СОДЕРЖАНИЕ

РЕФЕРАТ 2

ВВЕДЕНИЕ 6

1 АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ 10

1.1 Малотоннажные комплексы 10

1.2 Блок коррекции синтез газа 13

1.2.1 Компоненты комплекса получения синтез-газа 13

1.2.2 Принцип работы блока коррекции синтез газа 15

1.3 Смеситель блока коррекции 16

1.3.1 Виды смесителей 16

1.3.2. Использование статических смесителей в промышленности 19

1.4 Сепаратор блока коррекции 22

1.4.1 Виды сепараторов 22

1.4.2 Устройство и принцип работы 24

1.5 Теплообменники блока коррекции 26

1.6 Вывод раздела 30

2 РАСЧЁТНО АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ 31

2.1. Расчёт сепаратора 31

2.1.1 Расчёт эффективности сепарации 32

2.1.2 Расчёт насадочного слоя 33

2.1.3 Расчёт секции с трубками 35

2.1.4 Результаты расчёта 36

2.2 Расчёт смесителя 42

2.3 Расчёт теплообменных аппаратов 54

2.3.1 Описание метода расчёта ТОА 54
2.3.2 Результаты расчёта ТО3 58
2.3.3 Результаты расчёта ТО4 60
2.4 Вывод по расчётно-аналитическому разделу 64
3 КОНСТРУКТОРСКИЙ РАЗДЕЛ 66
3.1 Выбор диаметров патрубков и подбор соединительных элементов 66
3.4 Выбор компенсатора температурных удлинений и деформаций 69
3.5 Разработка процесса сборки смесителя 69
3.6 Разработка процесса сборки сепаратора 70
3.7 Разработка процесса сборки теплообменников 72
3.8 Вывод по разделу 74
ЗАКЛЮЧЕНИЕ 77
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ 78
ПРИЛОЖЕНИЕ А 84
ПРИЛОЖЕНИЕ Б 85
ПРИЛОЖЕНИЕ В 93
ПРИЛОЖЕНИЕ Г 94
ПРИЛОЖЕНИЕ Д 107
ПРИЛОЖЕНИЕ Е 108
ПРИЛОЖЕНИЕ Ж 109
ПРИЛОЖЕНИЕ З 110

ПЕРЕЧЕНЬ СОКРАЩЕНИЙ И ОБОЗНАЧЕНИЙ

Сокращения, использованные в данной работе:

СС – статический смеситель

ТО – теплообменник

СГ – синтез-газ

БК – блок коррекции

ГГ – газовые гидраты

СТК – среднетемпературный катализатор

ГС – газовый сепаратор

НС – насадочная секция

ЛЗ – ленточный завихритель

МК – малотоннажный комплекс

ПНГ – попутно нефтяные газы

ВВЕДЕНИЕ

Существующие технологии получения метанола, как правило базируются на двух и более стадийных процессах, при которых на первой стадии, наиболее сложной и дорогостоящей, осуществляется паровая (1), парокислородная (2) или углекислотная (3) конверсия метана в присутствии катализатора при температурах 700-900℃ и давлении 2-3 МПа.

$$CH_4+H_2O \Leftrightarrow CO+3H_2 - 206 \text{ кДж/моль} \quad (1)$$

$$CH_4+1/2O_2 \Leftrightarrow CO+2H_2 + 36 \text{ кДж/моль} \quad (2)$$

$$CH_4+CO \Leftrightarrow 2CO+2H_2 - 247 \text{ кДж/моль} \quad (3)$$

В процессе протекания реакции происходит высокое потребление тепла, если добавить к этому энергозатраты для производства пара, то уже первая стадия получается весьма энергоёмкой. На второй стадии происходит конверсия полученного синтез-газа в метанол, при этом требуется что бы распределение температуры во всём объёме реактора была равномерная. Это требование необходимо для достижения высокой степени селективности конверсии с целью получения чистого продукта.

Предприятия по выпуску метанола размещены в различных экономических районах нашей страны, поэтому и виды используемого сырья различны, что видно на рисунке 1. Несмотря на достигнутые успехи, производство метанола продолжает совершенствоваться. Разрабатываются более активные и селективные катализаторы, а также совершенствуются цинк-хромовые катализаторы, методы получения и подготовки исходного технологического газа, аппаратурное оформление процесса [1,2,3,4].

Общепринятая схема промышленного производства метанола большой мощности, достигается при создании крупномасштабных производств метанола производительностью более 1 млн т. в год. Строительство таких объектов дорого и требует более, чем значительных капитальных затрат, а также, большого количества обслуживающего персонала.

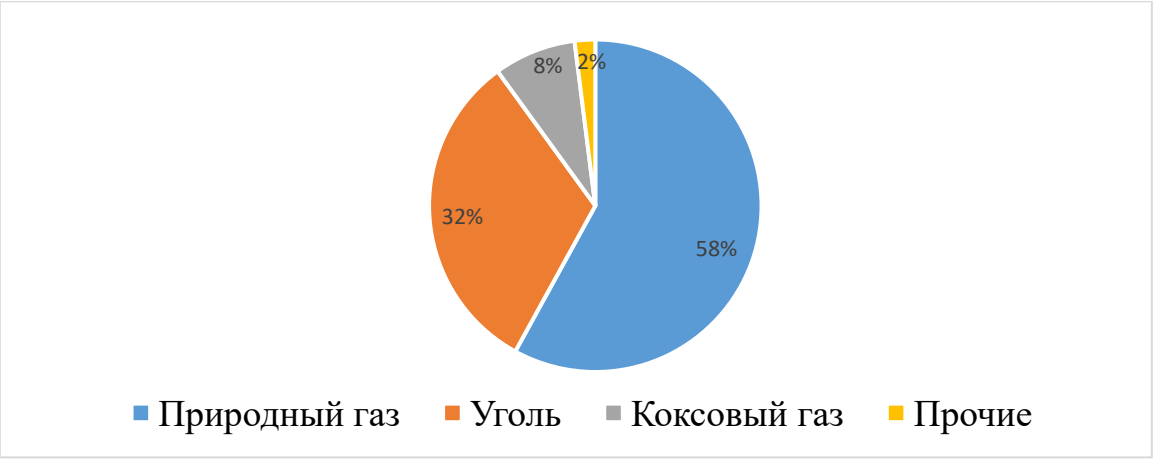

Рисунок 1 – Структура мирового производства метанолы по виду сырья

Область потребления метанола широка - от сырья для пластмасс, каучуков, красок, синтетических смол до дезинфицирующих лекарственных средств. К 2027 г. мировой спрос на метанол может достигнуть 135 млн т, ежегодно увеличиваясь на 5,5%. Самый большой рост прогнозируется в Азии, рисунок 2.

В список крупнейших стран-производителей метанола входят Китай, Саудовская Аравия, Тринидад и Тобаго, Иран и Россия. Наша страна экспортирует 2,11 млн т. метанола в год. Ключевыми мировыми лицензиарами технологий производства метанола являются компании Haldor-Topsoe, Johnson Matthey (ICI), Lurgi, Toyo Engineering, Casale, thyssenkrupp Industrial Solutions AG.

Россия полностью обеспечивает себя метанолом. Его выпуск стабильно растет за счет введения новых мощностей и модернизации. В России крупнейшим производителем метилового спирта являются «Метафракс» (г. Губаха, Пермский край) с годовой мощностью 1,180 тыс. т, и томский «Сибметахим» мощностью – 900 тыс. т.

Замыкает тройку лидеров «Томет» с ежегодным производством порядка 700 тыс. т. Большим производственным потенциалом обладает «Щекиноазот» (Тульская область), запустивший в конце 2018 г. новую установку мощностью 450 тыс. т. в год. К 2030 г. в России запланирована реализация не менее 15

проектов по производству метанола, с общим объёмом продукции более 19 млн т. Таким образом, суммарная мощность предприятий вырастет в 5 раз.

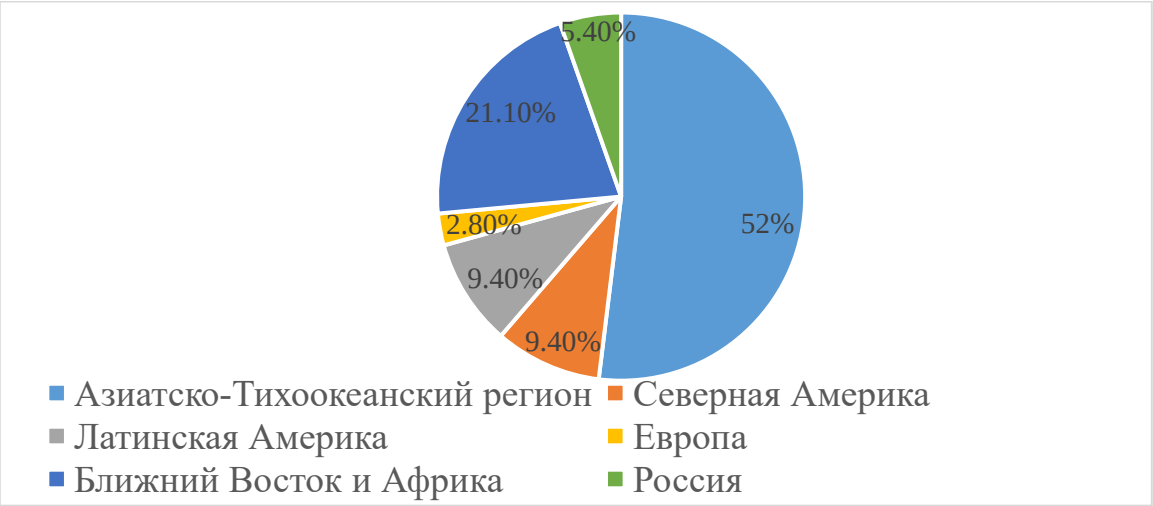

Рисунок 2 – Рост мирового производства метанола

По России метанол транспортируется в специализированных цистернах (модели 15-1572, 15-1610 и др.) по железной дороге. Метанол относится к категории опасных наливных грузов. Сухопутными маршрутами на экспорт идет около 40% российского метанола. Среди получателей, ориентированных на сухопутную доставку, лидирует Польша (и объемы поставок растут). Крупными потребителями также являются Нидерланды, Словакия, Литва, Румыния, Казахстан. Традиционно российский метанол поставлялся потребителям западной и центральной Европы транзитом через территорию Украины, который постепенно сокращается. В 2015 году он составил 460 тыс. тонн, в 2019 году – 260 тыс. тонн. С 2017 года грузопотоки перераспределяются на новый маршрут – через Белоруссию, в основном через станцию Брузги на границе Польши и Белоруссии. В 2019 году объемы этого грузопотока составили около 300 тыс. тонн.

Преобладающая часть экспорта российского метанола – около 60% отгружается через морские порты. И это направление растет быстрее, чем отправки по сухопутному маршруту. Экспорт через морские порты в 2015-

2019 годах вырос на 73%, в то время как через сухопутные погранпереходы – только на 44%. Доля морских портов в экспорте выросла с 57% до 62% за этот период.

Однако, транспортировка и хранение значительных объемов метанола является крупным экологическим риском. Метанол – сильнодействующий яд. Разливы метанола неизбежно приводят к экологическим катастрофам. Обращение с метанолом требует от логистической инфраструктуры дополнительных затрат, а зачастую, строительства отдельных дополнительных мощностей. В связи с этим серьёзной проблемой является возрастание стоимости метанола в два и более раза.

Исходя из этого можно сделать вывод, что подобные технологии применимы только для крупных комбинированных производств свыше 400-500 тысяч тонн метанола в год, где становится оправданной утилизация тепловых потерь для покрытия высоких энергозатрат и снижения себестоимости получаемых продуктов [5,6,7,8].

Основной проблемой для осуществления перехода к малотоннажному производству является отсутствия эффекта масштабирования, крупнотоннажные технологии экономически невыгодны для производства метанола в малых объёмах.

Известна модель установки малотоннажного комплекса (МК) производства метанола, основанная на технологии применения некаталитического парциального окисления природного газа или метано-этановых фракций попутных нефтяных газов [9,10,11,12]. Однако ни кем, не произведены исследования процессов в аппаратах и расчёт массогабаритных характеристик узлов блока коррекции состава синтез газа, с целью определения практической реализации мобильности установки.

Интерес к исследованию именно БК вызван, важностью обеспечения, необходимого давления, температуры и состава синтез газа. перед подачей на установку метанола.

1 АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ

1.1 Малотоннажные комплексы

МК прежде всего будут интересны тем компаниям, которые связаны с добычей и транспортировкой природного газа, на отдалённых месторождениях, одной из проблем которых является образование газовых гидратов в узлах скважин и технологических трубопроводах [13,14,15].

Образование технологических газовых гидратов неизбежно, при добыче и транспортировки газа в климатических условиях Крайнего Севера, без применения ингибиторов гидратообразования.

Техногенные газовые гидраты (ГГ) могут образовываться в системах добычи газа: в призабойной зоне, в стволах скважин, в шлейфах и внутрипромысловых коллекторах, в системах промысловой и заводской подготовки газа, а также в магистральных газотранспортных системах. В технологических процессах добычи, подготовки и транспорта газа твердые ГГ вызывают серьезные проблемы, связанные с нарушением протекания этих процессов.

В настоящее время на действующих месторождениях Крайнего Севера России в качестве ингибитора гидратообразования используется только метанол.

Метанол, по сравнению с другими ингибиторами, обладает: наибольшей антигидратной активностью; низкой температурой замерзания и низкой вязкостью при отрицательных температурах, что позволяет ему сохранять рабочие свойства в климатических условиях Крайнего Севера; отсутствием коррозионной способности по отношению к материалам оборудования и трубопроводов; простотой использования (не требует приготовления, непосредственно вводится в технологическую линию);

Всё вышеперечисленное ставит метанол вне конкуренции по сравнению с другими ингибиторами гидратообразования. Экспертами газовой

промышленности прогнозируется увеличение потребления метанола к 2030 г до 1 млн в год (в России).

Не менее важной проблемой, в решении которой могут помощь технология малотоннажного производства, является проблема утилизации низконапорных попутных нефтяных газов (ПНГ) малодебитных и удалённых от потребителей нефтяных и газовых месторождений) – одной из наиболее актуальных экологически проблем для российского нефтегазового сектора [16].

Наша страны занимает ведущие позиции в мире по объёмам его сжигания, рисунок 3. В настоящее время доля утилизации ПНГ в развитых странах – США, Канаде, Норвегии – составляет 99 – 100%, а в России, странах Ближнего Востока и Африки значительная часть попутного газа сжигается в факелах.

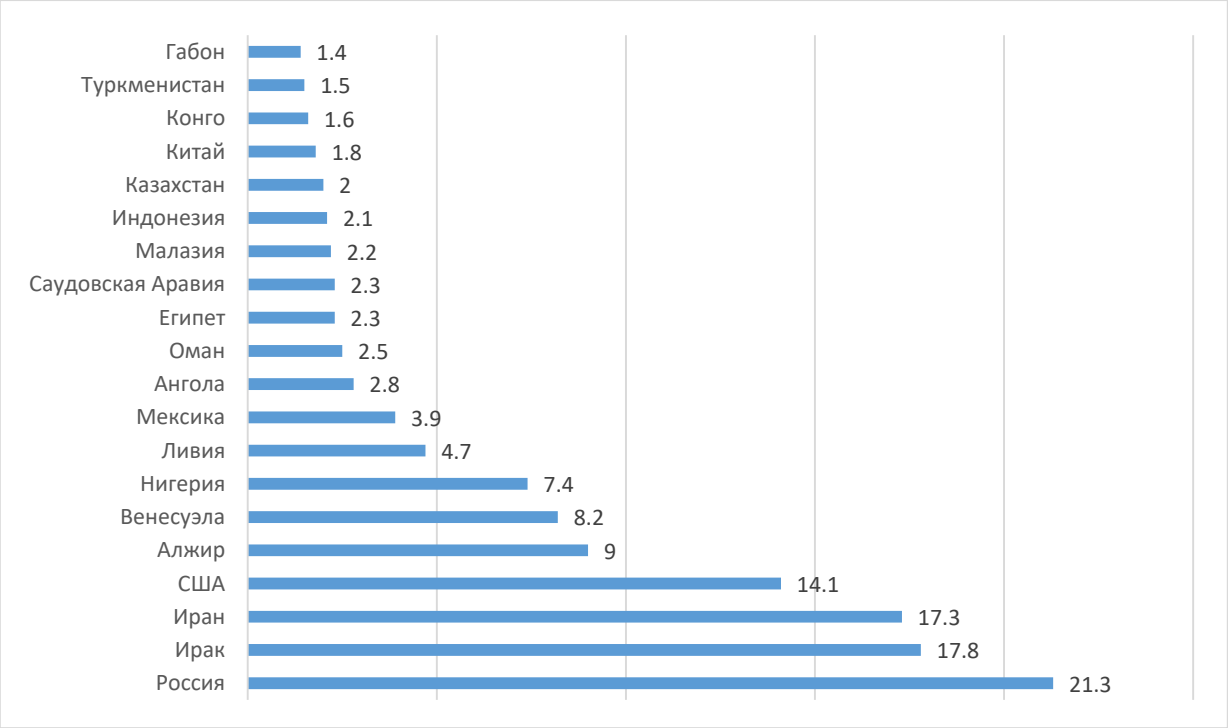

Рисунок 3 – Объём факельного сжигания попутного газа за 2019 г., млрд. куб. м.

В Российской Федерации ситуация обстоит следующим образом. Только в одной Тюменской области за годы эксплуатации нефтяных месторождений было сожжено порядка 225 млрд. м³ попутных нефтяных газов (ПНГ), при этом более 20 млн. т., загрязняющих веществ поступило в окружающую среду.

Как известно, ПНГ представляет собой смесь углеводородов, которые растворены в нефти. Он содержится в нефтяных пластах и высвобождается на поверхность при добыче нефти. ПНГ отличается от природного газа тем, что помимо метана состоит из бутана, пропана, этана и других более тяжелых углеводородов. Кроме того, в нем можно обнаружить и не углеводородные составляющие, такие как гелий, аргон, сероводород, азот, углекислый газ.

Сжигание попутного нефтяного газа приводит к ущербу окружающей среды, способствует парниковому эффекту, нанося вред здоровью населения. Кроме того, бездарная потеря ценных углеводородов несёт серьёзные экономические убытки. Попутный нефтяной газ – важное сырьё для энергетической и химической отраслей промышленности. Он обладает большой теплотворной способностью, а входящие в состав ПНГ метан и этан используются в производстве пластмасс и каучука, другие его элементы – ценное сырьё для высокооктановых топливных присадок и сжиженных углеводородных газов.

