2	5.705e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.042e-014	0.0000	
TEGlycol	13.73	0.2838	2062	0.7676	1.827	0.7450	
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.085e-020	0.0000	5.066e-023	0.0000	
Итого	48.38	1.0000	2686	1.0000	2.453	1.0000	
Жидкая фаза						Доля фазы	0.2846

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.102e-024	0.0000	1.768e-023	0.0000	5.905e-026	0.0000
H2O	0.4845	0.0252	8.729	0.0031	8.746e-003	0.0035
H2S	2.759e-012	0.0000	9.401e-011	0.0000	1.192e-013	0.0000
CO2	1.061e-016	0.0000	4.672e-015	0.0000	5.660e-018	0.0000
TEGlycol	18.77	0.9748	2818	0.9969	2.497	0.9965
Nitrogen	2.157e-026	0.0000	6.041e-025	0.0000	7.492e-028	0.0000
Итого	19.25	1.0000	2827	1.0000	2.506	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5459	5459	---
H2O	28.45	28.45	---
H2S	586.4	586.4	---
CO2	2138	2138	---
TEGlycol	0.2912	0.2912	---
Nitrogen	2.691e+004	2.691e+004	---
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ			

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-102 Теплообменник: E-104
УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: vr2 Пакет моделирования: Basis-1
Пакет свойств: Пакет Гликоль
УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.2863	0.2863	0.7137
Температура: (C)	202.1	202.1	202.1
Давление: (кПа)	1620	1620	1620
Мол. расход (kgmole/h)	166.5	47.67	118.9
Масс. расход (kg/h)	3000	858.8	2141
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.006	0.8605	2.146
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.620e+05	-2.366e+05	-2.721e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.120e+02	1.654e+02	9.064e+01
Тепловой поток (kW)	-1.212e+04	-3.133e+03	-8.985e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.956	0.8462	2.110
СОСТАВ			

Общая фаза Пар. фракц. 0.2863

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	166.5	1.0000	3000	1.0000	3.006	1.0000	
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	166.5	1.0000	3000	1.0000	3.006	1.0000	
Паровая фаза						Доля фазы	0.2863

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	47.67	1.0000	858.8	1.0000	0.8605	1.0000	
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Итого	47.67	1.0000	858.8	1.0000	0.8605	1.0000	
Водная фаза						Доля фазы	0.7137

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	118.9	1.0000	2141	1.0000	2.146	1.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	118.9	1.0000	2141	1.0000	2.146	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	1.000	---	1.000
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Теплообменник: E-104

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000	0.0000
Температура: (C)	200.0	200.0	200.0
Давление: (kPa)	25.00	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	48.58	48.58	0.0000
Масс. расход (kg/h)	2713	2713	0.0000
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	2.477	0.0000
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.610e+05	-3.610e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.736e+02	2.736e+02	2.993e+02
Тепловой поток (kW)	-4.871e+03	-4.871e+03	0.000e-01
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.407	2.407	0.0000

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	1.512e-020	0.0000	2.425e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000
H2O	34.67	0.7136	624.5	0.2302	0.6258	0.2526
H2S	4.066e-009	0.0000	1.386e-007	0.0000	1.758e-010	0.0000
CO2	5.705e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.042e-014	0.0000
TEGlycol	13.91	0.2864	2089	0.7698	1.851	0.7474
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.085e-020	0.0000	5.066e-023	0.0000
Итого	48.58	1.0000	2713	1.0000	2.477	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	1.512e-020	0.0000	2.425e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000
H2O	34.67	0.7136	624.5	0.2302	0.6258	0.2526
H2S	4.066e-009	0.0000	1.386e-007	0.0000	1.758e-010	0.0000
CO2	5.705e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.042e-014	0.0000
TEGlycol	13.91	0.2864	2089	0.7698	1.851	0.7474
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.085e-020	0.0000	5.066e-023	0.0000
Итого	48.58	1.0000	2713	1.0000	2.477	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0245	0.0000	0.0030	0.0000	0.0034
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.9755	0.0000	0.9970	0.0000	0.9966

Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5679	5679	---
H2O	29.12	29.12	---
H2S	606.0	606.0	---
CO2	2216	2216	---
TEGlycol	0.2936	0.2936	---
Nitrogen	2.810e+004	2.810e+004	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-102

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler3

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0	200.0
Давление: (кПа)	25.00	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	19.05	0.0000	19.05
Масс. расход (kg/h)	2800	0.0000	2800
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.482	0.0000	2.482
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.293e+05	-3.610e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.993e+02	2.736e+02	2.993e+02
Тепловой поток (kW)	-3.860e+03	0.000e-01	-3.860e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.485	0.0000	2.485

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.044e-024	0.0000	1.675e-023	0.0000	5.596e-026	0.0000	0.0000
H2O	0.4670	0.0245	8.413	0.0030	8.430e-003	0.0034	0.0034
H2S	2.632e-012	0.0000	8.970e-011	0.0000	1.138e-013	0.0000	0.0000
CO2	1.010e-016	0.0000	4.444e-015	0.0000	5.385e-018	0.0000	0.0000
TEGlycol	18.59	0.9755	2791	0.9970	2.474	0.9966	0.9966
Nitrogen	2.036e-026	0.0000	5.703e-025	0.0000	7.072e-028	0.0000	0.0000
Итого	19.05	1.0000	2800	1.0000	2.482	1.0000	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.7136	0.0000	0.2302	0.0000	0.2526	0.2526
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.2864	0.0000	0.7698	0.0000	0.7474	0.7474
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	1.044e-024	0.0000	1.675e-023	0.0000	5.596e-026	0.0000	0.0000
H2O	0.4670	0.0245	8.413	0.0030	8.430e-003	0.0034	0.0034
H2S	2.632e-012	0.0000	8.970e-011	0.0000	1.138e-013	0.0000	0.0000
CO2	1.010e-016	0.0000	4.444e-015	0.0000	5.385e-018	0.0000	0.0000
TEGlycol	18.59	0.9755	2791	0.9970	2.474	0.9966	0.9966
Nitrogen	2.036e-026	0.0000	5.703e-025	0.0000	7.072e-028	0.0000	0.0000
Итого	19.05	1.0000	2800	1.0000	2.482	1.0000	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	5679	5679	---
H2O	29.12	29.12	---
H2S	606.0	606.0	---

CO2	2216	2216	---
TEGlycol	0.2936	0.2936	---
Nitrogen	2.810e+004	2.810e+004	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Сепаратор: V-102

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: reboiler1.2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	74.01	74.01
Давление: (кПа)	27.00	27.00
Мол. расход (kgmole/h)	67.63	67.63
Масс. расход (kg/h)	5513	5513
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	4.959	4.959
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.307e+05	-5.307e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.166e+02	1.166e+02
Тепловой поток (kW)	-9.971e+03	-9.971e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	4.880	4.880

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)			
Methane	1.512e-020	0.0000	2.426e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000		
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148	0.6342	0.1279		
H2S	4.069e-009	0.0000	1.387e-007	0.0000	1.759e-010	0.0000		
CO2	5.706e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.043e-014	0.0000		
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852	4.325	0.8721		
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.086e-020	0.0000	5.067e-023	0.0000		
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000	4.959	1.0000		
Водная фаза							Доля фазы	1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)			
Methane	1.512e-020	0.0000	2.426e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000		
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148	0.6342	0.1279		
H2S	4.069e-009	0.0000	1.387e-007	0.0000	1.759e-010	0.0000		
CO2	5.706e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.043e-014	0.0000		
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852	4.325	0.8721		
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.086e-020	0.0000	5.067e-023	0.0000		
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000	4.959	1.0000		

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	---	0.0000
H2O	0.0000	---	0.0000
H2S	0.0000	---	0.0000
CO2	0.0000	---	0.0000
TEGlycol	0.0000	---	0.0000
Nitrogen	0.0000	---	0.0000

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
Теплообменник: E-104 Насос: P-103

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 237 @COL1 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	1.0000
Температура: (C)	45.00	45.00
Давление: (kPa)	4475	4475
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	19.02
Масс. расход (kg/h)	2795	2795
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.478	2.478
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.977e+05	-7.977e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.228e+02	1.228e+02
Тепловой поток (kW)	-4.214e+03	-4.214e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.481	2.481

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.581e-026	0.0000	
H2O	0.4653	0.0245	8.383	0.0030	8.400e-003	0.0034	
H2S	2.621e-012	0.0000	8.932e-011	0.0000	1.133e-013	0.0000	
CO2	1.006e-016	0.0000	4.428e-015	0.0000	5.365e-018	0.0000	
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	2.028e-026	0.0000	5.682e-025	0.0000	7.046e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.581e-026	0.0000	
H2O	0.4653	0.0245	8.383	0.0030	8.400e-003	0.0034	
H2S	2.621e-012	0.0000	8.932e-011	0.0000	1.133e-013	0.0000	
CO2	1.006e-016	0.0000	4.428e-015	0.0000	5.365e-018	0.0000	
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966	
Nitrogen	2.028e-026	0.0000	5.682e-025	0.0000	7.046e-028	0.0000	
Итого	19.02	1.0000	2795	1.0000	2.478	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

Башня: Main Tower @COL1 Материальный поток: 237

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)

УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 202 @COL1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.8678	0.8678	0.0804	0.0518
Температура: (C)	53.00	53.00	53.00	53.00
Давление: (kPa)	4275	4275	4275	4275
Мол. расход (kgmole/h)	781.9	678.5	62.86	40.51
Масс. расход (kg/h)	2.780e+004	2.515e+004	1905	752.1
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	34.49	31.40	2.319	0.7652
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.495e+05	-1.433e+05	-1.331e+05	-2.775e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.473e+02	1.563e+02	1.041e+02	6.393e+01
Тепловой поток (kW)	-3.246e+04	-2.702e+04	-2.324e+03	-3.123e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	32.66	30.37	2.176	0.7443

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.8678

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	2.517	0.0032	40.38	0.0015	0.1349	0.0039	

H2O	61.50	0.0786	1108	0.0398	1.110	0.0322
H2S	487.9	0.6240	1.663e+004	0.5981	21.09	0.6116
CO2	224.0	0.2865	9858	0.3546	11.94	0.3463
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	5.982	0.0077	167.6	0.0060	0.2078	0.0060
Итого	781.9	1.0000	2.780e+004	1.0000	34.49	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.8678

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.						
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.502	0.0037	40.15	0.0016	0.1341	0.0043
H2O	4.475	0.0066	80.62	0.0032	8.078e-002	0.0026
H2S	446.6	0.6582	1.522e+004	0.6053	19.31	0.6148
CO2	218.9	0.3227	9636	0.3832	11.68	0.3718
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	5.975	0.0088	167.4	0.0067	0.2076	0.0066
Итого	678.5	1.0000	2.515e+004	1.0000	31.40	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 8.039e-002

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.						
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.328e-002	0.0002	0.2131	0.0001	7.118e-004	0.0003
H2O	17.78	0.2828	320.3	0.1682	0.3209	0.1384
H2S	40.21	0.6397	1370	0.7196	1.738	0.7496
CO2	4.850	0.0772	213.4	0.1121	0.2586	0.1115
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	7.311e-003	0.0001	0.2048	0.0001	2.540e-004	0.0001
Итого	62.86	1.0000	1905	1.0000	2.319	1.0000