Уровень утилизации ПНГ во многом определяет эффективность развития всего нефтегазового комплекса той или иной страны. Использование ПНГ — маркер квалификации государства и бизнеса в вопросе комплексного освоения недр, использования сырья и экологической безопасности.

Помимо убытков при сжигании ПНГ который можно было бы использовать, предприятиям приходится платить огромные штрафы при полезном использовании менее 95% ПНГ. Однако министерство энергетики РФ предложило ужесточить систему штрафов и повысить этот уровень до 97,5%, то есть штрафовать предприятия при сжигании более 2,5% газа [17]. Таким образом полезное использование газа становится более рентабельным или как минимум менее убыточным, чем его сжигание.

Подводя итог выше сказанного следует, что актуальной задачей является разработка новых технологий для создания рентабельных малотоннажных производств метанола производительностью 2-5 тыс. т в год, размещаемых непосредственно в районах разрабатываемых месторождений. Большим плюсом которых является модульность и простота технологической схемы, которая обеспечивает возможность предварительной сборки модулей и блоков ещё на заводе изготовителе, что значительно облегчает и удешевляет монтаж на месте. Это может способствовать развитию нефтегазового комплекса страны.

Потому, важной задачей является исследование узлов блока коррекции состава синтез-газа, целью которого является анализ массогабаритных характеристик, для оценки возможности поместить данную установку в 20 футовый контейнер.

1.2 Блок коррекции синтез газа

1.2.1 Компоненты комплекса получения синтез-газа

Основными требованиями к малотоннажным установкам по производству метанола являются: надёжность, минимальные массогабаритные характеристики, блочно-модульное исполнение для удобства транспортировки, монтажа и эксплуатации в тяжёлых климатических условиях, максимальная степень интеграции с существующей инфраструктурой, источниками сырья, энергоресурсами, инженерными сетями.

Рассматриваемая установка получения синтез-газа для малотоннажного производства метанола основана на технологии применения некаталитического парциального окисления природного газа или метано-этановых фракций попутных нефтяных газов. Парциальное окисление углеводородных газов происходит в процессе их горения при недостатке

окислителя – кислорода или кислорода воздуха. Схема установки, приведена в приложении Б.

Комплекс включает: блок подачи углеводородных газов; блок подачи окислителя; блок подачи деминерализованной воды; газогенератор синтез-газа; блок теплообменников с котлом утилизатором; блок коррекции (БК) состава синтез-газа; блок оборотного водоснабжения для охлаждения газогенератора синтез-газа; систему управления, включающую расходомеры-регуляторы массовых расходов углеводородных газов, окислителя и деминерализованной воды.

Основной задачей в данной работе является исследование процессов в аппаратах, обоснование выбора типа аппаратов, и расчёт их массогабаритных характеристик узлов блока коррекции состава синтез-газа. Он предназначен для регулирования соотношения водорода и монооксида углерода, давления и температуры синтез-газа. Для последующей подачи на комплекс метанола. Схема блока коррекции приведена на рисунке 4.

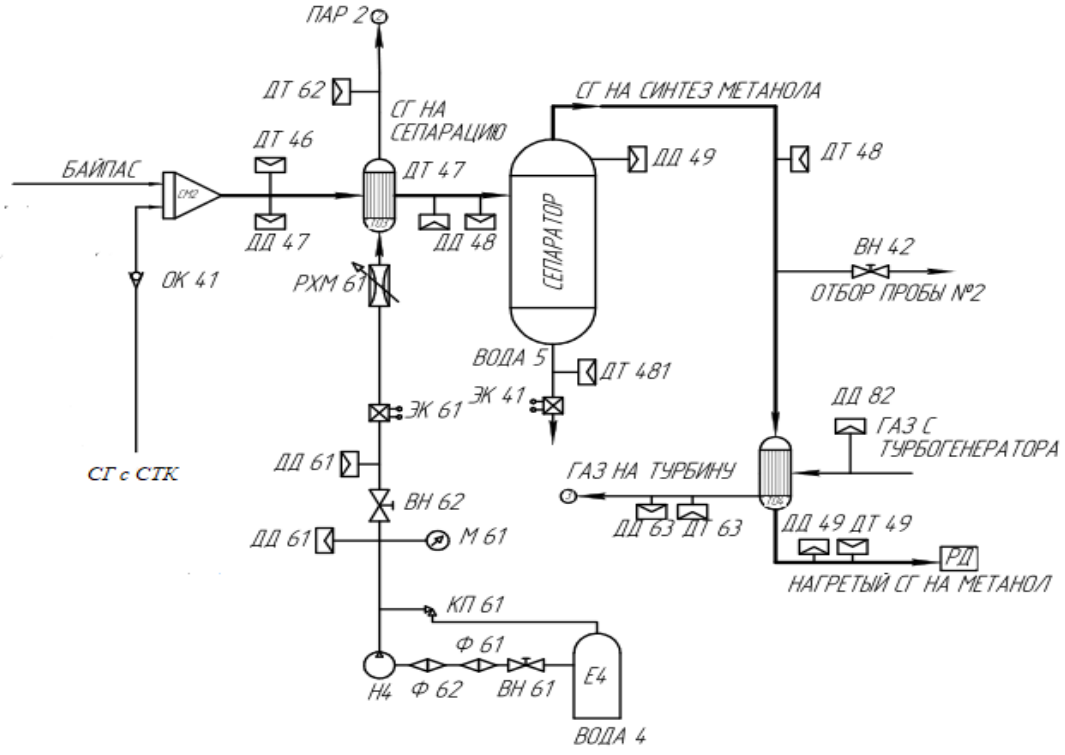

Рисунок 4 – Схема блока коррекции синтез-газа

1.2.2 Принцип работы блока коррекции синтез газа

Охлаждённый водородсодержащий газ из котла утилизатора поступает в БК соотношения H_2/CO, который включает разветвляющийся после котла утилизатора трубопровод и смеситель СМ2. Один из трубопроводов блока коррекции соединён напрямую с СМ2, второй – подключён к СМ2 через конвертор среднетемпературного катализатора (СТК), загруженный железо-хромовым или медь-цинк-алюмокальциевым катализатором конверсии монооксида углерода, в результате на выходе конвертора образуется газ с повышенным содержанием водорода.

Потоки водородосодержащего газа, проходящие через оба трубопровода, регулируются с помощью управляемого высокотемпературного дросселя УД для гарантированного получения заданного соотношения H_2/CO после СМ2.

Из СМ2 водородосодержащий газ попадает в теплообменник-холодильник ТО3, температура газа которого регулируется расходомером-регулятором путём изменения массового расхода воды, поступающей на второй вход ТО3. На выходе ТО3 образуется водяной пар и охлаждённый водородсодержащий газ, который далее поступает в сепаратор для разделения газовой и жидкой фаз.

После сепаратора сухой водородсодержащий газ поступает в теплообменник ТО4 для подогрева потоком газов с турбогенератора. Подогретый сухой водородсодержащий газ поступает в регулятор давления для обеспечения требуемого давления подачи водородсодержащего газа в блок синтеза метанола, а также стабилизации рабочего давления в технологическом комплексе получения водородсодержащего газа.

Таким образом основными узлами для исследования являются: смеситель СМ2; теплообменник ТО3; сепаратор; теплообменник ТО4. Целью данного исследования является получение моделей, подходящих по параметрам для использования в рассматриваемой установке. Основными

критериями являются: массогабаритные характеристики; технологичность конструкции; экономическая целесообразность.

Актуальность данного исследования связана с неспособностью обеспечить требуемые рабочие параметры с помощью стандартного ряда оборудования, а также с отсутствием аналогов для применения в модульных малотоннажных установках. Что приводит к необходимости расчёта под конкретные параметры и критерии.

1.3 Смеситель блока коррекции

1.3.1 Виды смесителей

Перемешивание является одним из наиболее сложных и распространенных процессов в химической технологии. Процессы перемешивания однофазных и многофазных сред широко применяются в химической, нефтехимической и смежных областях промышленности. В определённых случаев эффективное перемешивание является важнейшей стадией производства, от которой зависит успех технологического процессов в целом. Перемешивание рассматривается и как способ интенсификации процессов распределения растворенных веществ, взвешенных частиц и теплоты, а также диспергирования капель и пузырьков в жидкости путем приведения ее в вынужденное движение. Перемешивание способствует более эффективному протеканию массообменных и теплообменных процессов, а местами применяется для более эффективного протекания химических реакций.

Рассматривая физико-химическую природу этих процессов, можно выделить несколько групп явлений, которые непосредственно связаны с условиями перемешивания: смешение взаимно растворимых жидкостей; выравнивание температуры в объеме перемешиваемой среды; распределение взвешенных частиц в объеме жидкости или предотвращение их оседания;

диспергирование капель жидкости или пузырьков газа; теплообмен; массообмен.

Все смесители подразделяются на статические и динамические.

В динамических смесителях перемешивание обеспечивается с помощью механических вращающих устройств.

Под термином “статические смесители” обычно понимают трубчатые аппараты, предназначенные для проведения перемешивания и связанных с ним процессов, в которых отсутствуют какие-либо подвижные элементы.

Статические смесители подразделяются на:

- барботажные (пневматические), перемешивание в которых осуществляется за счет пропуска газа через слой жидкости. Однако, так как расход энергии на барботажное перемешивание сжатым инертным газом или воздухом больше чем при механическом перемешивании, в промышленности подобные аппараты применяют крайне редко;
- насадочные, перемешивание в которых осуществляется за счет энергии потока при совместном движении смешиваемых компонентов в насадочном слое, который может состоять из регулярных и нерегулярных элементов

Для проведения процессов перемешивания статические смесители применяются либо в качестве самостоятельных аппаратов, либо в виде рабочих узлов различных машин и аппаратов. Экономическая эффективность их применения обусловливается компактностью и низкой металлоемкостью, простотой конструкции, высокой надежностью, низкими капитальными и эксплуатационными затратами. В зависимости от условий статические смесители могут быть изготовлены из различных конструкционных материалов, таких как: стекло, нержавеющая сталь, титан, коррозионно устойчивые пластики и т.д.

Некоторые преимущества статических смесителей по сравнению с емкостными аппаратами с мешалкой, представлены в табл. 1.

Таблица 1 – Сравнение статических смесителей с традиционными аппаратами с мешалкой

Динамические смесители	Статические смесители
Смешение жидкостей осуществляется путемподвода механической энергии от внешнего источника. Необходим привод мешалки и уплотнения	Функционируют при использовании кинетической энергии перемешиваемогопотока жидкой среды
Большие производственные площади, высокая металлоемкость, значительные капитальные и трудозатраты по обслуживанию и ремонту	Небольшие габариты, малая металлоемкость,отсутствие движущихся частей, большая надежность, возможность легкой встраиваемости в уже отлаженные схемы производства
Сложная конструкция, необходимость дополнительных устройств для обеспеченияработоспособности	Простота изготовления элементов, быстрота их замены
Могут использоваться для смешения в средах:жидкость - жидкость; жидкость – твердое.	Незаменимы в некоторых процессах, в которых традиционные смесители не могут быть применены: смешение газов, насыщение жидкостей газом, создание однородных эмульсий и т.п.
Неравномерность перемешивания (неизбежность застойных зон), большой рабочий объем зоны смешения. Последнее обстоятельство ограничивает их работу сбыстротвердеющими композициями	Малое гидравлическое сопротивление, отсутствие застойных зон в каналах, непрерывность процесса перемешивания, малый рабочий объем зоны смешения, гарантируемая однородность смешения
Большое время пребывания. Экспоненциальная зависимость времени пребывания	Малое время пребывания. Идеальное вытеснение
Высокие локальные сдвиговые скорости могут повредить чувствительные материалы	Хорошее перемешивание при малых сдвиговых скоростях

Из приведённых данных таблицы, можно сделать вывод, о целесообразности использования именно статического смесителя по ряду причин, а именно: небольшие габариты; малые гидравлические сопротивления; хорошее перемешивание; возможность использования для перемешивания газов.

1.3.2. Использование статических смесителей в промышленности

В настоящее время доступно более 30 моделей статических смесителей. Большинство из них разработаны в Швейцарии, США, Японии. Отечественных разработок сравнительно немного. Некоторые из производителей статических смесителей представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Основные производители статических смесителей

Компания	Смесители
Koch-Sulzer	Sulzer mixer SMF, SMN, SMR, SMRX, SMV SMX, SMXL
Chemineer-Kenics	Kenics mixer (KM), HEV (high efficiency vortex mixer)
Charles Ross & Son	ISG (interfacial surface generator), LPD (low pressure drop), LLPD
Wymbs Engineering	HV (high viscosity), LV (low viscosity)
Lightnin	Inliner Series 45, Inliner Series 50
EMI	Cleveland
Komax	Komax
Brann and Lubbe	N-form
Toray	Hi-Toray Mixer
Prematechnik	PMR (pulsating mixer reactor)
UET	Heliflo (Series, I, II and III)
Fujikin	Kongokun, Bunsankun
hiTRAN	Cal Gavin
ООО ИВЦ «Инжехим»	СС, ОЛ, GM, МХ
Инженерно-химическая лаборатория ГОУ ВПО "Удмуртский государственный университет"	ИХЛ СС

Наиболее широкое распространение статические смесители получили в химической и нефтехимической промышленности, где они применяются для проведения процессов гомогенизации, эмульгирования, диспергирования и даже для проведения химических реакций.

Известны данные по использованию статических смесителей в производстве азотной кислоты [18], при смешении фосфорной кислоты и фосфорита [19], для сульфатирования α-олефинов [20].

Статические смесители используются для введения добавок в эмульсии [21,22], используют для процессов абсорбции и очистки [23].

Так же известны конструкции статических смесителей для реакций, включающих крекинг необработанной и сырой нефти [24], процесс полунепрерывного алкилирования фенола, для которого разработан специальный тип смесителя [25].

Неоднородный контакт между реакционным газом и твердыми частицами катализатора является существенной проблемой в кипящих слоях, решение которой возможно благодаря применению статических смесителей.

В работе [26], сообщается, что применение статических смесителей в процессах очистки нефти и газоконденсатов от сероводорода и меркаптанов позволяет успешно решать экологические и технологические проблемы нефтяной промышленности.

В [27,28] приводятся данные об использовании статических смесителей трубчатого типа в производстве этиленпропиленовых каучуков. Сообщается, что использование этих аппаратов при смешении газообразных и жидких компонентов с растворителем на входе в полимеризатор обеспечило однородность качества получаемого продукта и уменьшило объем выпуска низкосортного каучука.

В результате анализа изученной литературы, для исследования эффективности использования в блоке коррекции компонентов отобраны несколько статических смесителей [29,30]. Внешний вид смесительных насадок приведён на рисунках 5 и 6.



Рисунок 5 – Смесительная насадка решётчатого типа

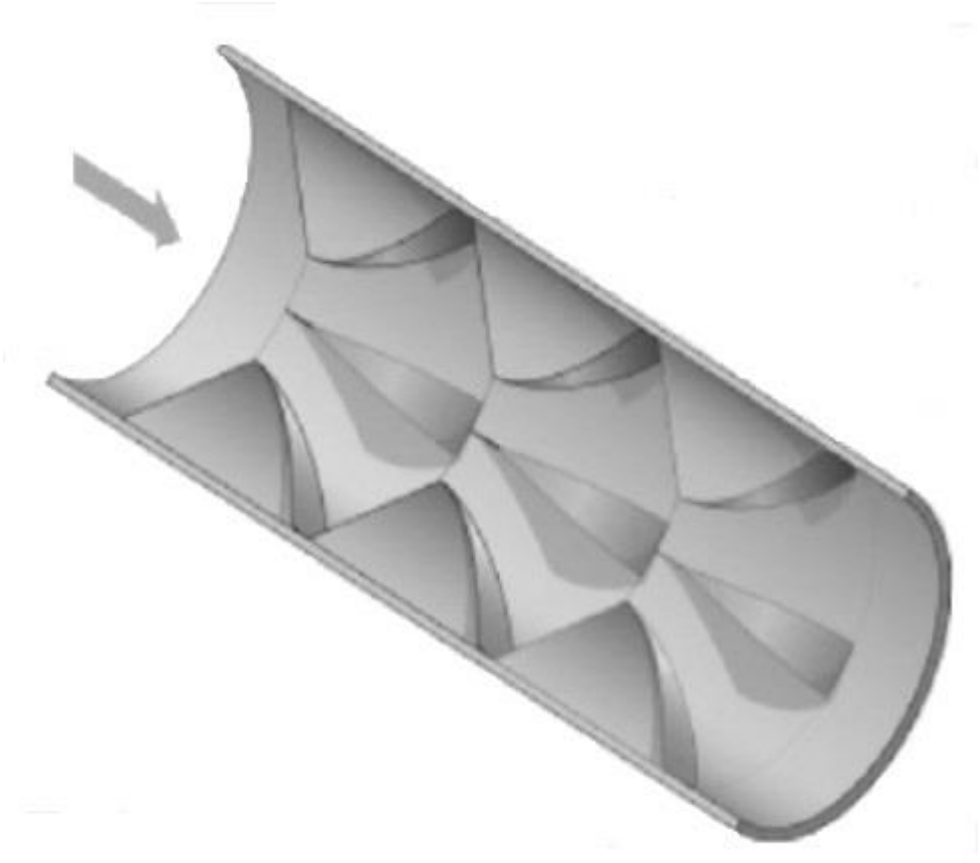

Рисунок 6 – Смесительная насадка с завихрителем

1.4 Сепаратор блока коррекции

1.4.1 Виды сепараторов

Газовые сепараторы (ГС) являются обязательным оборудованием в технологических линиях на предприятиях добычи и хранения природного газа, нефтегазодобывающих, перерабатывающих и химических предприятиях; тканевые фильтры. Они выполняют функцию предварительной очистки природного или попутного нефтяного газа от механических примесей, конденсата, нефти, капельной влаги перед последующей его переработке или перед транспортировкой по магистральным трубопроводам. Также они входят в состав установок предварительной подготовки газа и нефти, устройств очистки газа, систем сброса воды.

Задача извлечения частиц из потока газовой среды решается путем применения различных аппаратов. По принципу работы и конструкционным особенностям данные аппараты классифицируются на [31,32,33,34,35,36,37,38]: устройства, которые работают за счет силы тяжести; устройства, которые работают за счет центростремительного ускорения; мокрые пылеуловители; электрофильтры.

Различают газовые сепараторы (ГС) автономного и секционного (встроенные секции в колонных аппаратах многофункционального назначения) исполнения. ГС, как правило, имеют секции: предварительной сепарации (для отделения большей части примесей); отстойную (для сбора и предварительного отстоя жидкости); каплеуловительную (для окончательной очистки газа от мельчайших капель жидкости). ГС комплектуются приборами для контроля давления, температуры газа и уровня жидкости.

Сепараторы разделяются: по характеру действующих сил — на гравитационные, инерционные (насадочные), центробежные и смешанного типа; по геометрической форме и положению в пространстве — на цилиндрические (вертикальные, горизонтальные, наклонные) и сферические;

по положению сборника отсепарированной жидкости — с выносным сборником и сборником, находящимся в объёме ГС; по рабочему давлению — низкого (до 0,6 МПа), среднего (0,6-2,5 МПа) и высокого (свыше 2,5 МПа).

Принцип действия гравитационного ГС основан на снижении скорости газа в нем до величины, при которой примеси оседают под действием силы тяжести. Сепараторы просты по конструкции, но громоздки и металлоёмки. Эффективность сепарации (отношение масс двух фаз — уловленной и поступающей в сепаратор) 75-90%.

В инерционных ГС осаждение примесей на поверхности насадки происходит вследствие многократного отклонения потока (специальными насадками). Насадки выполняются из пластин различной конфигурации, фильтрующих материалов и коалесцирующих набивок. Наиболее распространены жалюзийные и сетчатые насадки, которые применяются в качестве концевых сепарационных секций и обеспечивают эффективность сепарации 95-99%.

В центробежных ГС осаждение примесей на стенке корпуса происходит под действием центробежных сил при вращении потока в цилиндрической (или кольцевой) камере сепарации. Наиболее совершенные прямоточные центробежные ГС однопоточного и мультициклонного типов достигают эффективности сепарации для твёрдых частиц 98-99,5% (габаритные размеры и металлоёмкость меньше, чем у гравитационных и инерционных ГС). Пропускная способность ГС 0,5-15 млн. $м^3$/сутки (при давлении 0,6-16 МПа, температуре газа от -40 до 100°С, начальном содержании жидкости 1-200 $см^3/м^3$ и гидравлическом сопротивлении 0,01-0,05 МПа). Скорость газа: в гравитационных ГС 0,05-0,2 м/с, инерционных 0,2-1 м/с, центробежных 1-5 м/с.

Зачастую, в реальных условиях в промышленных аппаратах комбинируются различные принципы работы, при этом для осаждения капельной влаги из газового потока применяется несколько механизмов.

Сепараторы осушки газов предназначены для извлечения капель жидкой фазы из газовой среды.

На основе выше сказанного, для исследования с целью определения возможности, использования в блоке коррекции синтез-газа, был выбран комбинированный сепаратор осушки газов от капельной влаги [39].

1.4.2 Устройство и принцип работы

Схема выбранного сепаратора представлена на рисунке 7.

Принцип работы выбранного аппарата состоит в следующем: синтез-газ через патрубок 3 поступает во внутреннюю трубу 1 сепаратора. Далее, через направляющую решётку 4, которая служит для выравнивания потока, синтез-газ поступает в насадочную секцию 5, наполненную нерегулярными насадками “Инжехим” [40], в ней происходит увеличение капельной влаги. Далее, разделяемый газо-жидкостный поток попадает в трубки с ленточным завихрителем (ЛЗ) 6, где при скорости газа больше 30м/с под действием центробежной силы, вызванной ЛЗ, капельная влага осаждается на внутренней поверхности стенок трубок. Затем под действием силы тяжести стекает в нижнюю часть аппарата. Осаждённая жидкость через патрубок 7 отводится из аппарата. Через патрубок 9 отводится осушённый газ, который перед этим проходит через сетчатый демистер 8, который предназначен для предотвращения каплеуноса.

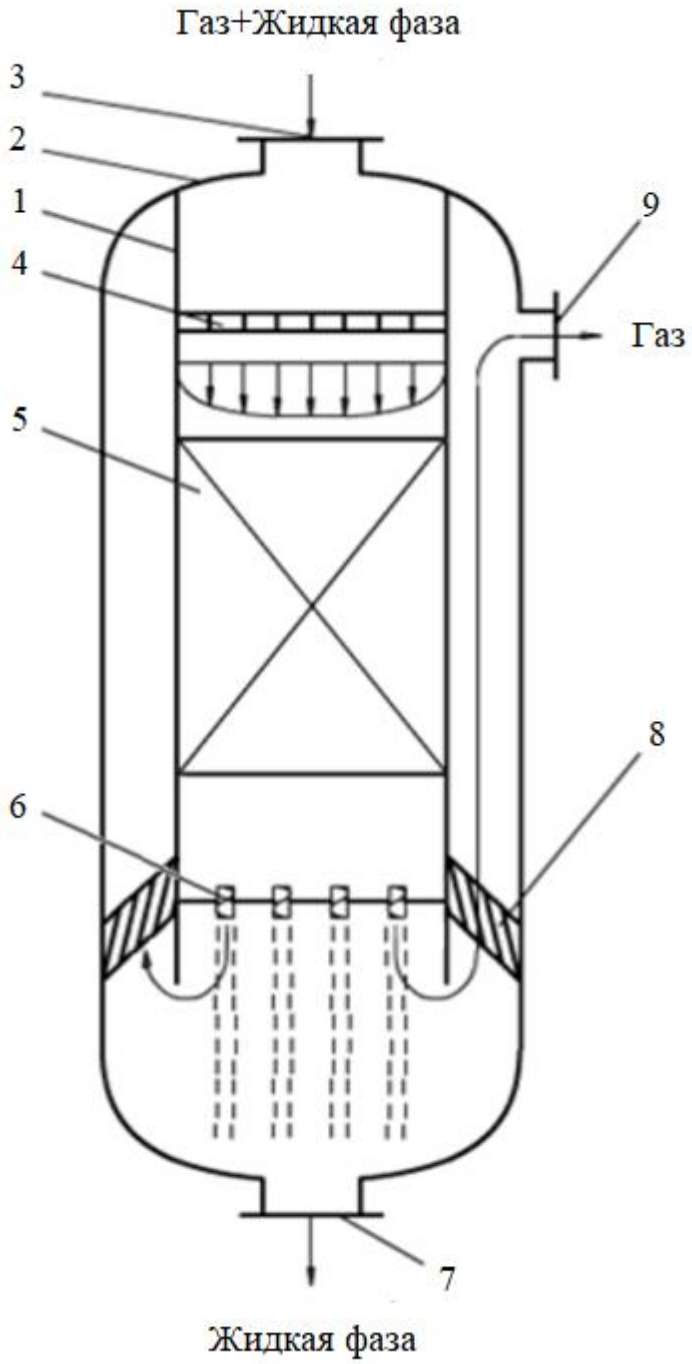

Рисунок 7 – Комбинированный сепаратор осушки газовой фазы от капельной влаги

1 – внутренняя трубка, 2 – корпус, 3 – входной патрубок, 4 – направляющая решётка, 5 – секция нерегулярных насадок, 6 – трубки с ЛЗ, 7 – патрубок выхода отделённой жидкой фазы, 8 – сетчатый демистр, 9 – патрубок выхода осушённого газа.

1.5 Теплообменники блока коррекции

Теплообменники распространены во всех отраслях, где так, или иначе протекают тепло-массообменные процессы. Они могут протекать между жидкостями, парами и газами, как с переходом агрегатного состояния, так и без. Особое внимание теплообменным аппаратам уделяют в химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности, где доля теплообменных аппаратов среди всего оборудования – максимальная. Например, в нефтеперерабатывающей промышленности доля теплообменной аппаратуры составляет порядка 50% от всего оборудования предприятия.

По назначению теплообменники могут быть: подогревателями, конденсаторами, испарителями, паропреобразователями, радиаторы, холодильники.

Теплообменные аппараты должно соответствовать следующим основным требованиям: обеспечивать необходимую тепловую мощность и заданные значения конечных температур теплоносителей; обладать как можно меньшими значениями гидравлических потерь в трактах течения теплоносителей; обладать достаточными прочностными характеристиками; элементы конструкции должно обладать достаточной химической стойкостью к воздействию агрессивных сред; иметь минимальные показатели массы и габаритов.

По способу передачи теплоты: рекуперативные, регенеративные и смесительные.

Достоинства смесительных теплообменников по сравнению с поверхностными: относительно простое устройство; теплообмен при соприкосновении теплоносителей протекает значительно быстрее и с течением времени не замедляется; при одинаковой тепловой производительности меньше габариты.

Недостатками в сравнении с поверхностными: могут применяться только для теплообмена между теплоносителями, допускающими взаимное

перемешивание; при обогреве паром, пар конденсирует и конденсат безвозвратно испаряется, в смешивающих теплообменниках наряду с теплообменом протекает массообмен теплоносителей т.е. часть одного теплоносителя или вся его масса переходит в массу другого теплоносителя; при теплообмене между газом и жидкостью может происходить увлажнение газа или его сушка.

Поверхностные теплообменные аппараты бывают следующих видов: кожухотрубчатые, секционные (элементные), труба в трубе (коаксиальные), оросительные, погружные, оребрённые, блочные, пластинчатые, с двойными стенками, спиральные.

Преимущества кожухотрубчатых теплообменников: большая площадь поверхности теплопередачи при относительно небольших габаритах аппарата; простата изготовления; сравнительно небольшой расход материалов на аппарат; надёжность при эксплуатации; возможность работы с большими давлениями.

Недостатками кожухотрубчатых теплообменников являются: невозможность использования при низких расходах теплоносителей; трудности изготовления из материалов, не допускающих развальцовку и сварку; сложность профилактики и ремонта.

Секционные теплообменники состоят из нескольких последовательно соединённых одноходовых кожухотрубчатых теплообменников. Использование одноходовых теплообменников и отказ от сегментных перегородок позволяет снизить гидравлическое сопротивление и повысить скорость потоков в трубах и в межтрубном пространстве.

Преимущества элементных теплообменников: высокая скорость движения теплоносителей и меньшее гидравлическое сопротивление; простота изготовления; сравнительно небольшой расход материалов на аппарат; надёжность при эксплуатации; возможность работы с большими давлениями.

Недостатки элементных теплообменников: большие габаритные размеры, чем у кожухотрубных теплообменников; более высокая стоимость изготовления, чем у кожухотрубных.

Двухтрубчатый теплообменник – теплообменник типа «труба в трубе». Это элементный (секционный) теплообменник, у которого в кожухе секции устанавливается всего одна труба соосно трубе, образующей кожух.

Преимущества двухтрубчатых теплообменников: высокая скорость движения теплоносителей и, как следствие, высокий коэффициент теплопередачи; возможность работы с небольшим расходом теплоносителей; возможность работы с большими давлениями.

Недостатки двухтрубчатых теплообменников: относительно небольшие поверхности теплопередачи при больших габаритах устройства; большой расход материалов на изготовление; профилактика и ремонт неразборных двухтрубчатых теплообменников затруднены.

Оросительные теплообменники применяют в основном для охлаждения жидких и газовых агентов, а также для конденсации паров.

Преимущества оросительных теплообменников: простота изготовления и низкая стоимость; простота очистки наружных поверхностей труб; интенсивный теплообмен за счёт частичного испарения воды; меньший расход воды по сравнению с холодильниками других типов.

Недостатки оросительных теплообменников: безвозвратные потери технологической воды за счёт испарения; большие габаритные размеры и необходимость выделения значительных ограждённых площадей при использовании внутри помещений; неравномерность смачивания труб и снижение вследствие этого интенсивности теплообмена.

Погружной теплообменник состоит из сосуда с жидким агентом 1 и змеевика, по которому циркулирует агент 2.

Преимущества погружных теплообменников: простота изготовления и низкая стоимость; доступность поверхностей для чистки; возможность использовать теплоноситель большого давления внутри змеевика; Высокий

коэффициент теплопередачи внутри змеевика за счёт большой скорости движения агента в трубе змеевика.

Недостатки погружных теплообменников: небольшая поверхность теплоотдачи (менее 15 м^2); трудность очистки внутренней поверхности змеевика; низкий коэффициент теплоотдачи с наружной поверхности змеевика.

Преимущества теплообменников с наружным змеевиком: возможность использовать внутри змеевика агент под высоким давлением; простота устройства и надёжность; возможность разбить змеевик на секции и за счёт управляемой подачи агента регулировать нагрев или охлаждение; высокий коэффициент теплопередачи внутри змеевика за счёт большой скорости движения агента в трубе змеевика.

Недостатки теплообменников с наружным змеевиком: небольшая поверхность теплоотдачи (менее 15 м^2); трудность очистки внутренней поверхности змеевика; низкий коэффициент теплоотдачи с внутренней поверхности корпуса аппарата.

Преимущества пластинчатых теплообменников: компактность. в 4–8 раз меньше по габаритам, чем кожухотрубные с аналогичными характеристиками; высокий коэффициент теплопередачи; удобство профилактики и ремонта в случае использования разборных пластинчатых теплообменников; возможность выбора различных схем компоновки пластин для реализации требуемых параметров теплообмена и режимов движения теплоагентов.

Недостатки пластинчатых теплообменников: невозможность использовать разборные теплообменники для потоков с высоким давлением свыше 1 МПа; ограничение по давлению для сварных теплообменников, составляющее 4 МПа; профилактика и ремонт сварных теплообменников затруднены.

Преимущества спиральных теплообменников: компактность; высокий коэффициент теплопередачи; удобство профилактики и ремонта в случае использования разборных пластинчатых теплообменников; возможность

выбора различных схем компоновки пластин для реализации требуемых параметров теплообмена и режимов движения теплоагентов.

Недостатки спиральных теплообменников: невозможность использовать разборные теплообменники для потоков с высоким давлением свыше 1 МПа; профилактика и ремонт сварных теплообменников затруднены.

На основе приведённых плюсов и минусов различных типов теплообменных аппаратов, можно сделать вывод, о рациональности использования именно кожухотрубного теплообменного аппарата, так как у них: большая площадь поверхности теплопередачи при относительно небольших габаритах аппарата; простата изготовления; сравнительно небольшой расход материалов на аппарат; надёжность при эксплуатации; возможность работы с большими давлениями.

1.6 Вывод раздела

Проведён краткий обзор и анализ основных проблем, которые можно было бы решить с помощью малотоннажных комплексов производства метанола, тем самым доказана перспективность их создания.

Рассмотрены и проанализированы различные виды аппаратов, их плюсы и минусы, а также принцип работы отдельно взятых узлов блока подготовки синтез газа. Обоснован выбор технического исполнения узлов для исследования с целью определения возможности, использования в блоке коррекции.

На основе проведённого анализа сформулированы основные задачи работы.

2 РАСЧЁТНО АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ

Целью данного раздела является расчёт узлов модуля подготовки синтез-газа. Расчёты проводились по классическим методикам, а также с применением численных методов. По результатам анализа полученных данных, были выбраны наиболее подходящие конструкции аппаратов по соотношению габаритов к гидравлическим потерям для теплообменников: ТО3, ТО4 и для смесителя, а также по соотношению габаритов к эффективности сепарации для сепаратора.

2.1. Расчёт сепаратора

В связи с тем, что комбинированные сепараторы включают себя несколько механизмов отделения капель от газа, расчёт эффективности сепарации необходимо проводить отдельно для каждого типа отдельно.

Вначале проводится расчет эффективности сепарации в насадочной секции (НС) $\eta_{t\text{н}}$, так как по ходу движения газовой смеси он встречается первым, далее рассчитывается секция, состоящая из трубок с ЛЗ.

Начальные данные для расчёта сепаратора приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристика синтез газа, поступающего в сепаратор

Состав газа, %				
N2	H2O	H2	CO2	CO
0.417	0.197	0.244	0.55	0.087
Плотность кг/м^3	Температура ℃	Давление МПа	Расход кг/с	Вязкость Па·с
16,952	40	6	1,549	1,165*10^{-5}

2.1.1 Расчёт эффективности сепарации

Для расчёта эффективности сепарации капельной влаги в аппарате необходимо знать физические характеристики сплошной и дисперсной фаз, концентрацию и диаметр капель влаги, расход газовой смеси. Принимается допущение, что частицы влаги, отделённые в НС, идут на орошение трубок с ЛЗ.

Долю осевших частиц или эффективность сепарации слабо инерционных частиц можно выразить величиной эффективности турбулентного осаждения:

$$\eta_t = 1 - exp\left(\frac{-4Hu_t}{d_э u_{ср}}\right), \quad (2.1)$$

где H – высота НС или длина трубок в зависимости от секции, м; u_t – скорость турбулентного осаждения (миграции) частиц, м/с; $d_э$ – эквивалентный диаметр канала, м; $u_{ср}$ – средняя скорость газа в канале, м/с. Это выражение справедливо как для насадочного слоя, так и для слоя с трубками

Перемещаясь по потоку, аэрозольные частицы на том или ином этапе своего движения достигают пристеночной области и, когда расстояние до стенки становится равным их радиусу, касаются ее и осаждаются на ней, если поверхность стенки удерживает частицы, то есть является смачиваемой. Мерой интенсивности осаждения частиц из турбулентного потока газа на стенках является так называемая скорость турбулентного осаждения частиц:

$$u_t = \frac{j_w}{c_m}, \quad (2.2)$$

где j_w– удельный поток частиц к стенке, кг/м^{3}с; c_m– средняя по поперечному сечению концентрация частиц, кг/м^3.

Безразмерный эквивалент скорости осаждения:

$$u_{t+} = \frac{u_t}{u_*}, \quad (2.3)$$

где u_*– динамическая скорость, м/с.

Обобщающая эмпирическая формула для расчёта u_{t+}:

$$u_{t+} = 7.25 * 10^{-4} \left(\frac{\tau_+}{1+\omega_E \tau_p}\right)^2, \quad (2.4)$$

где τ_+ – безразмерное время релаксации; τ_p – время релаксации, с; ω_E – угловая частота энергоёмких пульсаций, с$^{-1}$;

$$\tau_+ = \frac{\tau_p {u_*}^2}{\nu_г}, \quad (2.5)$$

где $\nu_г$ – кинематическая вязкость газа, м^3/с;

$$\tau_p = \frac{{d_ч}^2 \rho_ч}{18\mu_г}, \quad (2.6)$$

где $d_ч$ – диаметр частицы, м; $\rho_ч$ – плотность вещества частицы, кг/м^3; $\mu_г$ – коэффициент динамической вязкости газа, Па с;

$$\omega_E = \frac{u_*}{0.05 d_э}, \quad (2.7)$$

где $d_э$ – эквивалентный диаметр канала, м.