Водная фаза Доля фазы 5.181e-002

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.						
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.216e-003	0.0000	1.951e-002	0.0000	6.515e-005	0.0001
H2O	39.24	0.9687	707.0	0.9400	0.7084	0.9258
H2S	1.073	0.0265	36.56	0.0486	4.638e-002	0.0606
CO2	0.1944	0.0048	8.556	0.0114	1.037e-002	0.0135
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	2.135e-004	0.0000	5.981e-003	0.0000	7.417e-006	0.0000
Итого	40.51	1.0000	752.1	1.0000	0.7652	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	26.29	17.45	122.9
H2O	1.196e-002	2.332e-002	6.808e-003
H2S	1.648	1.029	24.86
CO2	6.613	4.182	67.24
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	121.0	75.70	1671

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL1 Материальный поток: 202
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 203 @COL1 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	67.06	67.06
Давление: (кПа)	4100	4100
Мол. расход (kgmole/h)	645.8	645.8
Масс. расход (kg/h)	2.408e+004	2.408e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	30.08	30.08
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.461e+05	-1.461e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.588e+02	1.588e+02
Тепловой поток (kW)	-2.620e+04	-2.620e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	29.13	29.13

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС.	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ.	ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343 0.0045
H2O	0.1520	0.0002	2.739	0.0001	2.744e-003 0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16 0.6038
CO2	217.0	0.3360	9550	0.3966	11.57 0.3847
TEGlycol	2.555e-003	0.0000	0.3837	0.0000	3.401e-004 0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073 0.0069
Итого	645.8	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08 1.0000
Паровая фаза					Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС.	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ.	ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	2.506	0.0039	40.20	0.0017	0.1343 0.0045
H2O	0.1520	0.0002	2.739	0.0001	2.744e-003 0.0001
H2S	420.1	0.6506	1.432e+004	0.5946	18.16 0.6038
CO2	217.0	0.3360	9550	0.3966	11.57 0.3847
TEGlycol	2.555e-003	0.0000	0.3837	0.0000	3.401e-004 0.0000
Nitrogen	5.968	0.0092	167.2	0.0069	0.2073 0.0069
Итого	645.8	1.0000	2.408e+004	1.0000	30.08 1.0000
Конст. равновесия					

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ

Материальный поток: 203 Башня: Main Tower @COL1

УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)

УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 206 @COL1

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	56.54	56.54	56.54
Давление: (кПа)	4110	4110	4110
Мол. расход (kgmole/h)	155.2	0.0000	155.2
Масс. расход (kg/h)	6518	0.0000	6518
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	6.889	0.0000	6.889
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.431e+05	-1.440e+05	-2.431e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.005e+02	1.574e+02	1.005e+02
Тепловой поток (kW)	-1.048e+04	0.000e-01	-1.048e+04
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	6.489	0.0000	6.489

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС.	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ.	ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	1.112e-002	0.0001	0.1784	0.0000	5.959e-004 0.0001
H2O	61.81	0.3983	1114	0.1708	1.116 0.1620
H2S	67.79	0.4369	2310	0.3545	2.931 0.4254
CO2	6.995	0.0451	307.8	0.0472	0.3730 0.0541
TEGlycol	18.55	0.1196	2786	0.4274	2.469 0.3584
Nitrogen	1.419e-002	0.0001	0.3975	0.0001	4.930e-004 0.0001
Итого	155.2	1.0000	6518	1.0000	6.889 1.0000
Паровая фаза					Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. РАСХОД (kg/h)	ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС.	ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ.	ДОЛЯ ЖИДК.
Methane	0.0000	0.0037	0.0000	0.0016	0.0000 0.0043
H2O	0.0000	0.0068	0.0000	0.0033	0.0000 0.0027
H2S	0.0000	0.6556	0.0000	0.6026	0.0000 0.6121
CO2	0.0000	0.3250	0.0000	0.3857	0.0000 0.3743
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0089	0.0000	0.0067	0.0000 0.0066

Итого 0.0000 1.0000 0.0000 1.0000 0.0000 1.0000
 Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.112e-002	0.0001	0.1784	0.0000	5.959e-004	0.0001
H2O	61.81	0.3983	1114	0.1708	1.116	0.1620
H2S	67.79	0.4369	2310	0.3545	2.931	0.4254
CO2	6.995	0.0451	307.8	0.0472	0.3730	0.0541
TEGlycol	18.55	0.1196	2786	0.4274	2.469	0.3584
Nitrogen	1.419e-002	0.0001	0.3975	0.0001	4.930e-004	0.0001
Итого	155.2	1.0000	6518	1.0000	6.889	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 206 Башня: Main Tower @COL1
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Reflux @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	55.00	55.00	55.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	12.44	0.0000	12.44
Масс. расход (kg/h)	224.1	0.0000	224.1
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	0.2245	0.0000	0.2245
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.836e+05	-1.954e+05	-2.836e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	6.194e+01	1.978e+02	6.194e+01
Тепловой поток (kW)	-9.798e+02	0.000e-01	-9.798e+02
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	0.2208	0.0000	0.2208

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.101e-010	0.0000	1.766e-009	0.0000	5.897e-012	0.0000
H2O	12.44	0.9999	224.0	0.9998	0.2245	0.9998
H2S	4.126e-004	0.0000	1.406e-002	0.0001	1.783e-005	0.0001
CO2	2.714e-006	0.0000	1.195e-004	0.0000	1.447e-007	0.0000
TEGlycol	2.551e-004	0.0000	3.831e-002	0.0002	3.395e-005	0.0002
Nitrogen	2.206e-012	0.0000	6.181e-011	0.0000	7.665e-014	0.0000
Итого	12.44	1.0000	224.1	1.0000	0.2245	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.7885	0.0000	0.6622	0.0000	0.6079
H2S	0.0000	0.2076	0.0000	0.3298	0.0000	0.3832
CO2	0.0000	0.0039	0.0000	0.0080	0.0000	0.0089
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.101e-010	0.0000	1.766e-009	0.0000	5.897e-012	0.0000
H2O	12.44	0.9999	224.0	0.9998	0.2245	0.9998
H2S	4.126e-004	0.0000	1.406e-002	0.0001	1.783e-005	0.0001

CO2	2.714e-006	0.0000	1.195e-004	0.0000	1.447e-007	0.0000
TEGlycol	2.551e-004	0.0000	3.831e-002	0.0002	3.395e-005	0.0002
Nitrogen	2.206e-012	0.0000	6.181e-011	0.0000	7.665e-014	0.0000
Итого	12.44	1.0000	224.1	1.0000	0.2245	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL2 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: To Condenser @COL2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	63.12	63.12
Давление: (kPa)	22.00	22.00
Мол. расход (kgmole/h)	74.62	74.62
Масс. расход (kg/h)	1369	1369
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	1.385	1.385
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.362e+05	-2.362e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.915e+02	1.915e+02
Тепловой поток (kW)	-4.896e+03	-4.896e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	1.355	1.355

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	73.11	0.9798	1317	0.9621	1.320	0.9526	
H2S	1.480	0.0198	50.45	0.0368	6.399e-002	0.0462	
CO2	2.782e-002	0.0004	1.224	0.0009	1.483e-003	0.0011	
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	74.62	1.0000	1369	1.0000	1.385	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	73.11	0.9798	1317	0.9621	1.320	0.9526	
H2S	1.480	0.0198	50.45	0.0368	6.399e-002	0.0462	
CO2	2.782e-002	0.0004	1.224	0.0009	1.483e-003	0.0011	
TEGlycol	1.385e-003	0.0000	0.2079	0.0002	1.843e-004	0.0001	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	74.62	1.0000	1369	1.0000	1.385	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2 Башня: Main Tower @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: Voilur @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0
Давление: (kPa)	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	48.62	48.62
Масс. расход (kg/h)	2719	2719
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.482	2.482
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.612e+05	-3.612e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.738e+02	2.738e+02
Тепловой поток (kW)	-4.878e+03	-4.878e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.412	2.412

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.512e-020	0.0000	2.425e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000	
H2O	34.67	0.7131	624.6	0.2297	0.6258	0.2521	
H2S	4.066e-009	0.0000	1.386e-007	0.0000	1.758e-010	0.0000	
CO2	5.705e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.042e-014	0.0000	
TEGlycol	13.95	0.2869	2095	0.7703	1.856	0.7479	
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.085e-020	0.0000	5.066e-023	0.0000	
Итого	48.62	1.0000	2719	1.0000	2.482	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД (kgmole/h)	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД (kg/h)	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД (m3/h)	ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК. ДОЛЯ
Methane	1.512e-020	0.0000	2.425e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000	
H2O	34.67	0.7131	624.6	0.2297	0.6258	0.2521	
H2S	4.066e-009	0.0000	1.386e-007	0.0000	1.758e-010	0.0000	
CO2	5.705e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.042e-014	0.0000	
TEGlycol	13.95	0.2869	2095	0.7703	1.856	0.7479	
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.085e-020	0.0000	5.066e-023	0.0000	
Итого	48.62	1.0000	2719	1.0000	2.482	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL2 Ребойлер: Reboiler @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: To Reboiler @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	74.01	74.01	74.01
Давление: (kPa)	23.00	23.00	23.00
Мол. расход (kgmole/h)	67.63	0.0000	67.63
Масс. расход (kg/h)	5513	0.0000	5513
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	4.959	0.0000	4.959
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-5.307e+05	-2.402e+05	-5.307e+05

Мол. энтр. (kJ/kgmole-C) 1.166e+02 1.911e+02 1.166e+02
 Тепловой поток (kW) -9.971e+03 0.000e-01 -9.971e+03
 Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h) 4.880 0.0000 4.880
 СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.512e-020	0.0000	2.426e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148	0.6342	0.1279
H2S	4.069e-009	0.0000	1.387e-007	0.0000	1.759e-010	0.0000
CO2	5.706e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.043e-014	0.0000
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852	4.325	0.8721
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.086e-020	0.0000	5.067e-023	0.0000
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000	4.959	1.0000

Паровая фаза Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.9999	0.0000	0.9991	0.0000	0.9992
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0001	0.0000	0.0009	0.0000	0.0008
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Жидкая фаза Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.
 (kgmole/h) (kg/h) (m3/h)

Methane	1.512e-020	0.0000	2.426e-019	0.0000	8.101e-022	0.0000
H2O	35.13	0.5195	632.9	0.1148	0.6342	0.1279
H2S	4.069e-009	0.0000	1.387e-007	0.0000	1.759e-010	0.0000
CO2	5.706e-013	0.0000	2.511e-011	0.0000	3.043e-014	0.0000
TEGlycol	32.50	0.4805	4880	0.8852	4.325	0.8721
Nitrogen	1.458e-021	0.0000	4.086e-020	0.0000	5.067e-023	0.0000
Итого	67.63	1.0000	5513	1.0000	4.959	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Ребойлер: Reboiler @COL2 Башня: Main Tower @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 217 @COL2 Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	1.0000	1.0000
Температура: (C)	55.00	55.00
Давление: (kPa)	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	7.120	7.120
Масс. расход (kg/h)	152.7	152.7
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	0.1667	0.1667
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-1.954e+05	-1.954e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	1.978e+02	1.978e+02
Тепловой поток (kW)	-3.865e+02	-3.865e+02
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	0.1576	0.1576

СОСТАВ

Общая фаза Пар. фракц. 1.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.130e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	5.614	0.7885	101.1	0.6622	0.1013	0.6079	
H2S	1.478	0.2076	50.37	0.3298	6.389e-002	0.3832	
CO2	2.780e-002	0.0039	1.224	0.0080	1.483e-003	0.0089	
TEGlycol	8.195e-008	0.0000	1.231e-005	0.0000	1.091e-008	0.0000	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	7.120	1.0000	152.7	1.0000	0.1667	1.0000	
Паровая фаза						Доля фазы 1.000	