Таким образом, расчёт каждой секции основан на определении динамической скорости потока u_*, зная которую можно вычислить скорость турбулентного осаждения частиц по формулам (2.3), (2.4,) и далее, по формуле (2.1), рассчитываем эффективность сепарации для каждой секции.

2.1.2 Расчёт насадочного слоя

Расчёт эффективности сепарации в НС начинается с вычисления средней скорости через фактор скорости F:

$$u_{ср} = \frac{F}{\sqrt{\rho_г}}, \quad (2.8)$$

где $\rho_г$ – плотность газа, кг/м^3. Для прямотока задают F=5 – 10.

Имея массовый расход газовой смеси на входе в аппарат G и зная среднюю скорость потока газожидкостной смеси, можно вычислит площадь поперечного сечения $S_{в.т.}$ и диаметр $D_{в.т.}$ внутренней трубы:

$$S_{в.т.} = \frac{G}{\rho_г u_{ср}}, \quad (2.9)$$

$$D_{\text{в.т.}} = 2\sqrt{\frac{S_{\text{к}}}{\pi}}, \quad (2.10)$$

Плотность орошения равна:

$$q = \frac{L}{S_{\text{в.т.}}\rho_{\text{ч}}}, \quad (2.11)$$

где L – расход частиц влаги, кг/с;

$$L = G\,\frac{\text{С}_{\text{ч}}}{100}, \quad (2.12)$$

где $\text{С}_{\text{ч}}$ – концентрация частиц, % (масс.).

При малых концентрациях частиц плотность орошения является очень низкой, поэтому её можно пренебречь и считать, что насадки практически не орошаются, а сопротивление насадочного слоя считать, как для сухой насадки. Тогда сопротивление сухого насадочного слоя определяется по формуле:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{\lambda {u_{\text{ср}}}^2 \rho_{\text{г}} a_{\nu}}{8 {V_{\text{св}}}^3}, \quad (2.13)$$

Где λ – коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя; $V_{\text{св}}$ – свободный объём насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$ a_{ν} – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя определяется, в зависимости от режима движения потока: для нерегулярных насадок «Инжехим»

$$\text{при } \text{Re}_{\text{г}} > 500,\ \lambda = 4.99\text{Re}_{\text{г}}^{-0.04} \quad (2.14)$$

где $Re_{\text{г}}$ – число Рейнольдса для газа,

$$Re_{\text{г}} = \frac{4u_{\text{ср}}\rho_{\text{г}}}{a_{\nu}\mu_{\text{г}}}, \quad (2.15)$$

Динамическая скорость газовой смеси в насадке определяется по следующей полуэмпирической зависимости:

$$u_{*} = 1.8\left(\frac{\Delta P_{\text{сух}} u_{\text{ср}} \nu_{\text{г}}}{H_{\text{н}}\rho_{\text{г}}}\right)^{0.25}, \quad (2.16)$$

где $H_{\text{н}}$ – высота слоя насадки, м.

2.1.3 Расчёт секции с трубками

Величина эффективности сепарации в НС влияет на значения расходов газовой смеси G_T и отделенной, то есть орошающей, жидкости L_T на входе в трубки:

$$G_T = G - L\eta_{t\text{н}}, \tag{2.17}$$

$$L_T = G - \ G_T, \tag{2.18}$$

где $\eta_{t\text{н}}$ – эффективность сепарации в насадочном слое.

Количество трубок можно найти по формуле:

$$n_T = \frac{G_T}{\rho_\text{г} u_\text{ср} S_T} \tag{2.19}$$

где S_T – площадь сечения одной трубки, м;

$$S_T^1 = \frac{3{,}14{d_T}^2}{4}, \tag{2.20}$$

где d_T – диаметр одной трубки, м.

Средняя скорость в трубке $u_\text{ср}$ должна быть больше 30 м/с; она задаётся в пределах 35–50 м/с.

Перепад давления $\Delta P_{\text{г}-\text{ж}}$, обусловленный трением газа и жидкости, находится в зависимости от плотности орошения трубок q по выражению:

$$q = 3600\frac{L_T}{(S_\text{в.т.} - S_T)\rho_\text{ч}}, \tag{2.21}$$

где S_T – общая площадь поперечного сечения трубок, м;

$$S_T = S_T^1 n_T, \tag{2.22}$$

$$\Delta P_{\text{г}-\text{ж}} = \lambda_\text{З}\frac{H_\text{т}\rho_\text{г}{u_\text{ср}}^2}{2d_\text{э}} \tag{2.23}$$

где $\lambda_\text{З}$ – коэффициент гидравлического сопротивления, вызванный закруткой $d_\text{э}$ – эквивалентный диаметр канала с ЛЗ, м;

$$d_\text{э} = \frac{(\pi d_T - 4\delta_\text{лн})d_T}{\pi d_T + 2d_T}, \tag{2.24}$$

где $\delta_\text{лн}$ – толщина ленты, м.

В зависимости от критического значения числа Рейнольдса:

$$Re_{\text{кр}} = 2300 + 87000\left(\frac{d_T}{S_{\text{лз}}}\right)^{1,16}, \quad (2.25)$$

расчёт коэффициента сопротивления выполняется по уравнениям:

$$\text{при } Re \le Re_{\text{кр}},\ \lambda_3 = \frac{6{,}34}{Re^{0{,}474}}\left(\frac{d_T}{d_3}\right)^{0{,}263} + \frac{25{,}6}{Re}, \quad (2.26)$$

$$\text{при } Re > Re_{\text{кр}}, \lambda_3 = \frac{0{,}705}{Re^{0{,}28}}\left(\frac{d_T}{d_3}\right)^{0{,}09} + 0{,}009\left(\frac{d_T}{d_3}\right)^{0{,}65}, \quad (2.27)$$

$$Re = \frac{u_{\text{ср}} d_{\text{э}}}{\nu_{\text{г}}}, \quad (2.28)$$

где d_3 – диаметр кривизны спирального канала, м.

$$\frac{d_3}{d_T} = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi^2}\left(\frac{S_{\text{лз}}}{d_T}\right)^2, \quad (2.29)$$

где $S_{\text{лз}}$ – шаг ленточного завихрителя, м.

Динамическая скорость газовой смеси в трубках определяется по следующей формуле, полученной их уравнения баланса сил:

$$u_* = d_T\left(\frac{\pi \Delta P_{\text{г-ж}}}{4F_{\text{т}}\rho_{\text{г}} cos\vartheta}\right), \quad (2.30)$$

где $F_{\text{т}}$ – поверхность трубки, м^2; ϑ – угол подъёма винтовой линии:

$$\vartheta = arctan\left(\frac{\pi d_T}{S_{\text{лз}}}\right). \quad (2.31)$$

2.1.4 Результаты расчёта

Для НС получена зависимость эффективности сепарации дисперсной фазы для частиц размером от 1 до 3 мкм от удельной поверхности a_v, насадки “Инжехим”, рисунок 8. По нему можно сделать вывод, что с повышением удельной поверхности НС растёт эффективность очистки. Далее значение удельной поверхности насадки “Инжехим” принимается равным 800 м^2/м^3, так как это значение соответствует насадке с размером 8мм.

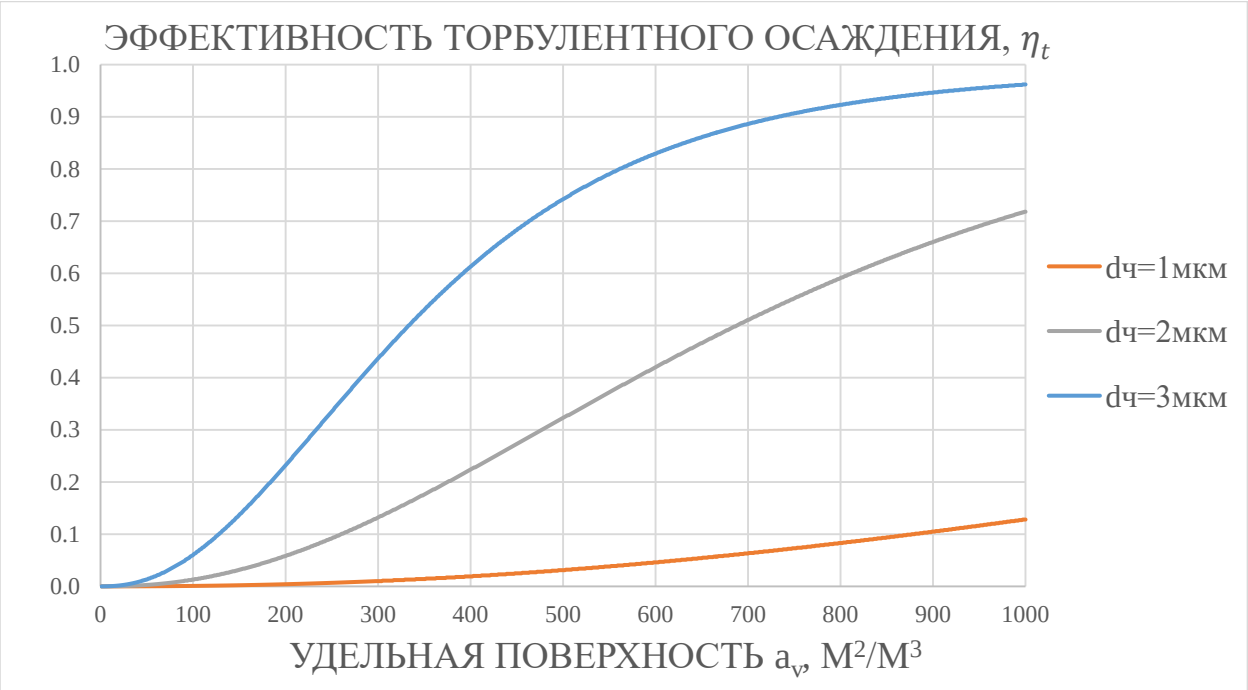

Рисунок 8 – Зависимость значения эффективности сепарации для различного размера частиц в насадочном слое от удельной поверхности насадки

Так же для насадочного слоя получена зависимости эффективности сепарации от скорости движения газа в ней, рисунок 9. По которому можно сделать вывод, что с ростом скорости движения в насадочном слое растёт эффективность очистки газа от частиц воды.

Однако из рисунка 10, на котором изображён график зависимости гидравлических потерь от скорости, видно, что с увеличением скорости растут и гидравлические потери. Таким образом в результате изучения полученных графиком, можно сделать вывод, что оптимальными значениями скорости с точки зрения гидравлических потерь является 5м/с.

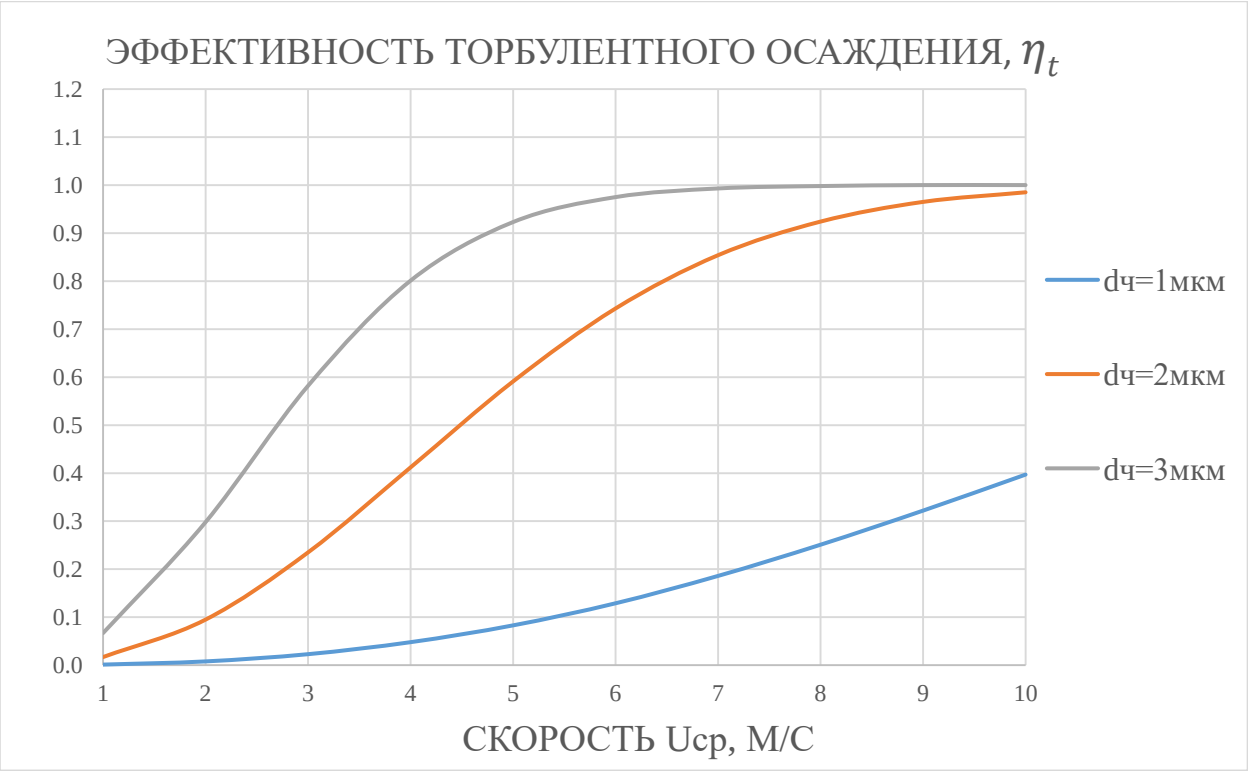

Рисунок 9 – Зависимость значения эффективности сепарации для различного размера частиц в насадочном слое от скорости движения синтез-газа

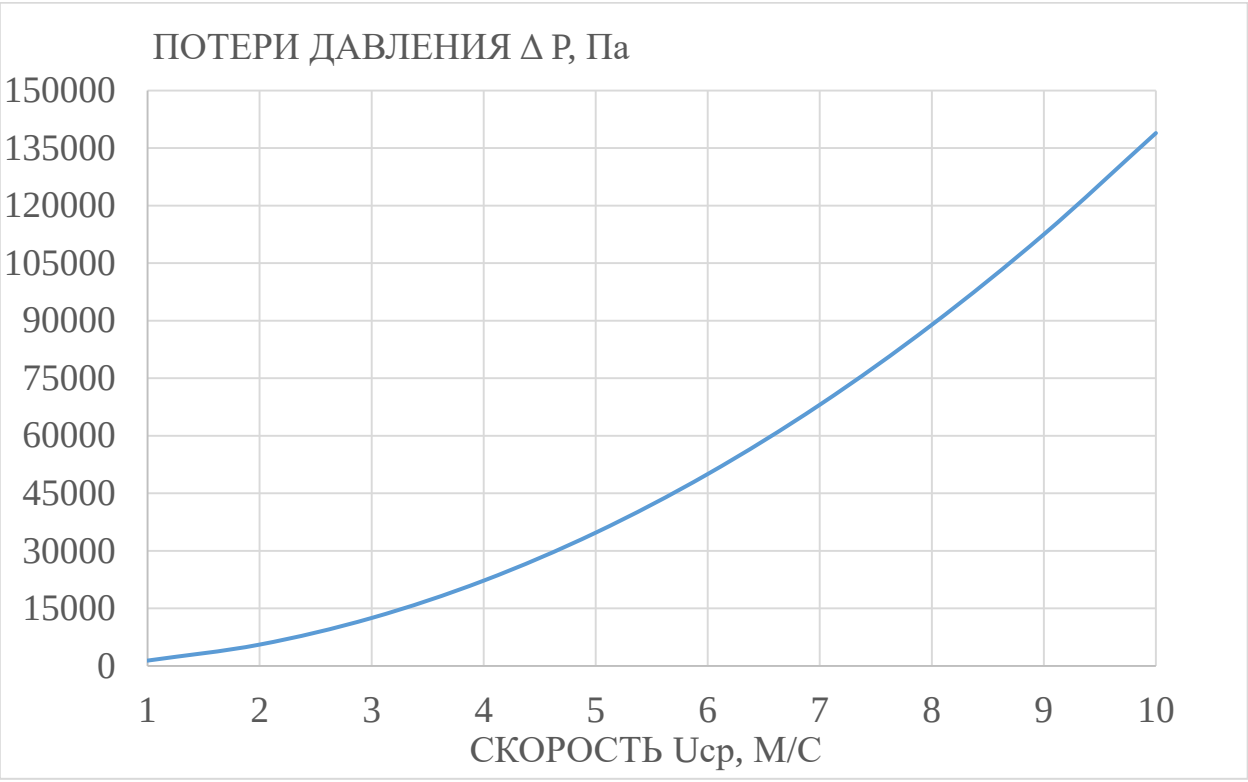

Рисунок 10 – Зависимость значения гидравлических потерь от скорости движения синтез-газа

Далее получены ряд зависимостей для секции трубок с ЛЗ, рисунки 11 – 13. На рисунке 11 изображены графики зависимости эффективности сепарации дисперсной фазы для частиц размером от 1 до 3 мкм от высоты трубок. По графику можно сделать вывод о том, что с ростом высоты трубок растёт эффективность сепарации.