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	2.130e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000
H2O	5.614	0.7885	101.1	0.6622	0.1013	0.6079
H2S	1.478	0.2076	50.37	0.3298	6.389e-002	0.3832
CO2	2.780e-002	0.0039	1.224	0.0080	1.483e-003	0.0089
TEGlycol	8.195e-008	0.0000	1.231e-005	0.0000	1.091e-008	0.0000
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000
Итого	7.120	1.0000	152.7	1.0000	0.1667	1.0000
Конст. равновесия						

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	---	---	---
H2O	---	---	---
H2S	---	---	---
CO2	---	---	---
TEGlycol	---	---	---
Nitrogen	---	---	---
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ			

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 217 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 220 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	55.00	55.00	55.00
Давление: (кПа)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	55.06	0.0000	55.06
Масс. расход (kg/h)	992.2	0.0000	992.2
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	0.9942	0.0000	0.9942
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-2.836e+05	-1.954e+05	-2.836e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	6.194e+01	1.978e+02	6.194e+01
Тепловой поток (kW)	-4.338e+03	0.000e-01	-4.338e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	0.9777	0.0000	0.9777
СОСТАВ			

Общая фаза Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	4.873e-010	0.0000	7.817e-009	0.0000	2.611e-011	0.0000	
H2O	55.06	0.9999	991.9	0.9998	0.9939	0.9998	
H2S	1.827e-003	0.0000	6.226e-002	0.0001	7.896e-005	0.0001	
CO2	1.202e-005	0.0000	5.289e-004	0.0000	6.408e-007	0.0000	
TEGlycol	1.129e-003	0.0000	0.1696	0.0002	1.503e-004	0.0002	
Nitrogen	9.769e-012	0.0000	2.737e-010	0.0000	3.394e-013	0.0000	
Итого	55.06	1.0000	992.2	1.0000	0.9942	1.0000	
Паровая фаза						Доля фазы 0.0000	

КОМПОНЕНТЫ МОЛЯР. РАСХОД МОЛЯР. ДОЛЯ МАССОВЫЙ РАСХОД МАСС. ДОЛЯ ОБ. РАСХОД ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ ЖИДК.

	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.7885	0.0000	0.6622	0.0000	0.6079
H2S	0.0000	0.2076	0.0000	0.3298	0.0000	0.3832
CO2	0.0000	0.0039	0.0000	0.0080	0.0000	0.0089
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	4.873e-010	0.0000	7.817e-009	0.0000	2.611e-011	0.0000
H2O	55.06	0.9999	991.9	0.9998	0.9939	0.9998
H2S	1.827e-003	0.0000	6.226e-002	0.0001	7.896e-005	0.0001
CO2	1.202e-005	0.0000	5.289e-004	0.0000	6.408e-007	0.0000
TEGlycol	1.129e-003	0.0000	0.1696	0.0002	1.503e-004	0.0002
Nitrogen	9.769e-012	0.0000	2.737e-010	0.0000	3.394e-013	0.0000
Итого	55.06	1.0000	992.2	1.0000	0.9942	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 220 Парциальный конденсатор: Condenser @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 226 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ЖИДКАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0000	0.0000	1.0000
Температура: (C)	200.0	200.0	200.0
Давление: (кПа)	25.00	25.00	25.00
Мол. расход (kgmole/h)	19.02	0.0000	19.02
Масс. расход (kg/h)	2794	0.0000	2794
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	2.477	0.0000	2.477
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-7.293e+05	-3.612e+05	-7.293e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	2.994e+02	2.738e+02	2.994e+02
Тепловой поток (kW)	-3.853e+03	0.000e-01	-3.853e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	2.480	0.0000	2.480

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000
TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Паровая фаза

Доля фазы 0.0000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.7131	0.0000	0.2297	0.0000	0.2521
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.2869	0.0000	0.7703	0.0000	0.7479
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Итого	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Жидкая фаза

Доля фазы 1.000

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ОБ. ДОЛЯ
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)	
Methane	1.042e-024	0.0000	1.671e-023	0.0000	5.582e-026	0.0000
H2O	0.4653	0.0245	8.382	0.0030	8.399e-003	0.0034
H2S	2.624e-012	0.0000	8.942e-011	0.0000	1.134e-013	0.0000
CO2	1.007e-016	0.0000	4.431e-015	0.0000	5.369e-018	0.0000

TEGlycol	18.55	0.9755	2786	0.9970	2.469	0.9966
Nitrogen	2.031e-026	0.0000	5.689e-025	0.0000	7.055e-028	0.0000
Итого	19.02	1.0000	2794	1.0000	2.477	1.0000

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	0.0000	0.0000	---
H2O	0.0000	0.0000	---
H2S	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
TEGlycol	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Материальный поток: 226 Ребойлер: Reboiler @COL2
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

Материальный поток: 214 @COL2

Пакет моделирования: Basis-1

Пакет свойств: Пакет Гликоль

УСЛОВИЯ

	ОБЩИЕ	ПАРОВАЯ ФАЗА	ВОДНАЯ ФАЗА
Паровая / фазовая фракция	0.0552	0.0552	0.9448
Температура: (C)	54.18	54.18	54.18
Давление: (kPa)	20.00	20.00	20.00
Мол. расход (kgmole/h)	81.20	4.484	76.72
Масс. расход (kg/h)	3939	104.8	3834
Станд. объем. расх. ид. жидк. (m3/h)	3.638	0.1184	3.519
Мол. энтал. (kJ/kgmole)	-3.994e+05	-1.701e+05	-4.128e+05
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)	8.258e+01	2.005e+02	7.569e+01
Тепловой поток (kW)	-9.010e+03	-2.118e+02	-8.798e+03
Объем. расх. жидк. при станд. усл. (m3/h)	3.520	0.1111	3.411

СОСТАВ

Общая фаза

Пар. фракц. 0.0552

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.130e-006	0.0000	3.417e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	61.14	0.7530	1101	0.2796	1.104	0.3034	
H2S	1.480	0.0182	50.43	0.0128	6.397e-002	0.0176	
CO2	2.782e-002	0.0003	1.224	0.0003	1.483e-003	0.0004	
TEGlycol	18.55	0.2285	2786	0.7073	2.469	0.6786	
Nitrogen	7.012e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	81.20	1.0000	3939	1.0000	3.638	1.0000	
Паровая фаза							Доля фазы 5.522e-002

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	2.130e-006	0.0000	3.416e-005	0.0000	1.141e-007	0.0000	
H2O	3.005	0.6703	54.14	0.5166	5.425e-002	0.4581	
H2S	1.450	0.3235	49.43	0.4717	6.270e-002	0.5294	
CO2	2.771e-002	0.0062	1.219	0.0116	1.478e-003	0.0125	
TEGlycol	4.249e-005	0.0000	6.381e-003	0.0001	5.654e-006	0.0000	
Nitrogen	7.011e-007	0.0000	1.964e-005	0.0000	2.436e-008	0.0000	
Итого	4.484	1.0000	104.8	1.0000	0.1184	1.0000	
Водная фаза							Доля фазы 0.9448

КОМПОНЕНТЫ	МОЛЯР. РАСХОД	МОЛЯР. ДОЛЯ	МАССОВЫЙ РАСХОД	МАСС. ДОЛЯ	ОБ. РАСХОД	ЖИДК. ОБ. ДОЛЯ	ЖИДК.
	(kgmole/h)		(kg/h)		(m3/h)		
Methane	5.077e-010	0.0000	8.145e-009	0.0000	2.721e-011	0.0000	
H2O	58.13	0.7578	1047	0.2731	1.049	0.2982	
H2S	2.939e-002	0.0004	1.002	0.0003	1.270e-003	0.0004	
CO2	1.071e-004	0.0000	4.715e-003	0.0000	5.713e-006	0.0000	
TEGlycol	18.55	0.2418	2786	0.7266	2.469	0.7015	
Nitrogen	1.039e-010	0.0000	2.911e-009	0.0000	3.611e-012	0.0000	
Итого	76.72	1.0000	3834	1.0000	3.519	1.0000	

Конст. равновесия

КОМПОНЕНТЫ	СМЕШАННЫЙ	ЛЕГКИЙ	ТЯЖЕЛЫЙ
Methane	7.177e+004	---	7.177e+004
H2O	0.8846	---	0.8846

H2S	844.4	---	844.4
CO2	4425	---	4425
TEGlycol	3.919e-005	---	3.919e-005
Nitrogen	1.154e+005	---	1.154e+005

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОПЕРАЦИИ

ПИТАНИЕ К ПРОДУКТ ОТ ЛОГИЧЕСКОЕ ПОДКЛЮЧЕНИЕ
 Башня: Main Tower @COL2 Материальный поток: 214
 УТИЛИТЫ

(Ни одна из утилит не ссылается на данный потока)
 УТИЛИТА ПРОЦЕССА

 Все Технол. операцияс (Case (Main)+ Шаблоны): Сконструировать

Абсорбер: T-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток		
ИМЯ ПОТОКА	Ступень	ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
237	1__Main Tower	RCY-1 Рецикл
202	10__Main Tower	
Выходной поток		
ИМЯ ПОТОКА	Ступень	К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
203	1__Main Tower	
206	10__Main Tower	E-100 Теплообменник

МОНИТОРИНГ

Сводка спецификаций

	Указанное значение	Текущее знач.	Вес	Ошиб.
Comp Fraction	2.000e-004	9.124e-005		-0.1762
Comp Fraction - 2	1.900e-005	2.737e-005		6.830e-002
	Вес	Допустимая погрешность.	Абс.	Допустимая погрешность.
Использовано				Активная
Comp Fraction	1.000e-002	1.000e-003	Выкл.	Вкл. Выкл.
Comp Fraction - 2	1.000e-002	1.000e-003	Выкл.	Вкл. Выкл.

СПЕЦИФИКАЦИИ

Параметры характеристики колонны

Comp Fraction

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
 Ступень: Базис расхода: Объемная доля Фаза: Жидкость
 Компоненты: H2O
 Comp Fraction - 2

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
 Ступень: Базис расхода: Массовая доля Фаза: Жидкость
 Компоненты: Methane

ПЕРЕОХЛАЖДЕНИЕ

Степень переохлаждения

Недогревать до
 Пользов.перемен.

Теплообменник: E-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Трубн. простр.

Межтр. простр.

Вход	Вых.	Вход	Вых.
Имя 227	Имя 228	Имя 211	Имя 212
Из операции P-101	В операцию E-100	Из операции P-100	В операцию VLV-100
Тип варианта. Насос	Тип варианта. Теплообменник	Тип варианта. Насос	Тип варианта. Клапан
Темп. 200.11 C	Темп. 92.78 C	Темп. 14.59 C	Темп. 62.00 C

ПАРАМЕТРЫ

Модель теплообменника: Метод конечной точки

DeltaP трубн. пр.: 50.00 kPa DeltaP межтр. пр.: 50.00 kPa Число проходов: ---
 UA: 9440 kJ/C-h Допуск: 1.0000e-04

Данные по стороне трубы		Данные по стороне кожуха	
Коэфф. теплопер.	---	Коэфф. теплопер.	---
Пад. давл. в трубе	50.00 kPa	Пад. давл. в кожухе	50.00 kPa
Засорение	0.00000 C-h-m2/kJ	Засорение	0.00000 C-h-m2/kJ
Длина трубы	6.00 m	Прох. кожуха	1
Внеш.диам. трубы	20.00 mm	Последовательность кожухов	1
Толщина трубы	2.0000 mm	Параллельное расположение кожухов	1
Шаг труб	50.0000 mm	Тип направл. перегород.	Один
Ориентац.	Горизонт.	Граница отделения направляющей перегородки (% площади)	20.00
Число проходов на кожух	2	Ориентация направляющей перегородки	Горизонт.
Число труб на кожух	160	Распределение	800.0000 mm
Угол расположения	Треугольн. (30 град.)	Диаметр	739.0488 mm
Тип ТЕМА	А Е L	Площадь	60.32 m2

ХАРАКТ.

	Значение характ.	Текущ. знач.	Относ. ошибка	Активный	Оценка
E-101 Heat Balance	0.0000 kW	2.842e-013 kW	1.123e-015	Вкл	Выкл.
E-101 UA	---	9440 kJ/C-h	---	Вкл	Выкл.

Подробные характеристики

E-101 Heat Balance
 Тип: Нагрузка Проход: Ошибка Значение характеристики: 0.0000 kW
 E-101 UA
 Тип: Значение UA Проход: Overall Значение характеристики: ---
 Пользов.перемен.

Теплообменник: E-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Трубн. простр.		Межтр. простр.	
Вход	Вых.	Вход	Вых.
Имя 206	Имя 207	Имя 228	Имя 230
Из операции T-100	В операцию V-100	Из операции E-101	В операцию AC-100
Тип варианта. Абсорбер	Тип варианта. Сепаратор	Тип варианта. Теплообменник	Тип варианта.
Воздушный холодильник			
Темп. 56.54 C	Темп. 59.00 C	Темп. 92.78 C	Темп. 81.35 C

ПАРАМЕТРЫ

Модель теплообменника: Метод конечной точки

DeltaP трубн. пр.: 50.00 kPa DeltaP межтр. пр.: 50.00 kPa Число проходов: ---
 UA: 3295 kJ/C-h Допуск: 1.0000e-04

Данные по стороне трубы		Данные по стороне кожуха	
Коэфф. теплопер.	---	Коэфф. теплопер.	---
Пад. давл. в трубе	50.00 kPa	Пад. давл. в кожухе	50.00 kPa
Засорение	0.00000 C-h-m2/kJ	Засорение	0.00000 C-h-m2/kJ
Длина трубы	6.00 m	Прох. кожуха	1
Внеш.диам. трубы	20.00 mm	Последовательность кожухов	1
Толщина трубы	2.0000 mm	Параллельное расположение кожухов	1
Шаг труб	50.0000 mm	Тип направл. перегород.	Один
Ориентац.	Горизонт.	Граница отделения направляющей перегородки (% площади)	20.00
Число проходов на кожух	2	Ориентация направляющей перегородки	Горизонт.
Число труб на кожух	160	Распределение	800.0000 mm
Угол расположения	Треугольн. (30 град.)	Диаметр	739.0488 mm
Тип ТЕМА	А Е L	Площадь	60.32 m2

ХАРАКТ.

	Значение характ.	Текущ. знач.	Относ. ошибка	Активный	Оценка
E-100 Heat Balance	0.0000 kW	2.593e-013 kW	9.805e-015	Вкл	Выкл.
E-100 UA	---	3295 kJ/C-h	---	Вкл	Выкл.

Подробные характеристики

E-100 Heat Balance
 Тип: Нагрузка Проход: Ошибка Значение характеристики: 0.0000 kW
 E-100 UA
 Тип: Значение UA Проход: Overall Значение характеристики: ---
 Пользов.перемен.

Теплообменник: E-104

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Трубн. простр.

Межтр. простр.

Вход	Вых.	Вход	Вых.
Имя reboiler1.2	Имя reboiler1	Имя vp1	Имя vp2
Из операции P-103	В операцию V-102	Из операции	В операцию
Тип варианта. Насос	Тип варианта. Сепаратор	Тип варианта.	Тип варианта.
Темп. 74.01 C	Темп. 200.80 C	Темп. 240.00 C	Темп. 202.12 C

ПАРАМЕТРЫ

Модель теплообменника: Метод конечной точки

DeltaP трубн. пр.: 1.000 kPa DeltaP межтр. пр.: 1.000 kPa Число проходов: ---
 UA: 7.242e+004 kJ/C-h Допуск: 1.0000e-04

Данные по стороне трубы	Данные по стороне кожуха
Коэфф. теплопер. ---	Коэфф. теплопер. ---
Пад. давл. в трубе 1.00 kPa	Пад. давл. в кожухе 1.00 kPa
Засорение 0.00000 C-h-m2/kJ	Засорение 0.00000 C-h-m2/kJ
Длина трубы 6.00 m	Прох. кожуха 1
Внеш.диам. трубы 20.00 mm	Последовательность кожухов 1
Толщина трубы 2.0000 mm	Параллельное расположение кожухов 1
Шаг труб 50.0000 mm	Тип направл. перегор. Один
Ориентац. Горизонт.	Граница отделения направляющей перегородки (% площади) 20.00
Число проходов на кожух 2	Ориентация направляющей перегородки Горизонт.
Число труб на кожух 160	Распределение 800.0000 mm
Угол расположения Треугольн. (30 град.)	Диаметр 739.0488 mm
Тип ТЕМА А Е L	Площадь 60.32 m2

ХАРАКТ.

	Значение характ.	Текущ. знач.	Относ. ошибка	Активный	Оценка
E-104 Heat Balance	0.0000 kW	4.547e-013 kW	3.668e-016	Вкл	Выкл.
E-104 UA	---	7.242e+004 kJ/C-h	---	Вкл	Выкл.

Подробные характеристики

E-104 Heat Balance

Тип: Нагрузка Проход: Ошибка Значение характеристики: 0.0000 kW

E-104 UA

Тип: Значение UA Проход: Overall Значение характеристики: ---

Пользов.перемен.

Насос: P-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
 210 V-100 Сепаратор

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
 211 E-101 Теплообменник

Поток энергии

Название потока От технологич. операции
 Q*1

ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. P 100.0 kPa Pressure Ratio: 1.667 Нагрузка: 0.1303 kW
 Multiphase Pump Not Active

КРИВЫЕ

Дел. P 100.0 kPa Нагрузка: 0.1303 kW
 Коэффициент A: 0.0000 Коэффициент B: 0.0000 Коэффициент C: 0.0000
 Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: m3/h
 Пользов.перемен.

Насос: P-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
226 Т-101 Дистилляция
Выходящий поток

Название потока К технол. операции
227 Е-101 Теплообменник
Поток энергии

Название потока От технологич. операции
Q*5
ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. Р 475.0 kPa Pressure Ratio: 20.00 Нагрузка: 0.5073 kW
Multiphase Pump Not Active
КРИВЫЕ

Дел. Р 475.0 kPa Нагрузка: 0.5073 kW
Коэффициент А: 0.0000 Коэффициент В: 0.0000 Коэффициент С: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: м3/ч
Пользов.перемен.

Насос: P-102

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
231 АС-100 Воздушный холодильник
Выходящий поток

Название потока К технол. операции
236 MIX-100 Смеситель
Поток энергии

Название потока От технологич. операции
Q*7
ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. Р 4095 kPa Pressure Ratio: 11.78 Нагрузка: 3.854 kW
Multiphase Pump Not Active
КРИВЫЕ

Дел. Р 4095 kPa Нагрузка: 3.854 kW
Коэффициент А: 0.0000 Коэффициент В: 0.0000 Коэффициент С: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: м3/ч
Пользов.перемен.

Насос: P-103

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
reboiler Т-101 Дистилляция
Выходящий поток

Название потока К технол. операции
reboiler1.2 Е-104 Теплообменник
Поток энергии

Название потока От технологич. операции
q*9
ПАРАМЕТРЫ

Адиабатический КПД (%): 75.00 Дел. Р 4.000 kPa Pressure Ratio: 1.174 Нагрузка: 7.606e-003 kW
Multiphase Pump Not Active
КРИВЫЕ

Дел. Р 4.000 kPa Нагрузка: 7.606e-003 kW
Коэффициент А: 0.0000 Коэффициент В: 0.0000 Коэффициент С: 0.0000
Настройки параметров Ед. изм. напора m Базис расхода ActVolFlow Единицы для расхода: м3/ч
Пользов.перемен.

Клапан: VLV-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
212 E-101 Теплообменник
Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
214 T-101 Дистилляция
ПАРАМЕТРЫ

Физические свойства

Падение давления: 180.0 кПа
Пользов.перемен.

Дистилляция: T-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток
ИМЯ ПОТОКА Ступень ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Q*4 Reboiler
214 1__Main Tower VLV-100 Клапан
Выходной поток

ИМЯ ПОТОКА Ступень К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Q*3 Condenser
217 Condenser
220 Condenser
226 Reboiler P-101 Насос
Condens AC-101 Воздушный холодильник
reboiler P-103 Насос
МОНИТОРИНГ

Сводка спецификаций

	Указанное значение	Текущее знач.	Вес	Ошиб.			
Comp Fraction	0.9970	0.9970		-1.531e-005			
Temperature	55.00 C	55.00 C		-4.259e-009			
Reflux Ratio	0.2000	0.2000		7.215e-007			
	Вес	Допустимая	погрешность.	Абс.	Допустимая	погрешность.	Активная Оценка
Использовано							
Comp Fraction	1.000e-002	1.000e-003		Вкл	Вкл	Вкл	
Temperature	1.000e-002	1.000 C		Вкл	Вкл	Вкл	
Reflux Ratio	1.000e-002	1.000e-002		Вкл	Вкл	Вкл	

Параметры характеристики колонны

Comp Fraction

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
Ступень: Reboiler Базис расхода: Массовая доля Фаза: Жидкость
Компоненты: TEGlycol
Temperature

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
Ступень: Condenser
Reflux Ratio

Фикс./диап. Фикс. Осн./альт.: Первичный Нижн. пол.: --- Верх. пол.: ---
Ступень: Condenser Базис расхода: Молярный Спец. жидк.: ---
ПЕРЕОХЛАЖДЕНИЕ

Степень переохлаждения Condenser ---
Недогреть до ---
Пользов.перемен.

Воздушный холодильник: AC-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
230 E-100 Теплообменник

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
231 P-102 Насос

ПРОЕКТН. ПАРАМ.

Падение давления: 20.00 кПа UA: 6869 кJ/C-h
Температура воздуха на входе: 25.00 C Температура воздуха на выходе: 25.61 C
Конфигурация: один ряд труб, один проход
Пользов.перемен.

Воздушный холодильник: AC-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Condens T-101 Дистилляция

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
condens1.1 V-101 Сепаратор

ПРОЕКТН. ПАРАМ.

Падение давления: 1.000 кПа UA: 1.292e+005 кJ/C-h
Температура воздуха на входе: 25.00 C Температура воздуха на выходе: 32.41 C
Конфигурация: один ряд труб, один проход
Пользов.перемен.

ЭлектроннаяТаблица: SPRDSHT-1

Набор единиц: SI

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Импортированные переменные

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
A1	Материальный поток: 203	Масс. расход основного компонента (TEGlycol)	0,3837 kg/h
A2	Материальный поток: 209	Масс. расход основного компонента (TEGlycol)	0,0001 kg/h

Результаты формулы экспортированных переменных

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
A3	2	Масс. расход	0,3838 kg/h

ПАРАМЕТРЫ

Переменные с возможностью экспорта

Ячейка	Видимое наименование	Описание переменной	Тип переменной	Значение
A3	A3: Масс. расход	Масс. расход	Масс. расход	0,3838 kg/h

Пользов.перемен.