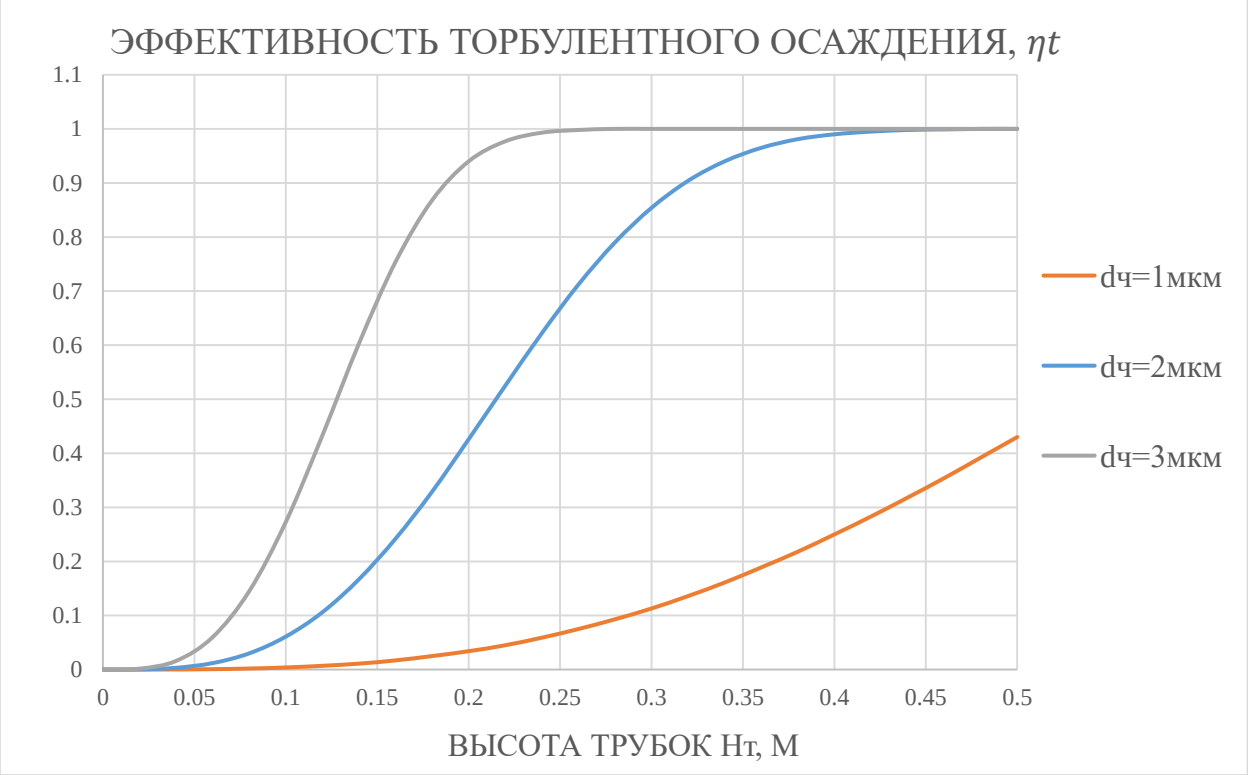

Рисунок 11 – Зависимость значения эффективности сепарации для различного размера частиц в насадочном слое от высоты трубок

На рисунке 12 изображён график зависимости эффективности сепарации от скорости движения синтез-газа в трубках. На графике наблюдается рост эффективности с ростом скорости, однако, по рисунку 13 на котором изображён график зависимости гидравлических потерь от скорости движения синтез-газа видно, что с ростом скорости растут и гидравлические потери. Так же из графиков видно, что наиболее высокая эффективность очистки наблюдается для частиц размером более 3 мкм. Таким образом на основе данных графиком можно сделать вывод, что оптимальными с точки зрения

габаритов и гидравлических потерь, являются: высота трубок Нт=0,2м; скорость движения синтез-газа $U_{ср}$=45м/с.

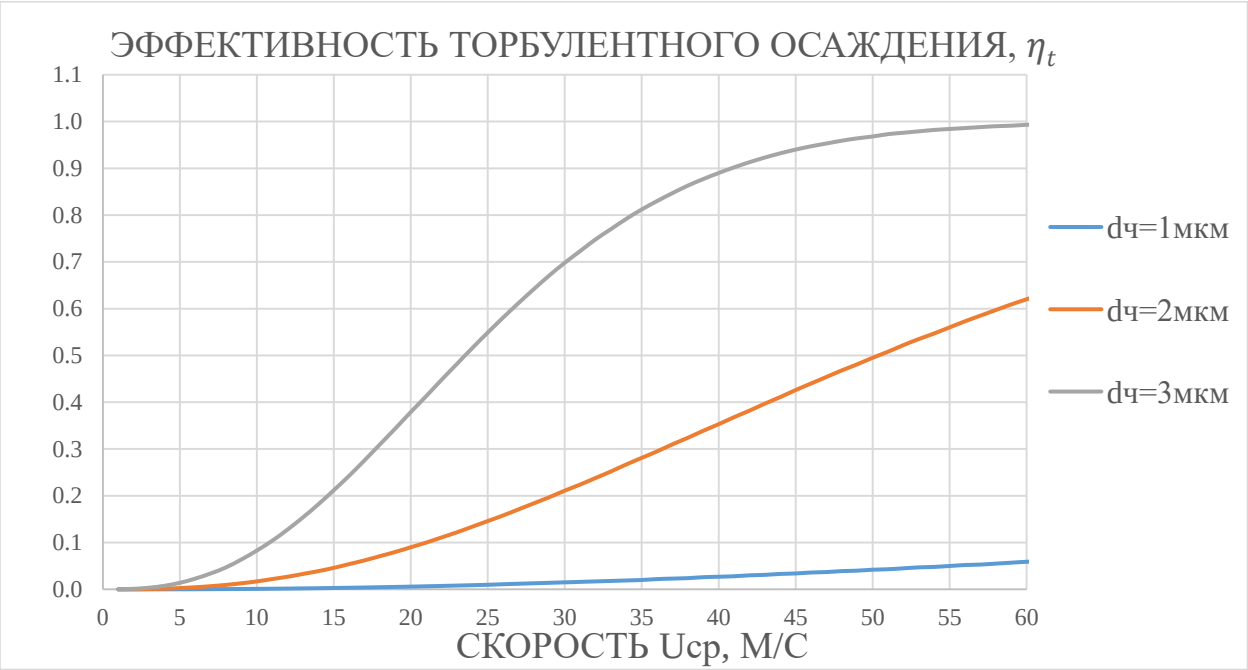

Рисунок 12 – Зависимость значения эффективности сепарации для различного размера частиц в насадочном слое от скорости движения синтез-газа

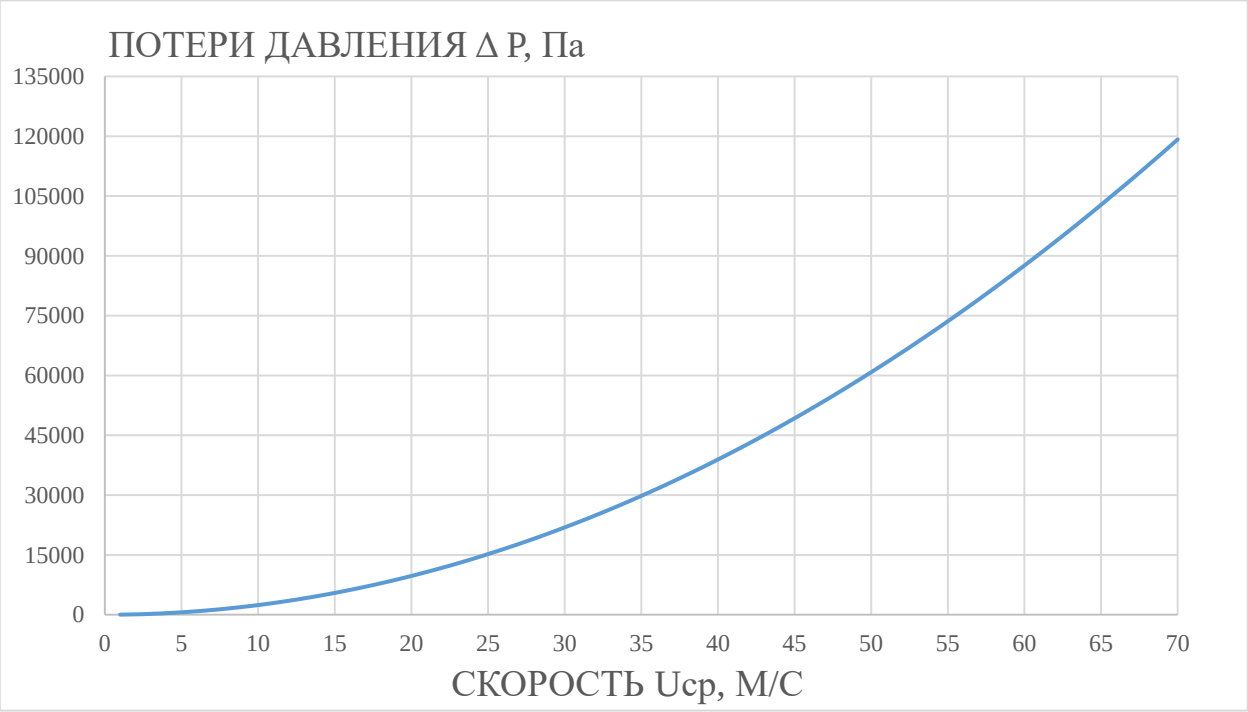

Рисунок 13 – Зависимость значения гидравлических потерь от скорости движения синтез-газа

Таблица 3 – Таблица параметром сепаратора

Наименование	Параметр	Значение
Высота слоя насадки	$H_{Н,}$ м	0,2
Высота трубок	$H_Т$ м	0,2
Диаметр одной трубки	$d_т$, м	0,017
Шаг ленточного завихрителя	$S_{лз}$, м	0,118
Скорость в насадочном слое	$u_{ср}$, м/с	5
Скорость в трубках	$u_{ср}$, м/с	45
Удельная поверхность в насадочном слое	a_v, $м^2/м^3$	800
Свободный объём насадки	$V_{св,}$ $м^3/м^3$	0,8
Диаметр внутренней трубки	$D_{в.т.}$, м	0,150
Гидравлические потери	ΔP, Па	95000
Диаметр внешней трубки	D, м	0,200
Скорость газа на выходе из аппарата	$u_{ср}$, м/с	5
Количество трубок	$n_т$	9
Расход газа на выходе	$G_{г,}$ кг/с	1,28

Таким образом, произведён расчёт комбинированного сепаратора, по результатам которых были выявлены оптимальные величины удельной поверхности насадки и скорости газа в ней и в секции с трубками, получены основные параметры сепаратора. По результатам расчёта наблюдается высокая эффективность (98-99%) удаления жидкой фазы размером более 3 мкм, небольшие геометрические размеры, низкое гидродинамическое сопротивление, а, следовательно, и энергозатраты на эксплуатацию.

2.2 Расчёт смесителя

На сегодняшний день основным методом проверки эффективности статических смесителей является натурный эксперимент. Связано это с тем, что практика использования статических смесителей опережает теорию, до сих пор не выработаны методики их расчёта. Однако провести качественную оценку эффективности смешения позволяют численные методы, с помощью которых можно моделировать гидродинамику потока в статических смесителях насадочного типа.

В данной работе для предварительной качественной оценки эффективности смешения синтез-газа, поступающего с блока подготовки исходных компонентов, с водород содержащем газом, получаемым в СТК, используется программный комплекс SolidWorks, в частности модуль Flow Simulation.

Исходные данные для расчёта смесителя приведены в таблице 4.

Таблица 4 – Исходные данные

Узел	Тек. среда	Параметры				Состав в массовых долях *g*:					
		T_1, °C	T_2, °C	G, кг/с	P, МПа	N_2	H_2O	H_2	CO_2	CO	CH_4
СМ	СГ	350	385	1	6.08	0.42	0.23	0.21	0.02	0.12	-
	СГ после СТК	455	385	0.5	6.08	0.42	0.13	0.3	0.12	0.02	-

Ниже предоставлены результаты расчётов нескольких типов насадок, используемых в статических смесителях.

Модели для расчёта приведены на рисунках 14 и 18.