ЭлектроннаяТаблица: SPRDSHT-2

Набор единиц: SI kW

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Импортированные переменные

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
C1	202	Масс. расход	2,780e+004 kg/h

Результаты формулы экспортированных переменных

Ячейка	Объект	Описание переменной	Значение
C1	202	Масс. расход	2,780e+004 kg/h

C2 237 Масс. расход 2800 kg/h
ПАРАМЕТРЫ

Переменные с возможностью экспорта

Ячейка	Видимое наименование	Описание переменной	Тип переменной	Значение
A1	A1:		---	2,780e+004
A2	A2:		---	2800
B1	B1:		---	1,000
B2	B2:		---	1,000
C1	C1: Масс. расход	Масс. расход	Масс. расход	2,780e+004 kg/h
C2	C2: Масс. расход	Масс. расход	Масс. расход	2800 kg/h

Пользов.перемен.

Смеситель: MIX-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
236 P-102 Насос

2

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
1 E-102 Охладитель

ПАРАМЕТРЫ

Пользов.перемен.

Охладитель: E-102

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

ИМЯ ПОТОКА ОТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
1 MIX-100 Смеситель

Выходящий поток

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
3 RCU-1 Рецикл

Поток энергии

ИМЯ ПОТОКА К ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ОПЕРАЦИИ
Q-100

ПАРАМЕТРЫ

Падение давления: 0.0000 кПа Нагрузка: 12.83 kW Объем: 0.1000 м3

Функция: Не выбрано Зоны: 1

Пользов.перемен.

Рецикл: RCU-1

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Входящий поток

Название потока От технологич. операции
3 E-102 Охладитель

Выходящий поток

Название потока К технол. операции
237 T-100 Абсорбер

ДОПУСТИМАЯ ПОГРЕШНОСТЬ

Доля пара: 10.00 Температура: 10.00 Давление: 10.00

Расход: 10.00 Энтальпия: 10.00 Состав: 10.00

ЧИСЛОВОЙ

Тип ускорения: Вегстейн Тип итераций: Влож.
Максимальное число итераций: 10 Счетчик итераций: 0
Счетчик Вегстейна: 3 Q минимальное: -20.00 Q максимальное: 0.0000
История итераций

Итерация	Переменная	Значение на выходе	Впускной клапан
1	Converged	---	---

Пользов.перемен.

Сепаратор: V-100

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток

Название потока	От технологич. операции
207	Теплообменник: E-100

Выходной поток

Название потока	К технол. операции
209	

210

Энергетический поток	Насос: P-100
----------------------	--------------

Название потока	От технологич. операции
-----------------	-------------------------

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: --- Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: ---
Давл. в сосуде: 150.0 кPa Падение давления: 3910 кPa Нагрузка: 0.0000 kW Режим теплопередачи:
Нагревание
Пользов.перемен.

Сепаратор: V-101

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток

Название потока	От технологич. операции
condens1.1	Воздушный холодильник: AC-101

Выходной поток

Название потока	К технол. операции
Condens1.2	

Condens1.3

Энергетический поток	
----------------------	--

Название потока	От технологич. операции
-----------------	-------------------------

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: --- Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: ---
Давл. в сосуде: 20.00 кPa Падение давления: 1.000 кPa Нагрузка: 0.0000 kW Режим теплопередачи:
Нагревание
Пользов.перемен.

Сепаратор: V-102

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Впускной поток

Название потока	От технологич. операции
reboiler1	Теплообменник: E-104

Выходной поток

Название потока	К технол. операции
reboiler2	

reboiler3

Энергетический поток	
----------------------	--

Название потока От технологич. операции

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: --- Уровень SR: 50.00 % Объем жидкости: ---
Давл. в сосуде: 25.00 кПа Падение давления: 1.000 кПа Нагрузка: 0.0000 kW Режим теплопередачи:
Нагревание
Пользов.перемен.

Башня: Main Tower @COL1

Сводка по отборам пара

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (кПа)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Об. расх. ид. жидк. (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm) ---	---	---	---
Z Фактор			

Сводка по отборам жидкости

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (кПа)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Об. расх. ид. жидк. (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (cP)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm)			
Z Фактор			

Сводка по отборам воды

	Имя:В	Имя:В	Имя:В
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (кПа)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Объемный расход воды (m3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			

Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)
 Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)
 Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)
 Температурные условия (W/m-K)
 Вязкость (сР)
 Поверхн. натяж. (dyne/cm)
 Z фактор
 Пользов.перемен.

Парциальный конденсатор: Condenser @COL2

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Вход	Имя To Condenser @COL2	ИЗ ОПЕРАЦИИ Башня: Main Tower @COL2
Вып.	Имя Reflux @COL2 217 @COL2 220 @COL2	ДЛЯ ОПЕРАЦИИ Башня: Main Tower @COL2 Материальный поток: 217 Материальный поток: 220
Энергия	Имя Q*3 @COL2	ДЛЯ ОПЕРАЦИИ Энергетический поток: Q*3

ПАРАМЕТРЫ

Падение давления: 2.000 кПа Нагрузка: 808.1 kW
 Пользов.перемен.

Ребойлер: Reboiler @COL2

ПОДКЛЮЧЕНИЯ

Вход	Имя To Reboiler @COL2	Из операции Башня: Main Tower @COL2
Вых.	Имя Voilup @COL2 226 @COL2	К операции Башня: Main Tower @COL2 Материальный поток: 226
Энергия	Имя Q*4 @COL2	К операции Ребойлер: Reboiler @COL2

ПАРАМЕТРЫ

Объем сосуда: 2.000 м3 Падение давления: 2.000 кПа Нагрузка: 1.2406e+03 kW
 Уровень SP: 50.00 % Объем жидкости: 1.000 м3

Башня: Main Tower @COL2

Сводка по отборам пара

	Имя:	Имя:	Имя:
Число тарелок			
Температура (C)			
Давление (кПа)			
Масс. расх. (kg/h)			
Мольный расход (kgmole/h)			
Об. расх. ид. жидк. (м3/h)			
Мол. энтал. (kJ/kgmole)			
Массовая энтальпия (kJ/kg)			
Тепловой поток (kW)			
Молекулярный вес			
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)			
Масс. энтропия (kJ/kg-C)			
Молярн. плотн. (kgmole/m3)			
Массовая плотность (kg/m3)			
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)			
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)			
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)			
Температурные условия (W/m-K)			
Вязкость (сР)			
Поверхн. натяж. (dyne/cm) ---	---	---	---
Z фактор			
Сводка по отборам жидкости			

Имя: Имя: Имя:

Число тарелок
Температура (C)
Давление (kPa)
Масс. расх. (kg/h)
Мольный расход (kgmole/h)
Об. расх. ид. жидк. (m3/h)
Мол. энтал. (kJ/kgmole)
Массовая энтальпия (kJ/kg)
Тепловой поток (kW)
Молекулярный вес
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)
Масс. энтропия (kJ/kg-C)
Молярн. плотн. (kgmole/m3)
Массовая плотность (kg/m3)
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)
Температурные условия (W/m-K)
Вязкость (cP)
Поверхн. натяж. (dyne/cm)
Z фактор
Сводка по отборам воды

Имя:V

Имя:V

Имя:V

Число тарелок
Температура (C)
Давление (kPa)
Масс. расх. (kg/h)
Мольный расход (kgmole/h)
Объемный расход воды (m3/h)
Мол. энтал. (kJ/kgmole)
Массовая энтальпия (kJ/kg)
Тепловой поток (kW)
Молекулярный вес
Мол. энтр. (kJ/kgmole-C)
Масс. энтропия (kJ/kg-C)
Молярн. плотн. (kgmole/m3)
Массовая плотность (kg/m3)
Ст. масс. плотн. жидк. (kg/m3)
Мол. теплоемкость (kJ/kgmole-C)
Массовая теплоемкость (kJ/kg-C)
Температурные условия (W/m-K)
Вязкость (cP)
Поверхн. натяж. (dyne/cm)
Z фактор
Пользов.перемен.

Aspen Technology, Inc. Aspen HYSYS Version 11

Оптимизация работы установки осушки кислого газа и регенерации гликоля на Астраханском ГКМ ПАО «Газпром»

Разработал: магистрант 23 м-ХТ Сакович Алина Викторовна

Руководитель: доцент, к.т.н Ермак А.А.

Назначение процесса

1. Предотвращение образования кристаллогидратов в магистральном трубопроводе
2. Снижение коррозионного потенциала
3. Увеличение рентабельности газоконденсатного месторождения

Цель и задачи работы

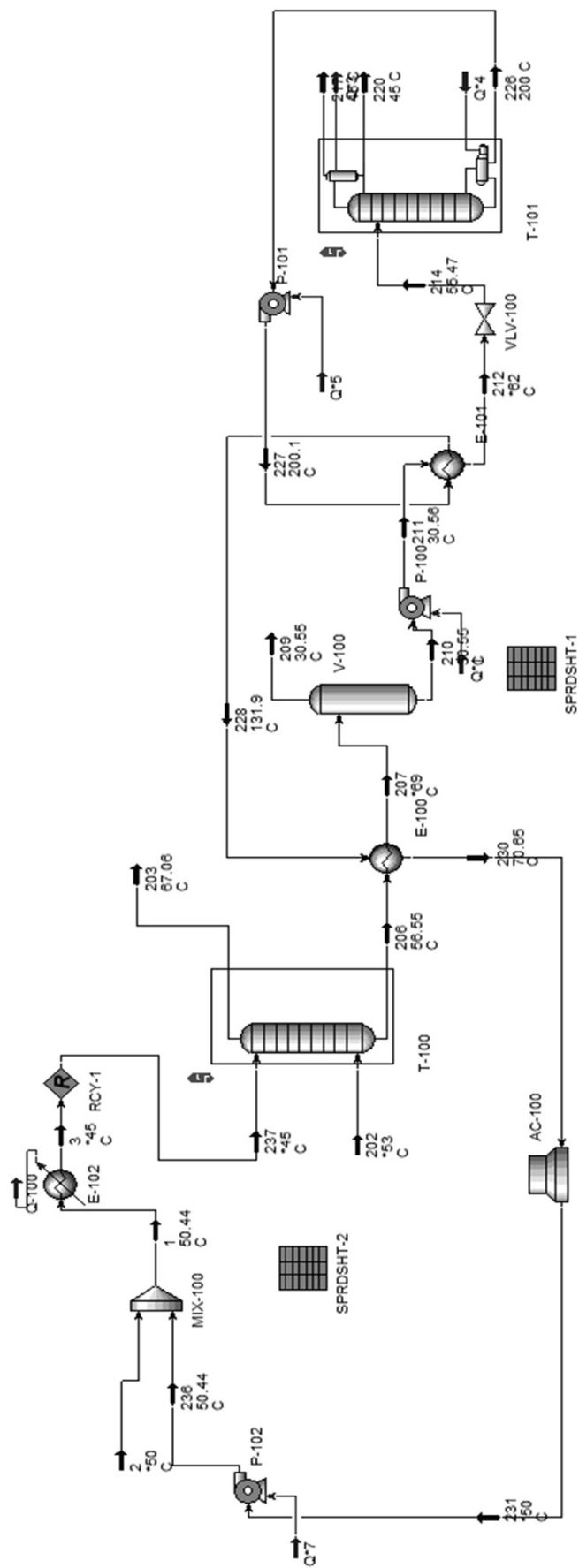
Цель:

- Оптимизация работы математической модели установки осушки кислого газа и регенерации гликоля для Астраханского ГКМ ПАО «Газпром».