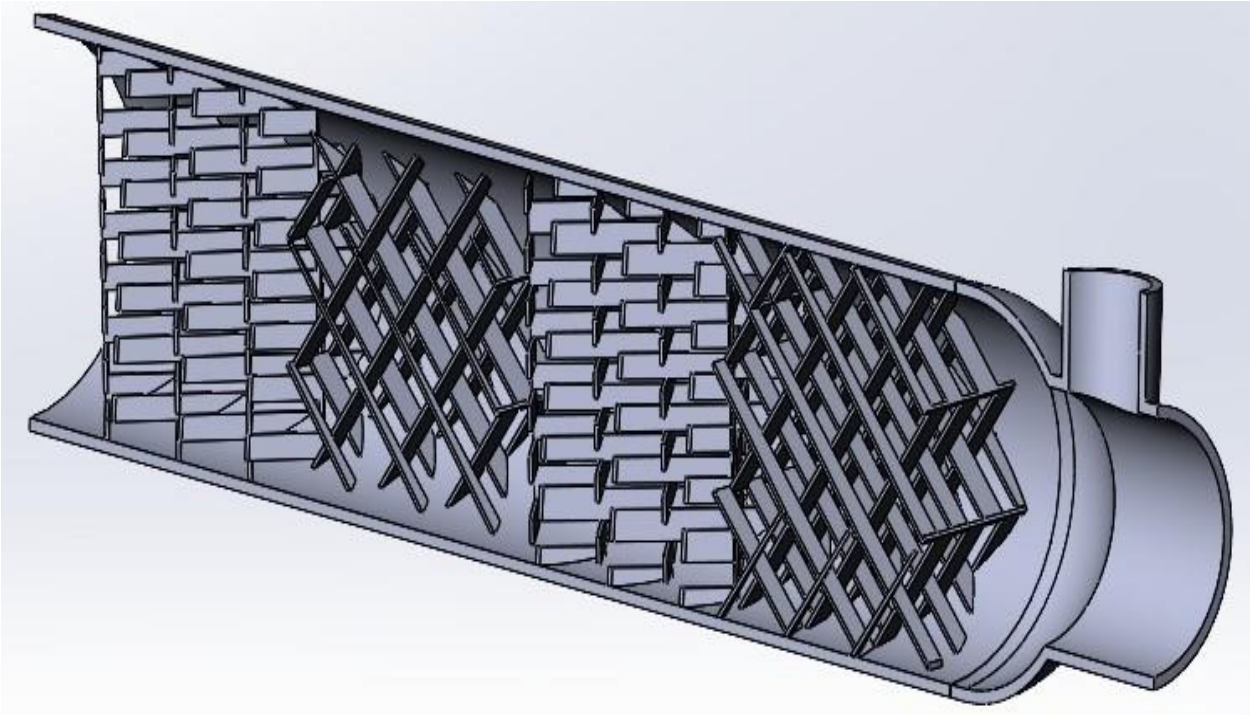

Рисунок 14 – Смеситель с насадкой в виде решётки

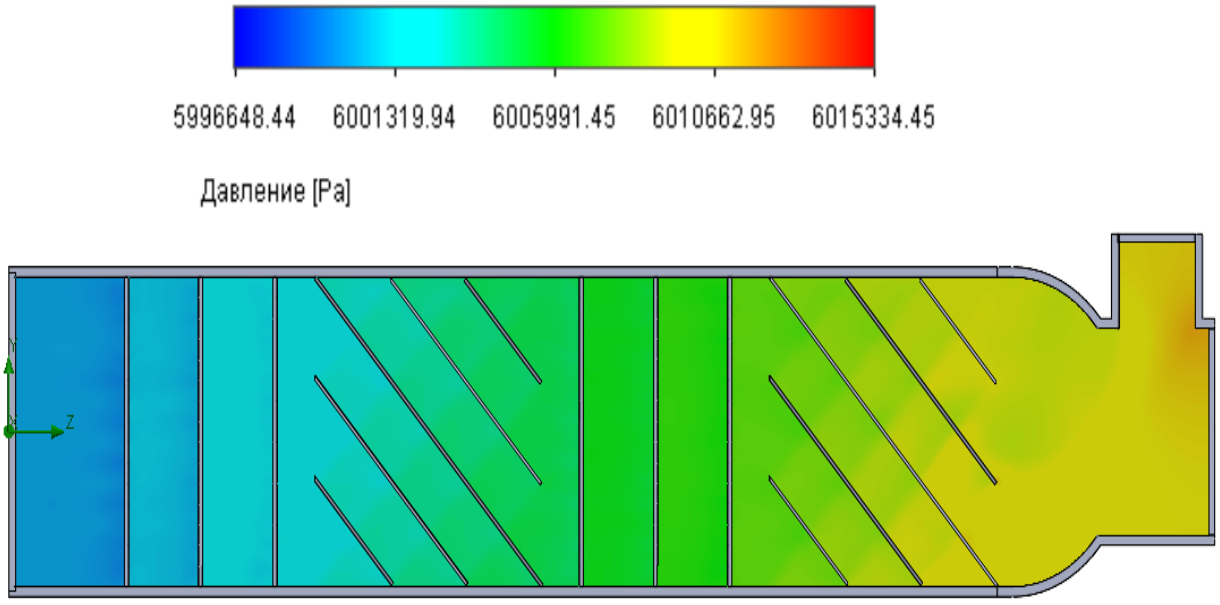

Рисунок 15 – Поле распределения давления

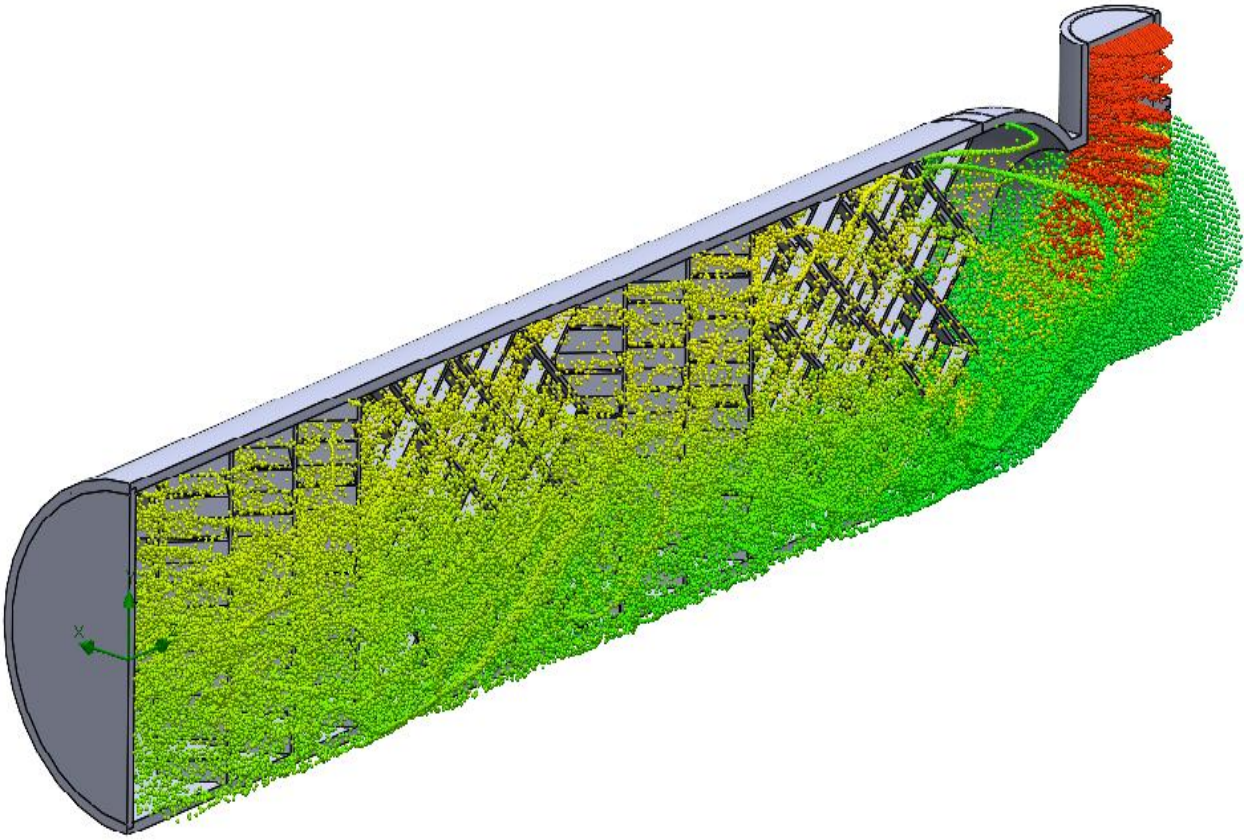

Рисунок 16 – Распределение частиц в потоке

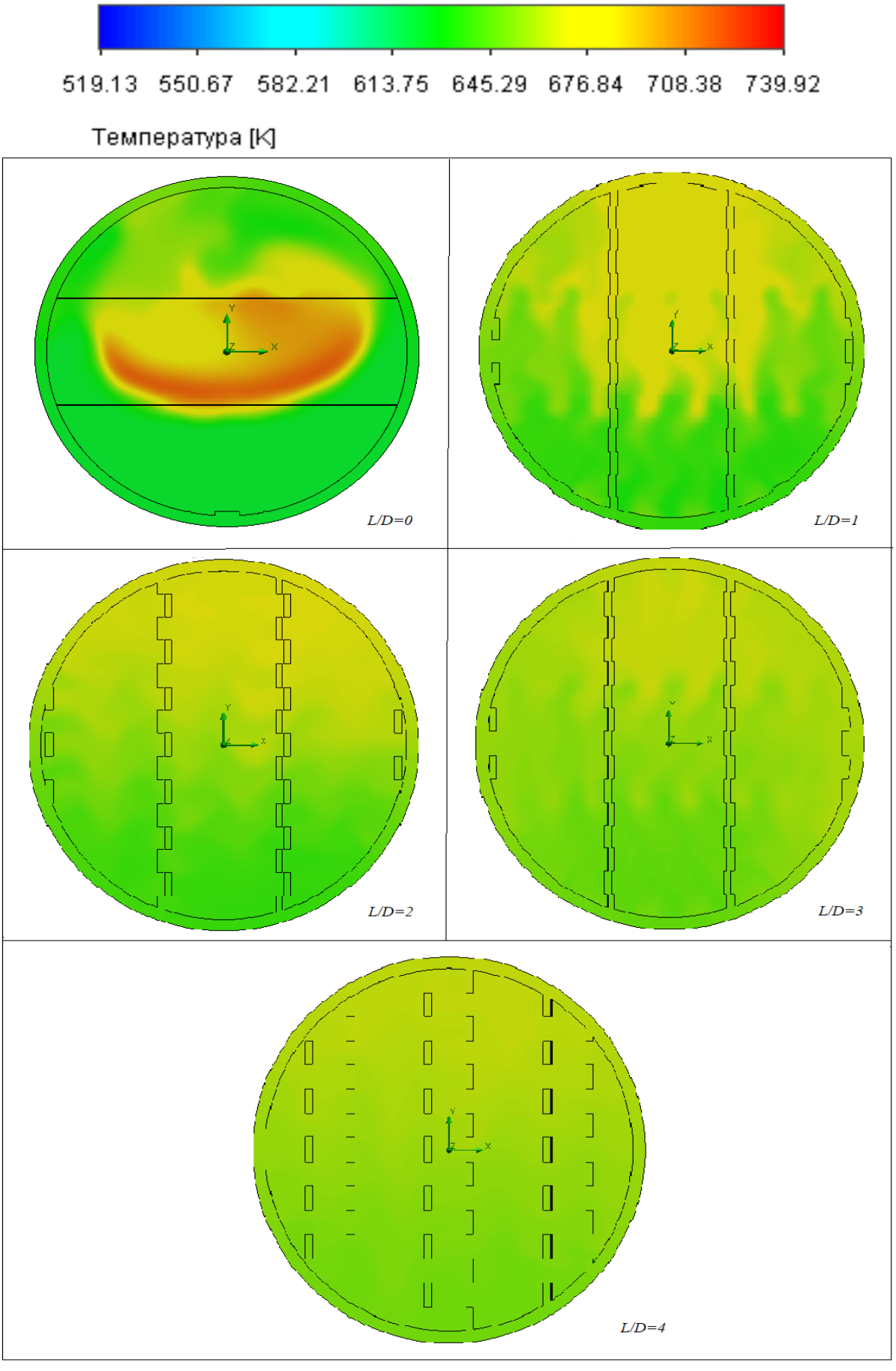

Рисунок 17 – Поле распределения температур

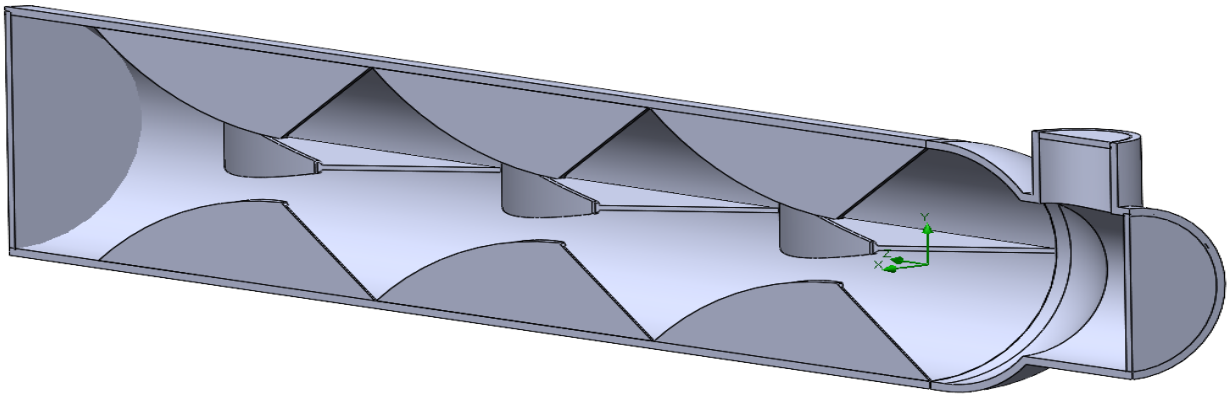

Рисунок 18 – Смеситель с завихрителем

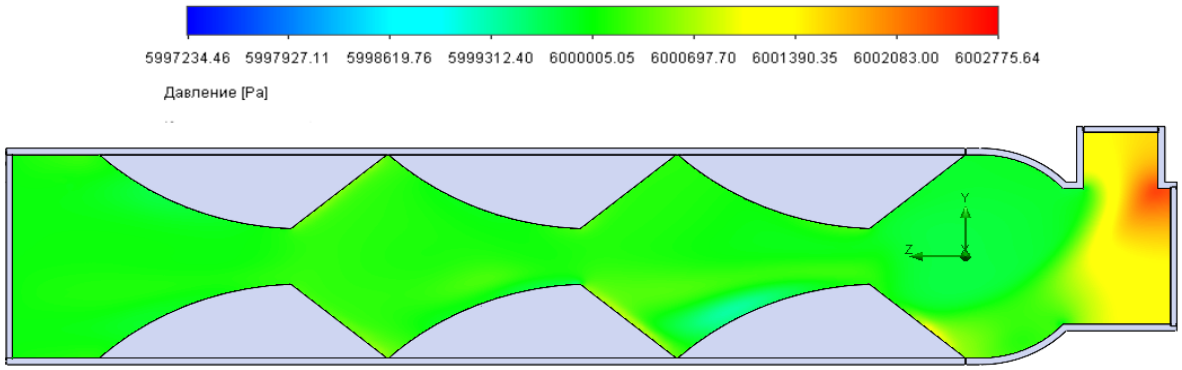

Рисунок 19 – Поле распределения давления

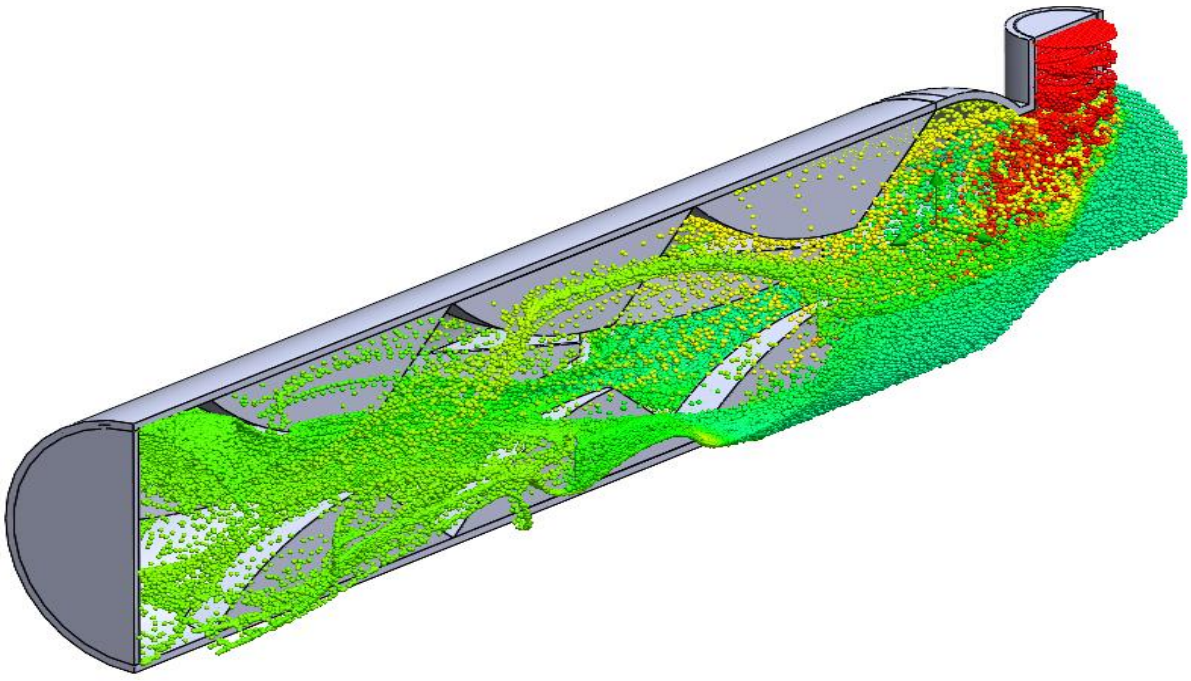

Рисунок 20 – Распределение частиц в потоке

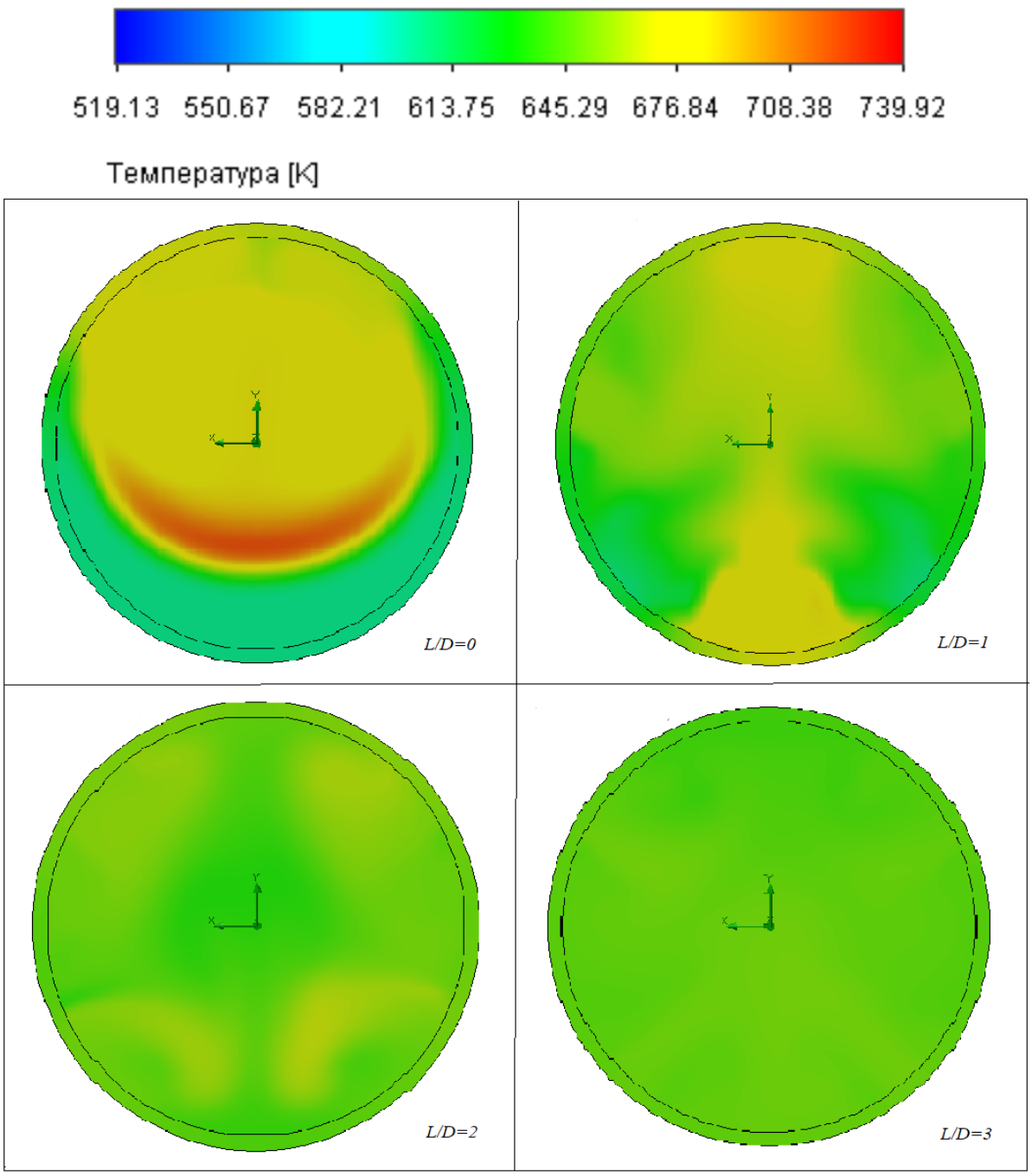

Рисунок 21 – Поле распределения температур

По данным результатам расчётов, можно сделать вывод о том, что более качественное смешение происходит в смесителе с насадками в виде решёток. Хоть температурное поле выравнивается быстрее в смесителе с завихрителем, это видно на рисунках 17 и 21, однако более качественное перемешивание и распределение частиц в потоке во всём объёме смесителя происходит именно в решётках, что видно на рисунках 16 и 20. Однако гидравлические потери

меньше всё-таки у смесителя с завихрителем, это видно на рисунках 15 и 19. Потому было предложено для выравнивания, а также для более полного распределения потока в смесителе, установить спрямляющую решётку и повторить расчёты. Так же на картинах распределения полей температур вдоль смесителя видно, что выравнивание полей температур в обоих смесителях происходит на расстоянии L/D=3, потому можно убрать по одной секции насадки у каждого смесителя.

Далее приведены расчёты смесителей, в которых исключены по одной секции насадок и добавлена спрямляющие решётки для выравнивания потока, модели которых приведены на рисунках 22 и 26.