Задачи:

- Определить изменяемые параметры и диапазон их изменений;
- Определить характер зависимости между целевым значением и изменяемыми параметрами;
- Создать систему уравнений, описывающую зависимость между целевым значением и изменяемыми параметрами;
- Определить целесообразность установки рекуперативного теплообменника;
- Определить оптимальные значения изменяемых параметров.

Схема блока осушки и регенерации



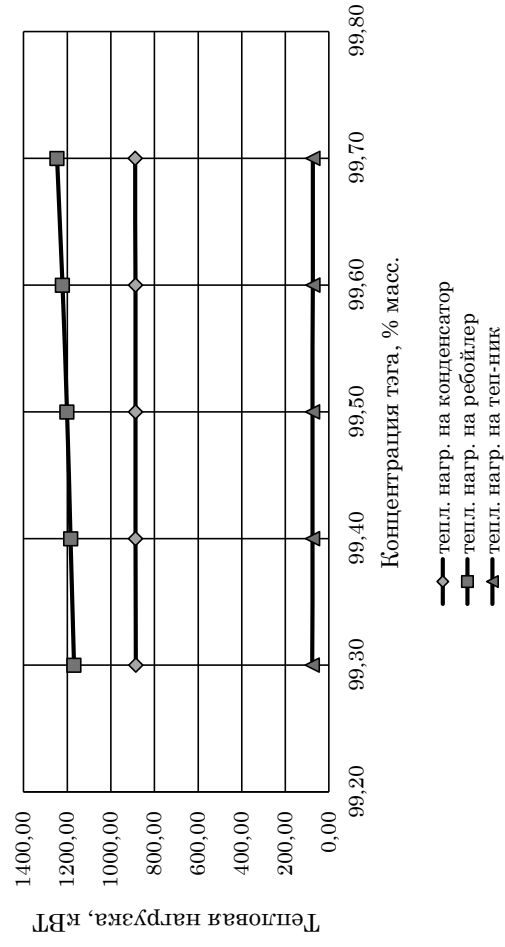
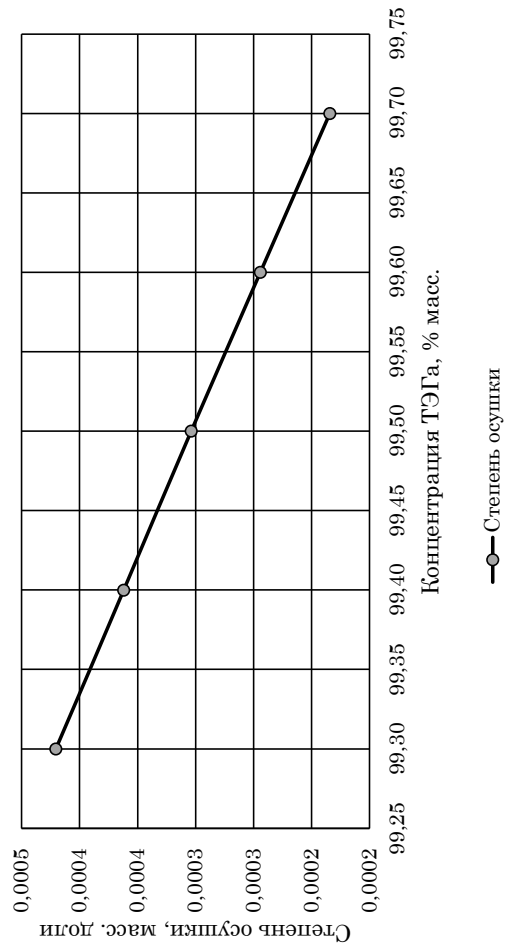
Изменяемые параметры

Переменная	Ед. изм.	x_1
Концентрация ТЭГа	% масс.	x_1
Температура в емкости орошения	°С	x_2
Флегмовое число	-	x_3
Давление в регенераторе	кПа	x_4
Температура подачи ТЭГа	°С	x_5

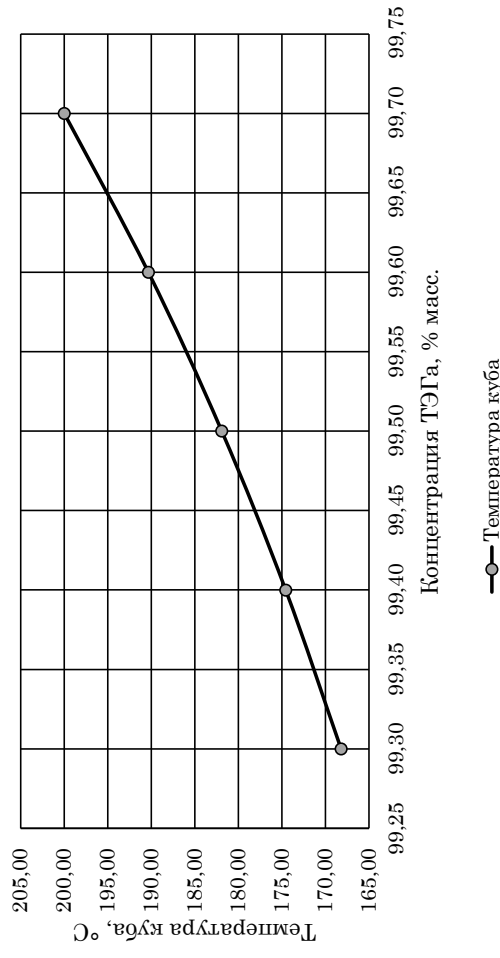
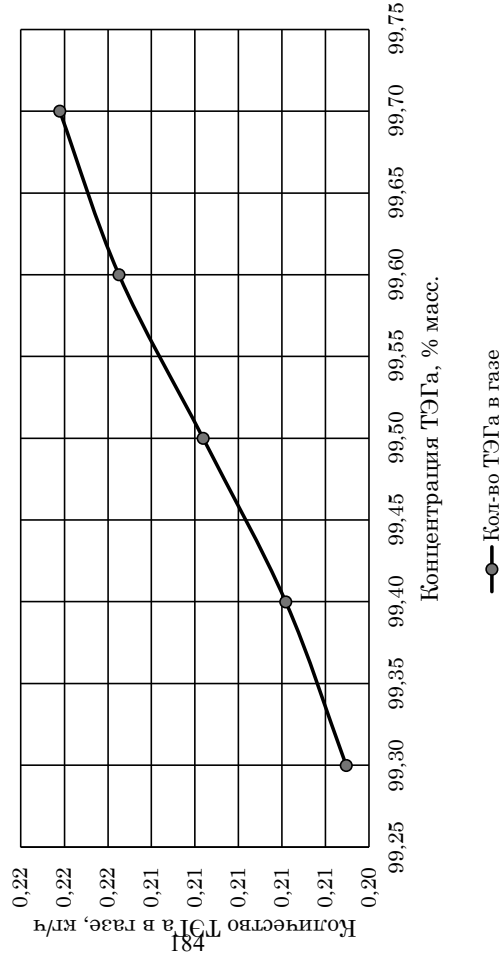
Контролируемые параметры

Показатель	Ед. изм.	y_1
Тепловая нагрузка на конденсатор	кВт	y_1
Тепловая нагрузка на ребойлер	кВт	y_2
Тепловая нагрузка на E-102	кВт	y_3
Степень осушки	ppmv	y_4
Температура куба регенератора	°С	y_5
Количество ТЭГа в осушенном газе	кг/ч	y_6

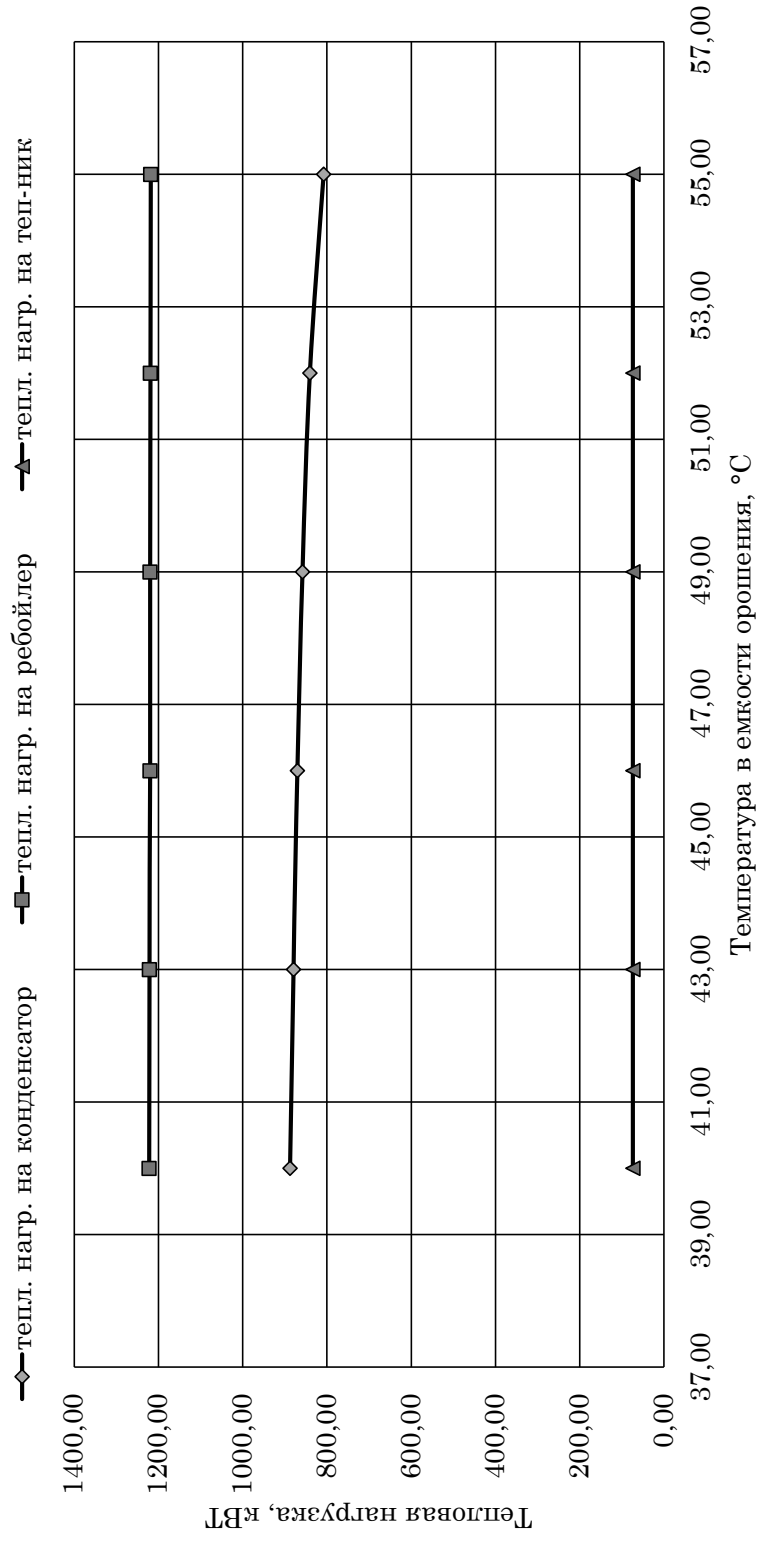
Влияние концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер