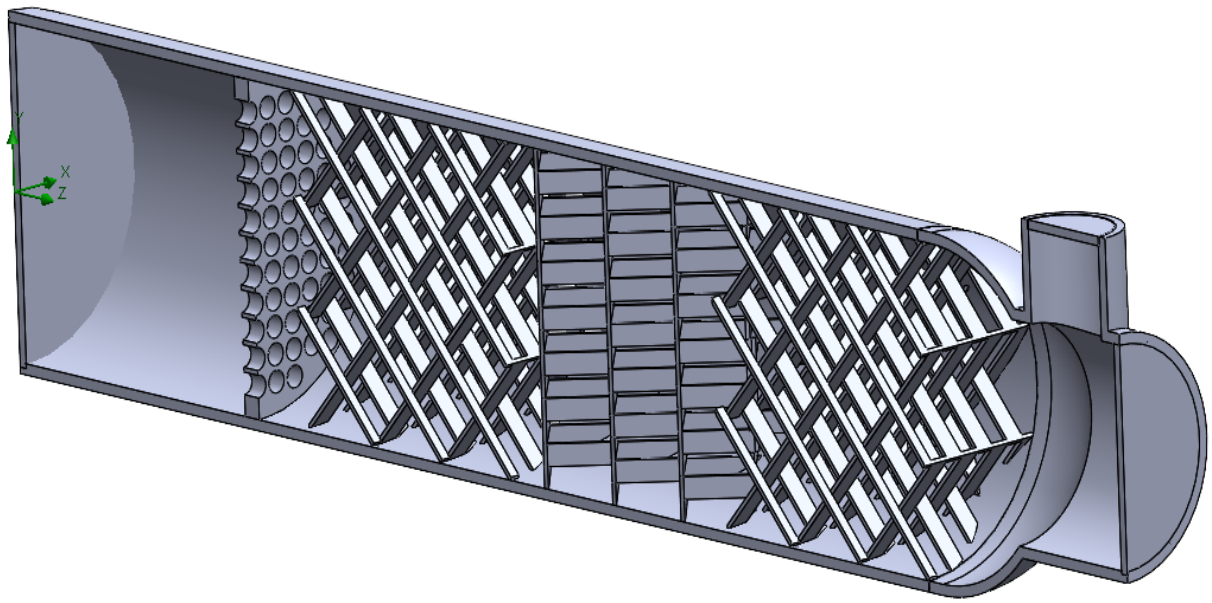

Рисунок 22 – Смеситель, решётки со спрямляющей решёткой

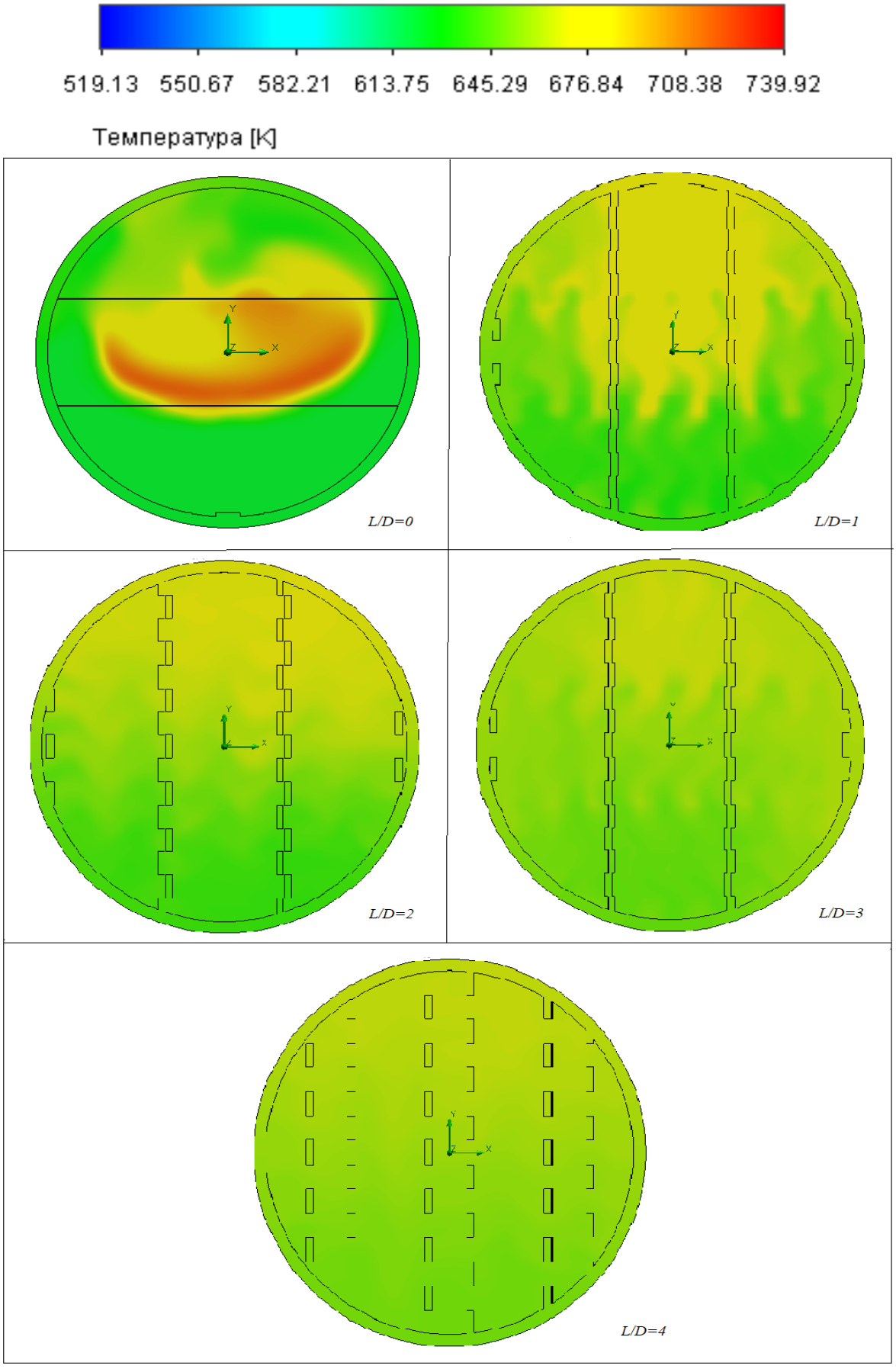

Рисунок 23 – Поле распределения температур

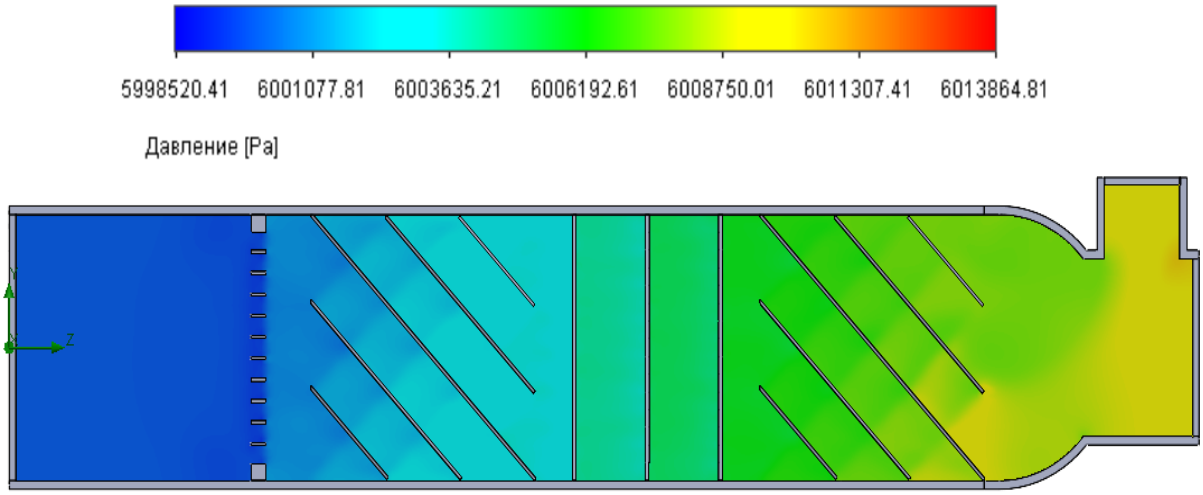

Рисунок 24 – Поле распределения давления

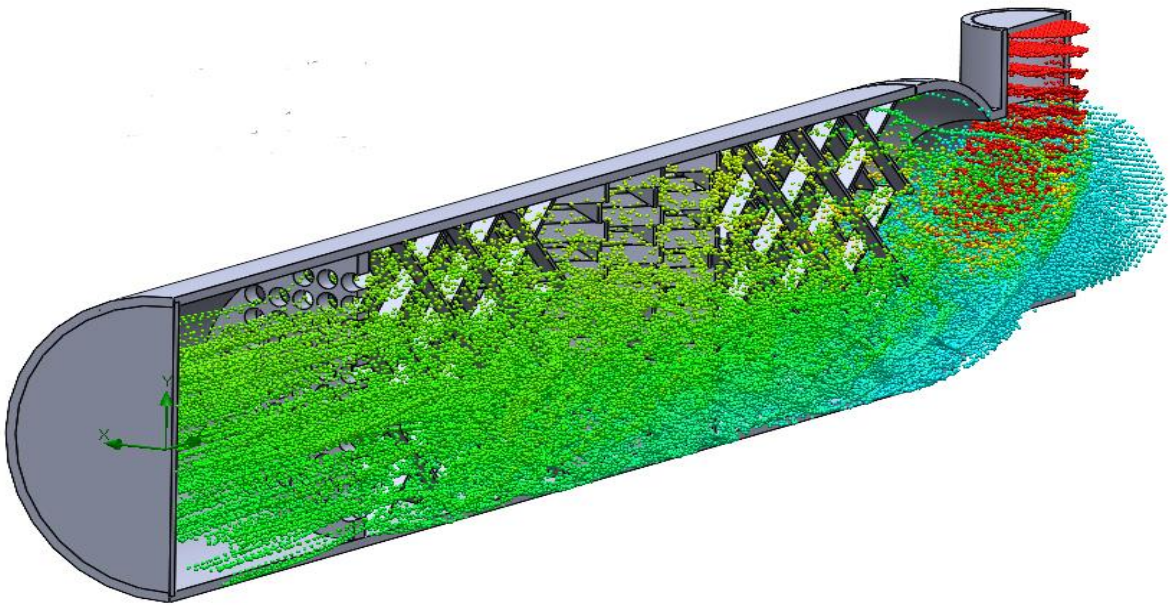

Рисунок 25 – Распределение частиц в потоке

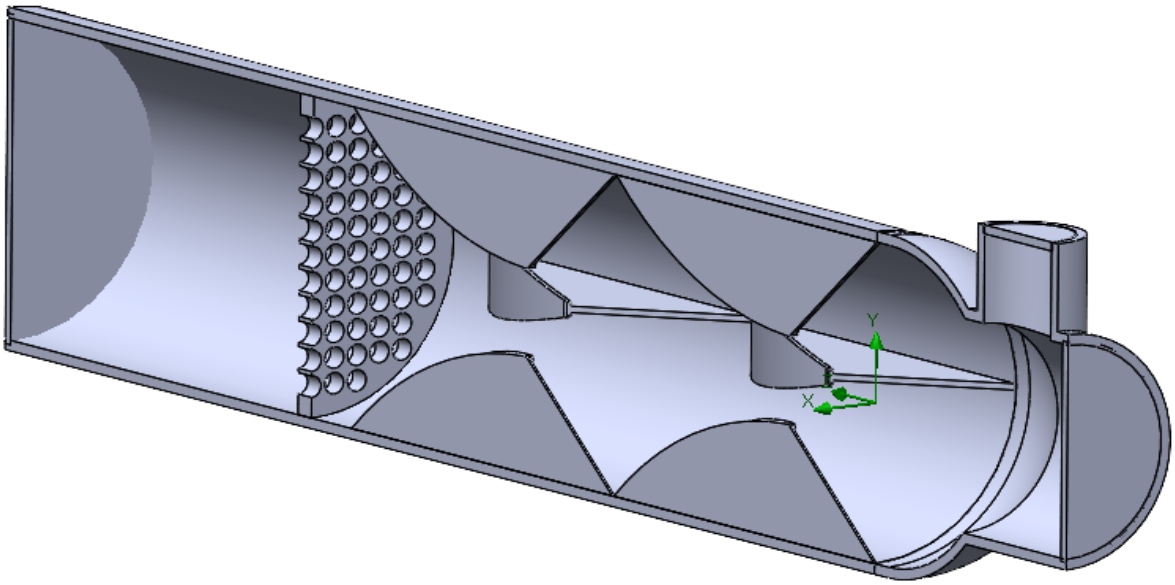

Рисунок 26 – Смеситель с завихрителем и со спрямляющей решёткой

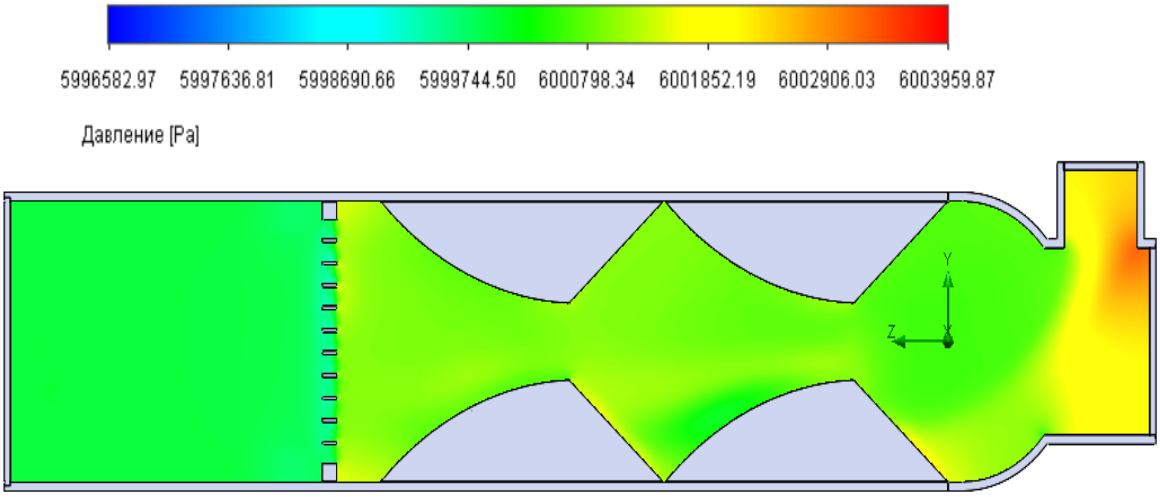

Рисунок 27 – Поле распределения давления

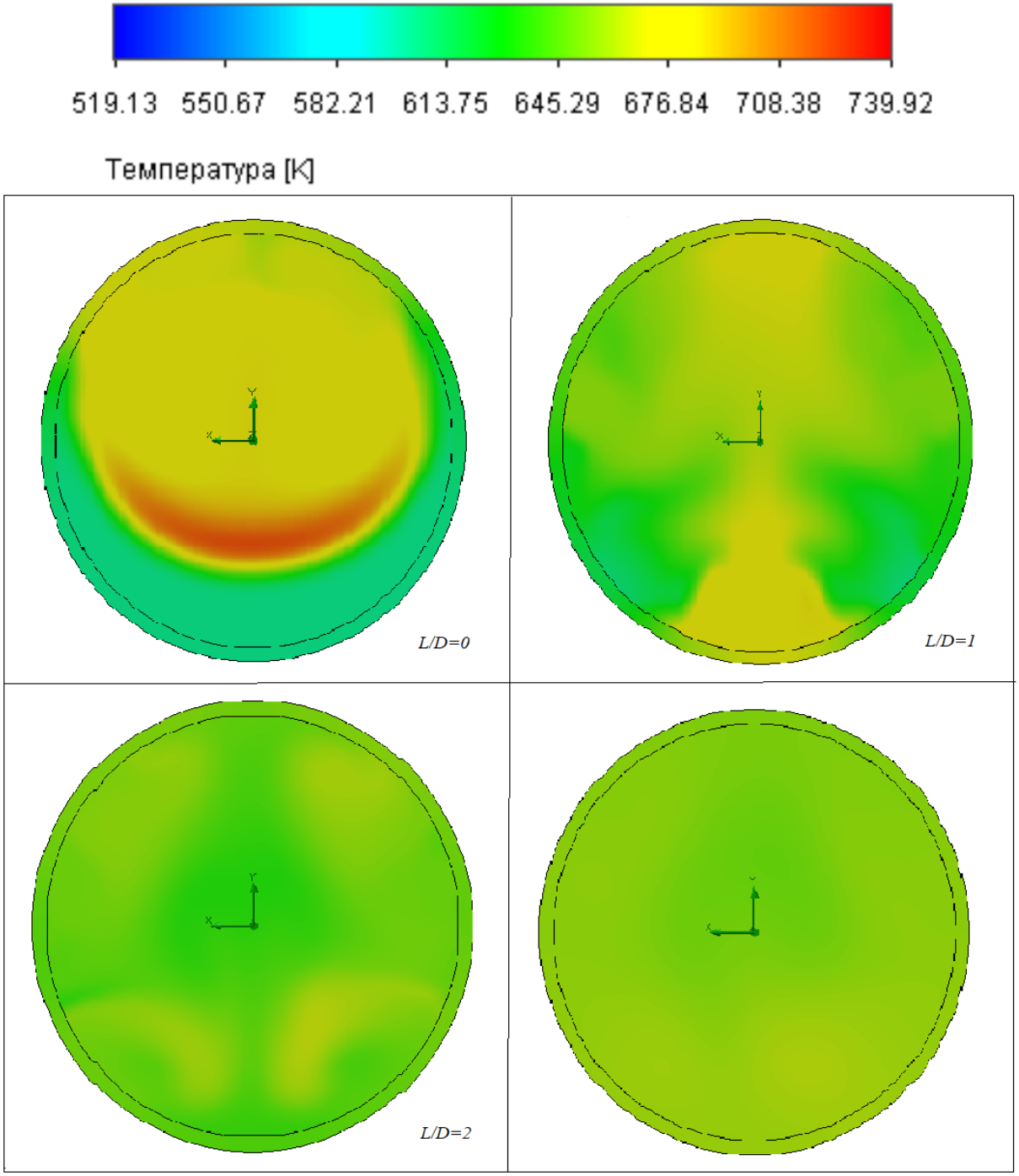

Рисунок 28 – Поле распределения температур

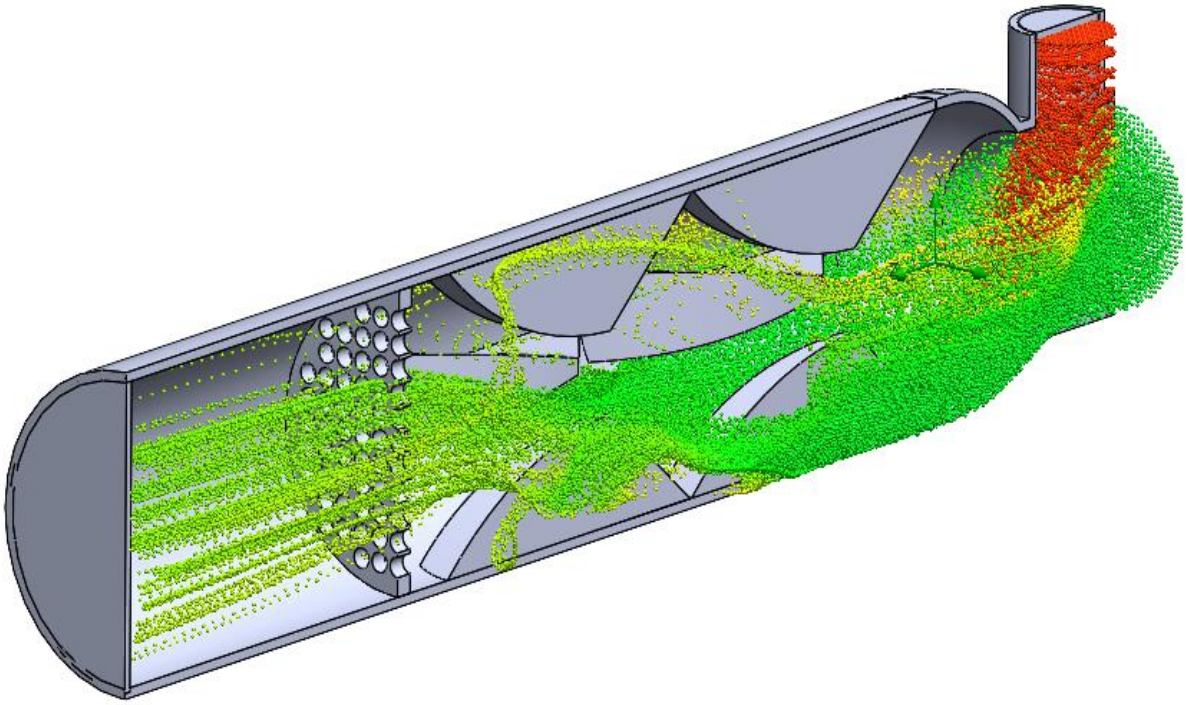

Рисунок 29 – Распределение частиц в потоке

По рисункам 23 и 28 видно, что поле распределение температур при добавлении спрямляющей решётки практически идентичны, а гидравлические потери всё так же больше у насадки в виде решётки что наблюдается на рисунках 24 и 27, однако распределение частиц лучше у насадки в виде решётки, это видно из рисунков 25 и 29.