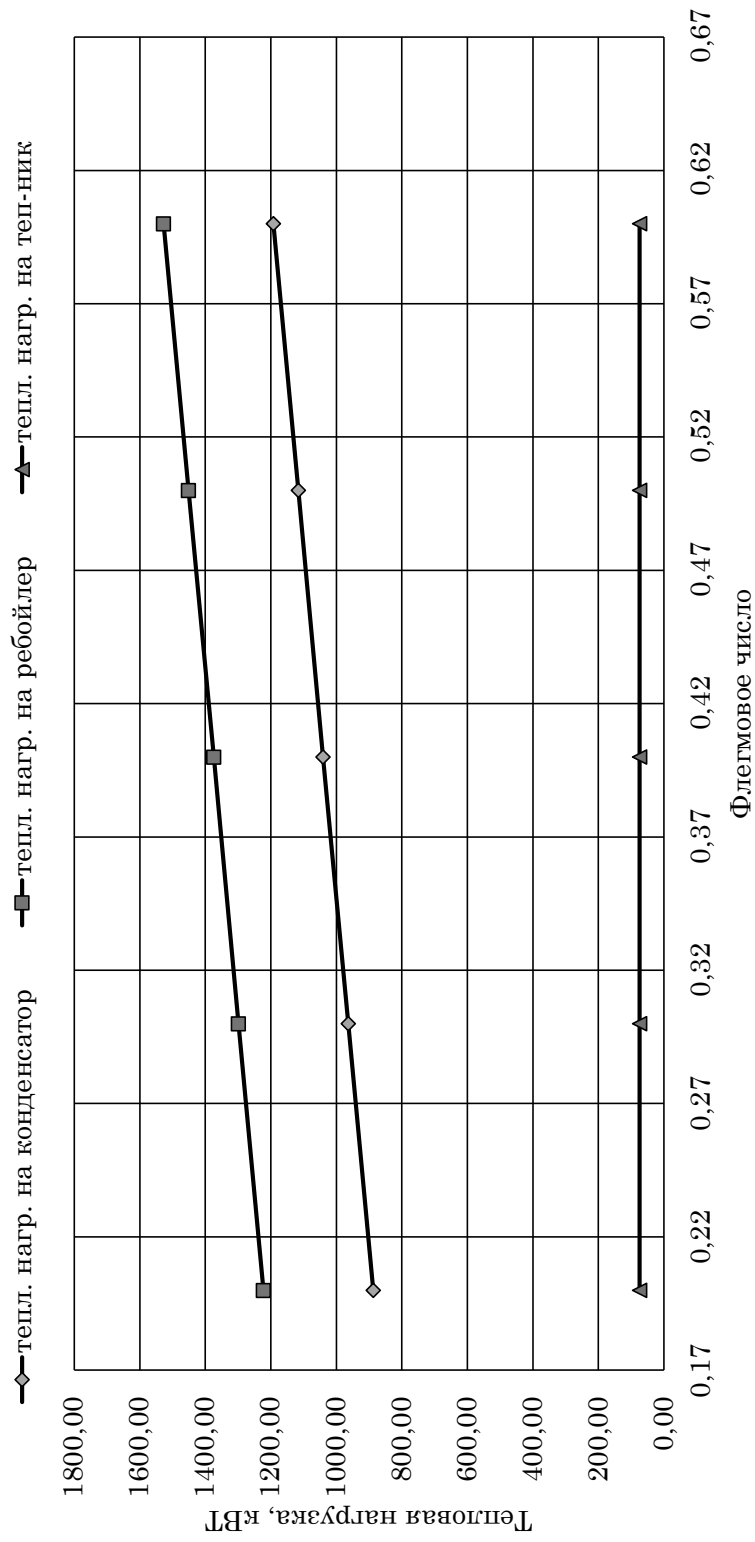
Влияние концентрации ТЭГа, подаваемого в абсорбер



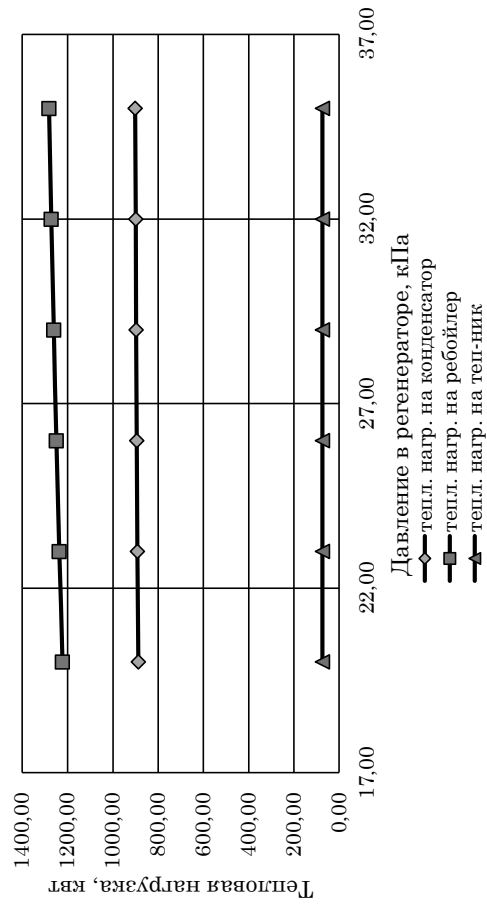
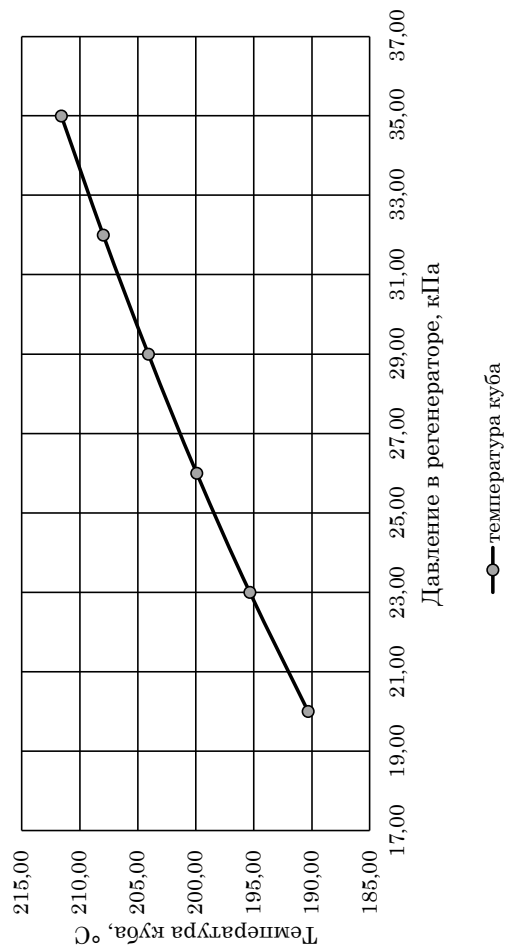
Влияние температуры в емкости орошения



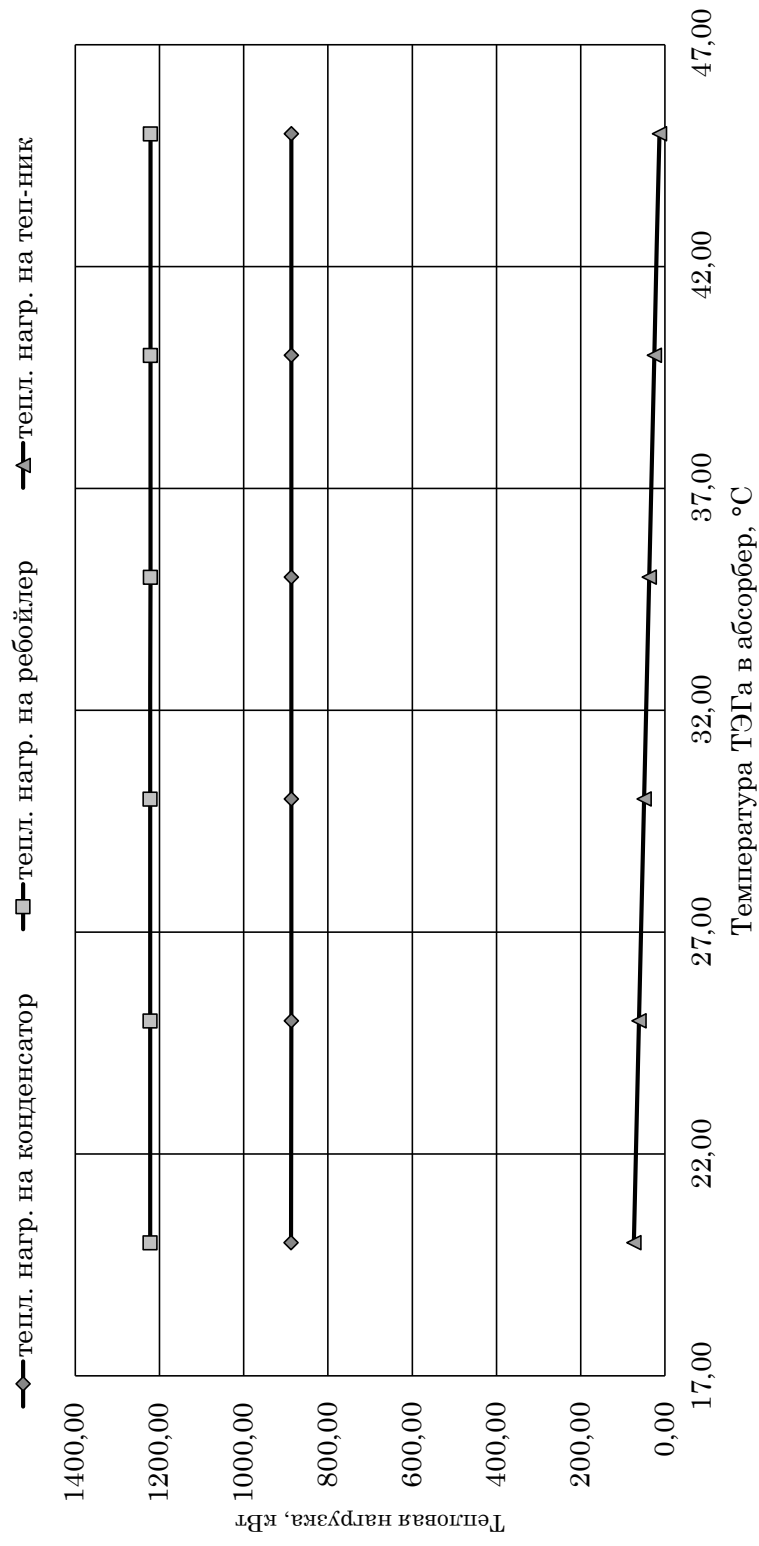
Влияние флегмового числа



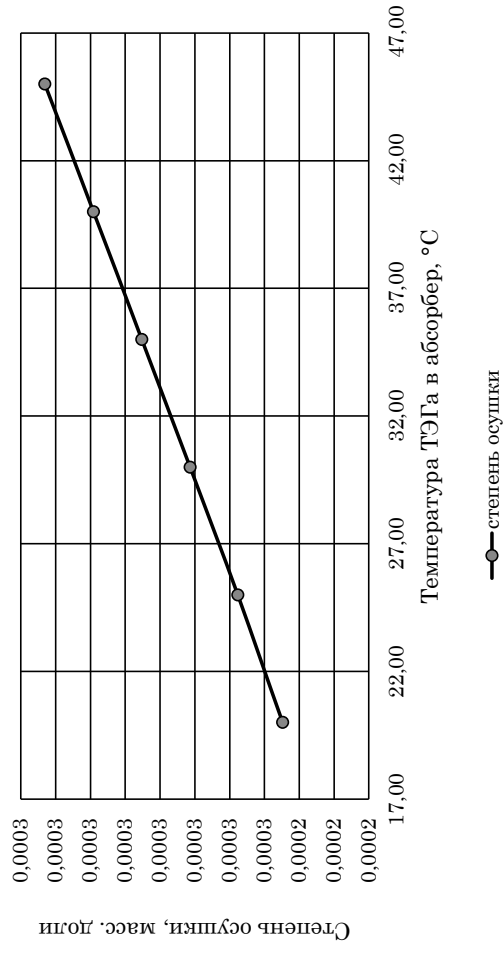
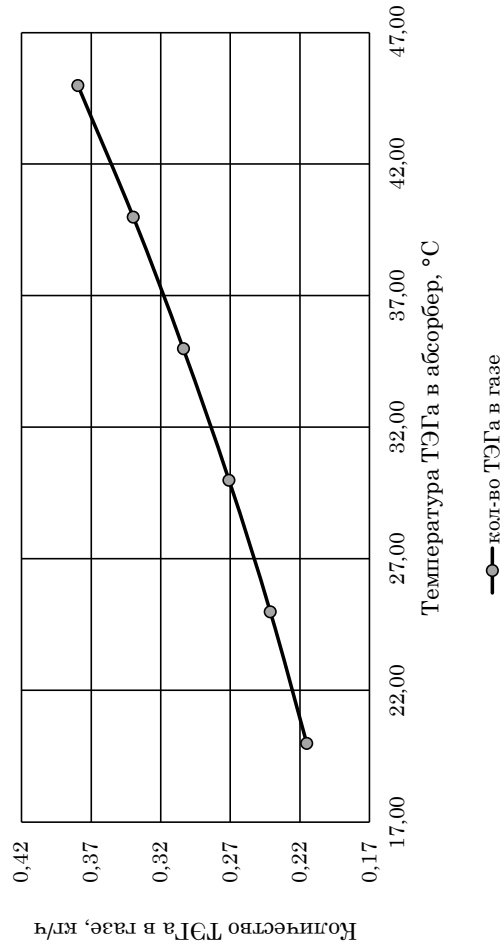
Влияние давления в регенераторе



Влияние температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер



Влияние температуры ТЭГа, подаваемого в абсорбер



Граничные условия

Переменная	Ед. изм.	x_1	Минимально е значение	Максимально е значение
Концентрация ТЭГа	% масс.	x_1	99,6	99,7
Температура в емкости орошения	°C	x_2	40	55
Флегмовое число	-	x_3	0,2	0,5
Давление в регенераторе	кПа	x_4	20	30
Температура подачи ТЭГа	°C	x_5	20	45

Корреляционный анализ

	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	y6
x1	1										
x2	0	1									
x3	-5,1E-17	-1,2E-17	1								
x4	0	0	0	1							
x5	0	0	0	0	1						
y1	0,003272	-0,25683	0,952756	0,134989	-0,00264	1					
y2	0,099273	-0,03	0,97716	0,185	-0,00279	0,964161	1				
y3	-0,00633	-0,00039	-0,00019	-0,00012	-0,99997	0,002529	0,001975	1			
y4	-0,66954	0,065377	0,065377	-0,06538	0,538785	0,026077	-0,01935	-0,53641	1		
y5	0,613353	-0,10138	0,101383	0,700927	-0,00034	0,209218	0,29151	-0,00361	-0,45096	1	
y6	0,019746	-0,00076	-0,00159	0,000942	0,999782	-0,00357	-0,0022	-0,99986	0,524766	0,012546	1

Вывод по корреляционному анализу

- Существует сильная прямая зависимость между значениями y_1 (тепловая нагрузка на конденсатор) и x_3 (флегмовое число). Аналогичная зависимость наблюдается для y_2 (тепловая нагрузка на ребойлер);
- Существует сильная обратная зависимость между значениями y_3 (тепловая нагрузка на E-102) и x_5 (температура подачи ТЭГа);
- Существует заметная обратная зависимость между значениями y_4 (степень осушки) и x_1 (концентрация ТЭГа);
- Существует заметная прямая зависимость между значениями y_5 (температура куба регенератора) и x_4 (давление в регенераторе);
- Существует сильная прямая зависимость между значениями y_6 (температура подачи ТЭГа) и сильная обратная y_3 (тепловая нагрузка на E-102).

Результат регрессионного анализа

Контролируемый параметр	y_i	Множественный R
Тепловая нагрузка на конденсатор	y_1	0,99994
Тепловая нагрузка на ребойлер	y_2	0,99997
Тепловая нагрузка на E-102	y_3	0,99998
Степень осушки	y_4	0,98586
Температура куба регенератора	y_5	0,99950
Количество ТЭГа в осушенном газе	y_6	0,99999

Математическая модель

$$\left\{ \begin{array}{l} y_1 = 0,000897 \cdot x_1^3 - 0,0006 \cdot x_2^3 + 1935,88 \cdot x_3^3 + 0,001689 \cdot x_4^3 - 7,613 \cdot 10^{-6} \cdot x_5^3 \\ y_2 = 10,22 \cdot x_1 - 0,469 \cdot x_2 + 754,75 \cdot x_3 + 4,28 \cdot x_4 - 0,028 \cdot x_5 \\ y_3 = 1,22 \cdot x_1 - 0,0015 \cdot x_2 - 0,036 \cdot x_3 - 0,0006 \cdot x_4 - 2,42 \cdot x_5 \\ y_4 = 1,59 \cdot x_1 + 0,43 \cdot x_2 + 21,05 \cdot x_3 - 0,98 \cdot x_4 + 1,75 \cdot x_5 \\ y_5 = 1,74 \cdot x_1 - 0,13 \cdot x_2 + 6,23 \cdot x_3 + 1,3 \cdot x_4 - 0,0008 \cdot x_5 \\ y_6 = 1,77 \cdot 10^{-5} \cdot x_1^2 - 9,52 \cdot 10^{-8} - 0,0013 \cdot x_3^2 + 2,98 \cdot 10^{-7} \cdot x_4^2 + 1,02 \cdot 10^{-4} \cdot x_5^2 \\ y_7 = 0,000897 \cdot x_1^3 - 0,0006 \cdot x_2^3 + 1935,88 \cdot x_3^3 + 0,001689 \cdot x_4^3 - 7,613 \cdot 10^{-6} \cdot x_5^3 \\ + 10,21 \cdot x_1 - 0,468 \cdot x_2 + 754,75 \cdot x_3 + 4,275 \cdot x_4 - 0,028 \cdot x_5 \end{array} \right.$$

Оптимизация

- Оптимизация производилась с помощью метода статистической обработки данных.
- Поиск значений для достижения минимальной тепловой нагрузки осуществлялся в MS Excel «Поиск решения»

Параметры поиска решения

Оптимизировать целевую функцию: ↑

До: Максимум Минимум Значения: ↑

Изменяя ячейки переменных: ↑

В соответствии с ограничениями:

SCS3 <= \$H\$3

SCS3 >= \$G\$3

SCS4 <= \$H\$4

SCS4 >= \$G\$4

SCS5 <= \$H\$5

SCS5 >= \$G\$5

SCS6 <= \$H\$6

SCS6 >= \$G\$6

SCS7 <= \$H\$7

SCS7 >= \$G\$7

Сделать переменные без ограничений неотрицательными

Выберите метод решения: Поиск решения нелинейных задач методом ОПГ Параметры

Метод решения

Для гладких нелинейных задач используйте поиск решения нелинейных задач методом ОПГ, для линейных задач - поиск решения линейных задач симплекс-методом, а для негладких задач - эволюционный поиск решения.

	x1	x2	x3	x4	x5
Концентрация	99,70				
Температура в емкости орошения		55,00			
ФЧ			0,30		
Давление после клапана				20,00	
Температура подачи ТЭГа					45,00

min	max
99,6	99,7
40	55
0,2	0,5
20	30
20	45

результаты Нусу Разница Δ, %

Контролируемые параметры	У1	У2	У3	У4	У5	У6	У7
Тепловая нагр. на конденсатор	854,47						
Тепловая нагр. на ребойлера		1303,05					
Тепловая нагр. на E-102			12,93				
Степень осушки				207,92			
Температура куба регенератора					193,98		
Кол-во ТЭГа в газе						0,38	
Суммарная тепловая нагрузка							2157,52
Нусу	808,08	46,39	5,43				
Разница Δ, %	1240,62	62,43	4,79				
	12,83	0,10	0,77				
	184,78	23,14	11,13				
	200,00	-6,02	-3,10				
	0,38	0,00	-0,19				
	2048,70	108,82	5,04				

Оптимизация

Результаты расчета №1

<i>Контролируемые параметры</i>		<i>результаты Nusys</i>	<i>Разница</i>	<i>Δ, %</i>	
Тепловая нагр. на конденсатор	y1	817,69	808,08	9,61	1,17
Тепловая нагр. на ребойлера	y2	1227,58	1240,62	-13,04	-1,06
Тепловая нагр. на E-102	y3	12,93	12,83	0,10	0,80
Степень осушки	y4	205,81	184,78	21,03	10,22
Температура куба регенератора	y5	193,36	200,00	-6,64	-3,44
Кол-во ТЭГа в газе	y6	0,38	0,38	0,00	-0,17
Суммарная тепловая нагрузка	y7	2045,26	2048,70	-3,44	-0,17

Переменная	Ед. изм.	xi	Оптимальное значение
Концентрация ТЭГа	% масс.	x ₁	99,70
Температура в емкости орошения	°С	x ₂	55,00
Флегмовое число	-	x ₃	0,20
Давление в регенераторе	кПа	x ₄	20,00
Температура подачи ТЭГа	°С	x ₅	45,00

Результаты расчета №2

<i>Контролируемые параметры</i>		<i>результаты Nusys</i>	<i>Разница</i>	<i>Δ, %</i>	
Тепловая нагр. на конденсатор	y1	818,32	808,53	9,79	1,20
Тепловая нагр. на ребойлера	y2	1228,28	1241,13	-12,85	-1,05
Тепловая нагр. на E-102	y3	73,40	73,00	0,40	0,55
Степень осушки	y4	161,99	164,78	-2,79	-1,72
Температура куба регенератора	y5	193,38	200,00	-6,62	-3,42
Кол-во ТЭГа в газе	y6	0,22	0,22	0,00	-0,36
Суммарная тепловая нагрузка	y7	2046,60	2049,66	-3,06	-0,15

Переменная	Ед. изм.	xi	Оптимальное значение
Концентрация ТЭГа	% масс.	x ₁	99,70
Температура в емкости орошения	°С	x ₂	55,00
Флегмовое число	-	x ₃	0,20
Давление в регенераторе	кПа	x ₄	20,00
Температура подачи ТЭГа	°С	x ₅	45,00

Результаты оптимизации

- Оптимальные значения изменяемых параметров

Концентрация ТЭГа	% масс.	99,70
Температура в емкости орошения	°С	55,00
Флегмовое число	-	0,20
Давление в регенераторе	кПа	20,00
Температура подачи ТЭГа	°С	45,00

- Снижение энергопотребление более чем на 20%

$$\Delta = \frac{Q_{\text{исх.}} - Q_{\text{рез.}}}{Q_{\text{исх.}}} \cdot 100\% = \frac{2589,25 - 2048,70}{2589,25} \cdot 100\% = 20,88\%$$

Вывод

- Полученная математическая модель работает корректно;
- Снижение температуры подачи ТЭГа в абсорбер, не целесообразно;
- В результате оптимизации технологических параметров энергопотребление снижено на 20%.

Спасибо за внимание!