Таким образом по результатам расчётов можно сделать вывод, что добавление спрямляющей решётки позволило немного лучше распределить поток по всей площади смесителя с завихрителем что наблюдается на рисунках 29, однако недостаточно, чтобы превзойти по качеству смешения смеситель с решётками, именно он смог обеспечить более качественное распределение частиц в выходном сечении. Подводя итоги можно сделать вывод, что для использования в блоке подготовки синтез-газа стоит использовать СС с насадкой в виде решётки.

2.3 Расчёт теплообменных аппаратов

В данном разделе приводятся расчеты теплообменных аппаратов ТО3 и ТО4. Расчеты проводились по классическим методикам. По результатам расчетов были выбраны облики аппаратов, наиболее полно отвечающие предъявляемым требованиям.

2.3.1 Описание метода расчёта ТОА

Расчет теплообменных аппаратов включает в себя тепловой расчет и расчет гидравлических потерь в трактах. Расчеты по классическим методикам проводились с использованием программной среды Mathcad 15.

Для расчета ТОА необходим следующий набор параметров теплоносителей: удельная теплоемкость при постоянном давлении $c_p, \left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг}\times\text{К}}\right)$; коэффициент теплопроводности $\lambda, \left(\frac{\text{Вт}}{\text{м}\times\text{К}}\right)$; коэффициент динамической вязкости μ, (Па × с), плотность $\rho, \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}\right)$. В справочниках [41, 42, 43] приведены значения этих параметров для различных компонентов при в зависимости от температуры и давления.

В ТО3 и ТО4 одним из теплоносителей является синтез-газ, который представляет собой смесь различных веществ. Плотность и теплоемкость для него определяют по следующим формулам:

$$c_{p\,\text{см}} = \sum\left(c_{p\,i} \times g_i\right)\ \left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг}\times\text{К}}\right), \tag{2.32}$$

$$\rho_{\text{см}} = \sum\left(\rho_\iota \times r_i\right)\ \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}\right), \tag{2.33}$$

где $c_{p\,i}\ \left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг}\times\text{К}}\right)$, – теплоемкость i-ого компонента смеси; g_ι – массовая доля i-ого компонента смеси; $\rho_\iota\left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}\right)$ – плотность i-ого компонента смеси; r_i – объемная доля i-ого компонента смеси.

Коэффициенты теплопроводности и динамической вязкости смеси определяют по методике, приведенной в [44, 45] или по формулам из [46].

Тепловой расчет проводится по методикам [47, 48, 49, 50, 51, 52,].

Прежде чем перейти к тепловому расчету необходимо выбрать схему движения теплоносителей. Учитывая высокие значения температур теплоносителей, в проектируемых ТОА целесообразно применение противоточной схемы, так как при противотоке в целях охлаждения возможно получить температуру горячего теплоносителя ниже температуры холодного на выходе [52], что необходимо в ТО3.

Также предполагается, что холодный теплоноситель будет направлен в межтрубное пространство ТОА. В этом случае снижаются тепловые потери в окружающую среду, а также улучшается температурное состояние наружного корпуса ТОА.

Исходные данные для расчёта ТО3 и ТО4 приведены в таблицах 5 и 6.

Таблица 1 — исходные данные для ТО3

Узел	Тек. Среда	Параметры				Состав в массовых долях g:					
		T_1, °C	T_2, °C	G, кг/с	P, Мпа	N_2	H_2O	H_2	CO_2	CO	CH_4
ТО2	СГ	385	40	1.54	6.08	0.42	0.2	0.24	0.05	0.9	-
	Вода	15	-	6	6.08	-	1	-	-	-	-

Таблица 6 — исходные данные для ТО4

Узел	Тек. Среда	Параметры				Состав в массовых долях g:					
		T_1, °C	T_2, °C	G, кг/с	P, Мпа	N_2	H_2O	H_2	CO_2	CO	CH_4
ТО2	СГ	40	220	1.28	6.08	0.518	0.002	0.3	0.07	0.1	-
	Газ	980	849	1.9	1.3	0.78	0.09	0.05	0.03	0.3	-

Расчетная схема ТОА приведена на рисунке 7.

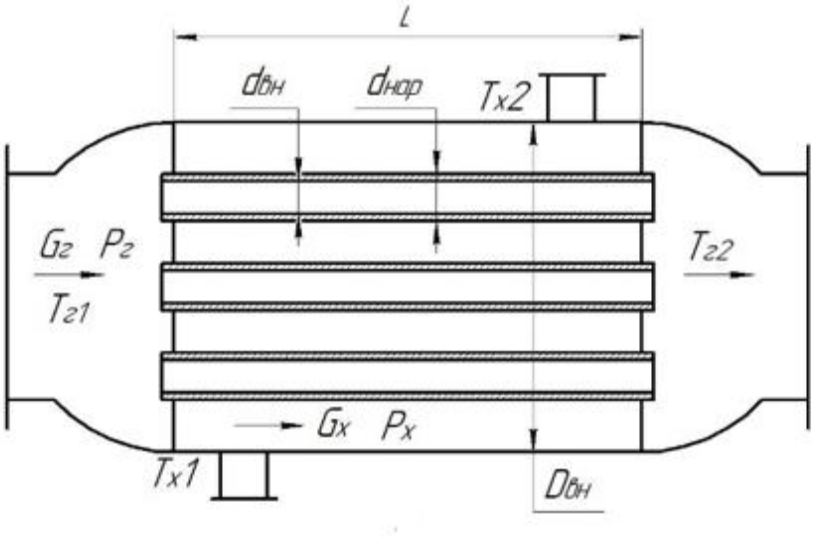

Рисунок 7 - Расчетная схема ТОА

Тепловой поток:

$$N = N_1 + N_2 \text{ (Вт)}; \quad (2.34)$$

$$N_I = Gc_p|t_1 - t_2| \text{ (Вт)}; \quad (2.35)$$

$$N_{II} = Grx \text{ (Вт)},(2.5)$$

где N_I (Вт), – нагревание или охлаждение теплоносителя; G $\left(\frac{\text{кг}}{\text{с}}\right)$ – массовый расход теплоносителя; c_p $\left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг}\times\text{К}}\right)$ – теплоемкость теплоносителя; t_1, t_2 (К) – соответственно температуры теплоносителя на сторонах *1* и *2*

теплообменника. N_{II} (Вт) – испарение теплоносителя; r $\left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг}}\right)$ – удельная теплота парообразования; x – степень сухости пара.

Осреднённый тепловой напор при прямотоке:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \varepsilon_{\Delta t} \text{ (К)}, \quad (2.36)$$

где $\Delta t_1, \Delta t_2$ (К) – соответственно температурные напоры на сторонах *1* и *2* ТОА; $\varepsilon_{\Delta t}$ – поправка для многоходовых ТОА.

Задаваясь различными значениями внутреннего диаметра теплообменных труб $d_{вн}$ и площадью межтрубного пространства S_x (для кожухотрубного ТОА она определяется числом трубок), был получен набор обликов для каждого ТОА проектируемого модуля. Толщина стенок теплообменных трубок принималась по ГОСТ 8734 для данных значений $d_{вн}$. В качестве материала трубок принимается сталь 12Х18Н9Т [53], обладающая повышенной жаростойкостью и жаропрочностью.

Для оценки гидравлических потерь в каналах получаемых обликов ТОА применялись соотношения из [54]. При расчётах размеры трубопроводов теплоносителей на входе в ТОА считаются неизменными. Коэффициенты местных потерь и коэффициенты сопротивления трения определялись по [52, 54, 55].

При выборе наиболее рациональной конструкции необходимо учитывать накладываемые ограничений по габаритам, а также обращать внимание на величину гидравлических потерь теплоносителей с высоким расходом и значение температуры стенки. Стоит иметь в виду, что при уменьшении площади кольцевого сечения S_x в двутрубном ТОА величина диаметрального зазора ($D_{вн}$ - $d_{нар}$) может достигать столь низких значений, которые затруднительно реализовать по технологическим соображениям.

Пример расчёта в Mathcad приведён в приложении Б.

2.3.2 Результаты расчёта ТОЗ

Для данного ТОА с целью изучения влияния расхода холодного теплоносителя на массогабаритные характеристики, произведён расчёт при разных расходах в диапазоне 2-6 кг/с. Пример результатов приведён в приложении В. По результатам расчётов построены графики которые приведены в Приложении Г полученные зависимости изображены на рисунках Г1- Г25.

Рассматривая данные графики, можно сказать, что на рисунке Г.1 наблюдается длины ТОА никак не подходящие по габаритам для модульных малотоннажных установок. Вызвано это тем, что данного расхода воды недостаточно для обеспечения необходимой скорости движения её в межтрубном пространстве, что можно наблюдать на рисунке В.3, на котором видно, что скорость воды с увеличением количества трубок, с целью снижения их длины, скорость стремится к нулю. Вызвано это так же тем, что с увеличением количества трубок растёт диаметр кожуха, а соответственно и площадь межтрубного пространства.

При увеличении расхода воды до 3 кг/с, длина ТОА уменьшилась более чем в 2 раза, что можно наблюдать на рисунке В.6. Вызвано это тем что скорость воды в межтрубном пространстве увеличилась, а соответственно вырос коэффициент теплообмена. Однако такую длину так же сложно назвать подходящей для небольших малотоннажных установок.

При дальнейшем увеличении расхода воды, эффект снижения габаритов ТОА заметно снижается, теряя в длине около метра за каждый дополнительный 1 кг/с, что можно наблюдать на рисунке Г.11, рисунке Г.16 и рисунке Г.21.

Таким образом можно сделать вывод, что сделать данный теплообменный аппарат сравнительно небольших размеров, задача достаточно трудная. Связано это с тем, что необходимо обеспечить передачу огромной тепловой энергии, при небольших расходах воды. Ведь при

увеличении расхода воды, настанет момент, когда для поддержания допустимой скорости в межтрубном пространстве, возникнет необходимость увеличивать диаметр кожуха, что в свою очередь так же приведёт к росту массогабаритных характеристик.

В рамках данной работы, для дальнейшего изучения был выбран вариант при расходе воды 6 кг/с. Для того чтобы выбрать ТОА проанализируем полученные зависимости.

На рисунке Г.22 видно, что использование трубок с диаметром 0,014-0,016 м, а также количества трубок меньше 70 штук нецелесообразно, так как резко возрастают гидравлические потери.

По рисункам Г.23) и Г.24, можно сделать вывод о невозможности использования трубок с диаметром 0,028-0,024 м, а также количества трубок более 120 штук, так как скорость холодного теплоносителя опускается ниже допустимых значений.

По рисунку Г.21, так же можно сделать вывод о нецелесообразности использования трубок диаметром 0,028-0,024 м, а также использование их менее чем 70 штук.

Таблица 7 – Параметры полученного ТОА

Наименование		Параметр	Значение
Температура холодного теплоносителя	На входе	$T_{х1}$, °C	15
	На выходе	$T_{х2}$, °C	127
Температура горячего теплоносителя	На входе	$T_{г1}$, °C	385
	На выходе	$T_{г2}$, °C	40
Расход теплоносителя	Горячего	$G_г$, кг/с	1,528
	Холодного	$G_х$, кг/с	6
Давление теплоносителей	Горячего	$P_г$, 10^6, Па	1,3
	холодного	$P_х$, 10^6, Па	6
Внутренний диаметр трубок		$d_{вн}$, *м*	0,020
Внутренний диаметр кожуха		$D_{вн}$, *м*	0,350
Скорость теплоносителей	Горячего	$W_г$, *м/с*	3,6

	Холодного	$W_{x\,(пар)}$, *м/с*	1
Площадь поверхности теплообмена		*F, м²*	67,4
Длина		*L, м*	8,3
Гидравлические потери		$\Delta P_г$, *Па*	977
Температура стенки		$T_{ст}$, *°С*	125
Количество трубок		*n*	95

2.3.3 Результаты расчёта ТО4

В результате расчёта получены зависимости параметров, по которым можно оценить габариты ТО. Для того чтобы определиться с оптимальными параметрами ТОА проанализируем полученные зависимости.

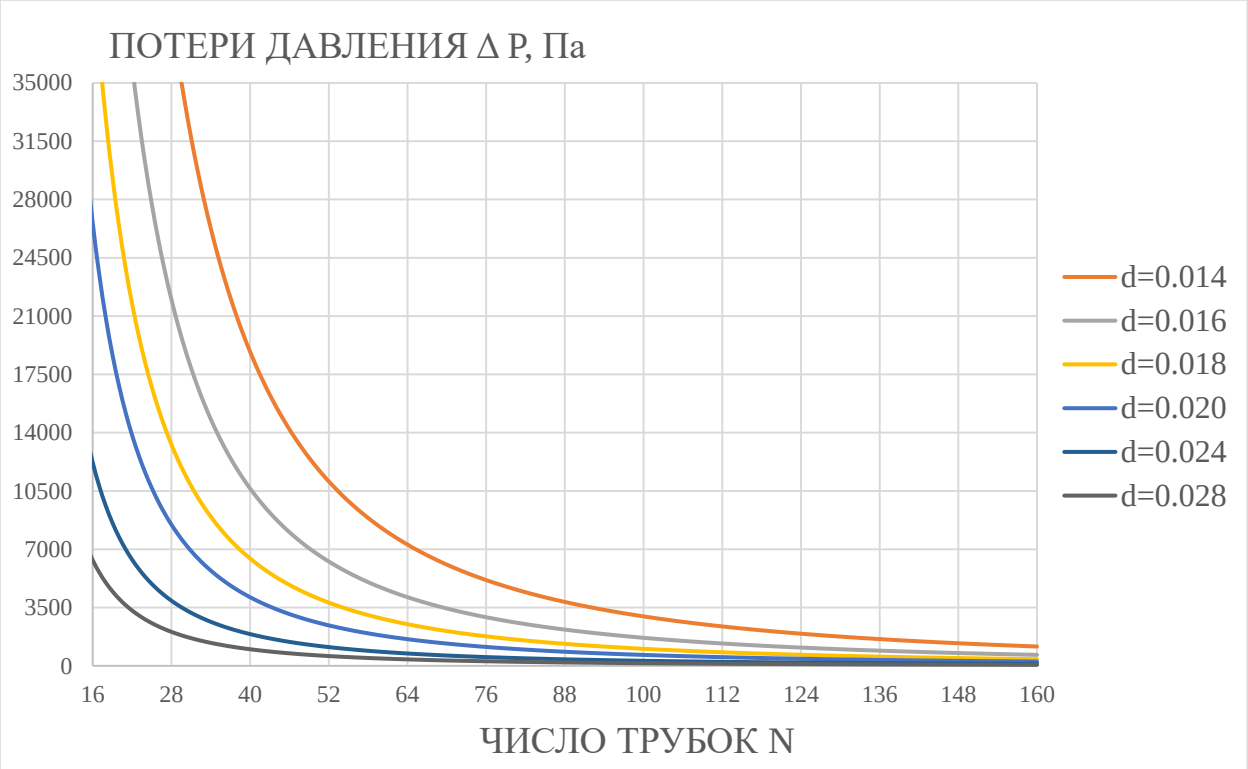

Рисунок 30 – Зависимость значения гидравлических потерь от числа трубок

На рисунке 30 видно, что использование трубок с диаметром 0,014-0,016 м, а также количества трубок меньше 52 штук нецелесообразно, так как резко возрастают гидравлические потери.

По рисункам 31 и 32, можно сделать вывод о невозможности использования трубок с диаметром 0,028-0,024 м, а также количества трубок более 125 штук, так как скорость обоих теплоносителей резко падает. При этом скорость воды в межтрубном пространстве практически равна нулю, что является недопустимым.

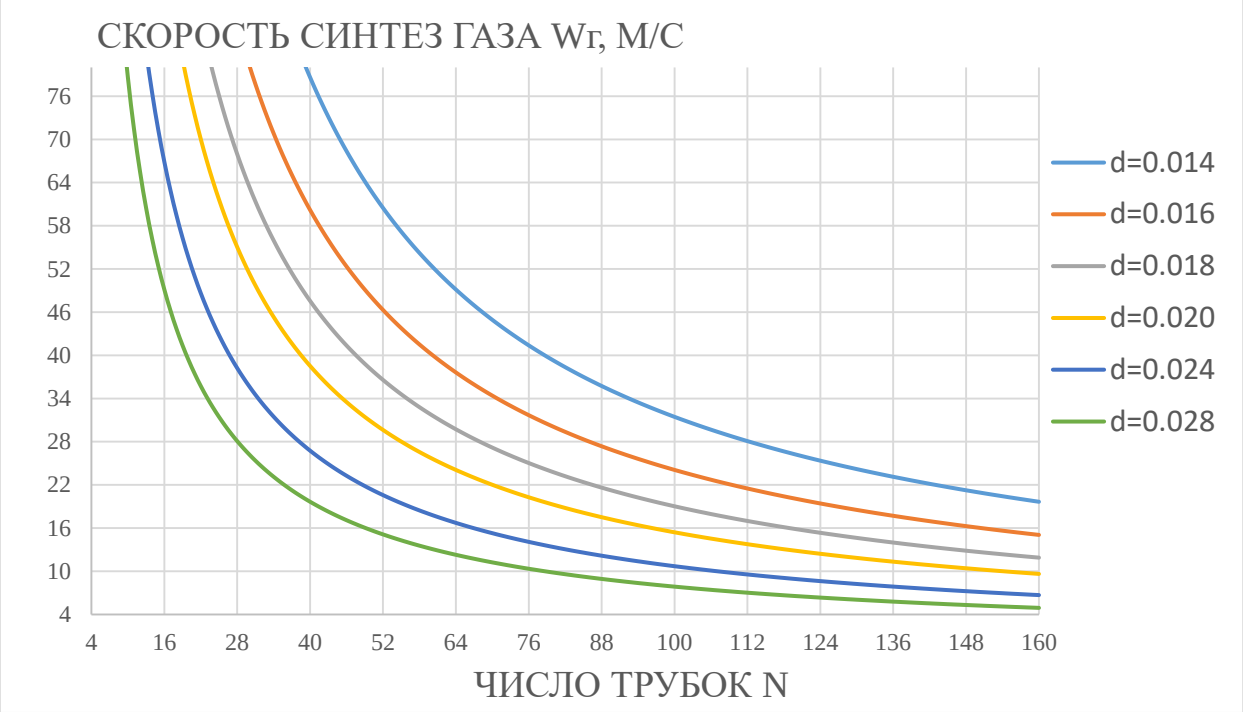

Рисунок 31 – Зависимость скорости движения синтез-газа от числа трубок, для разных диаметров трубок

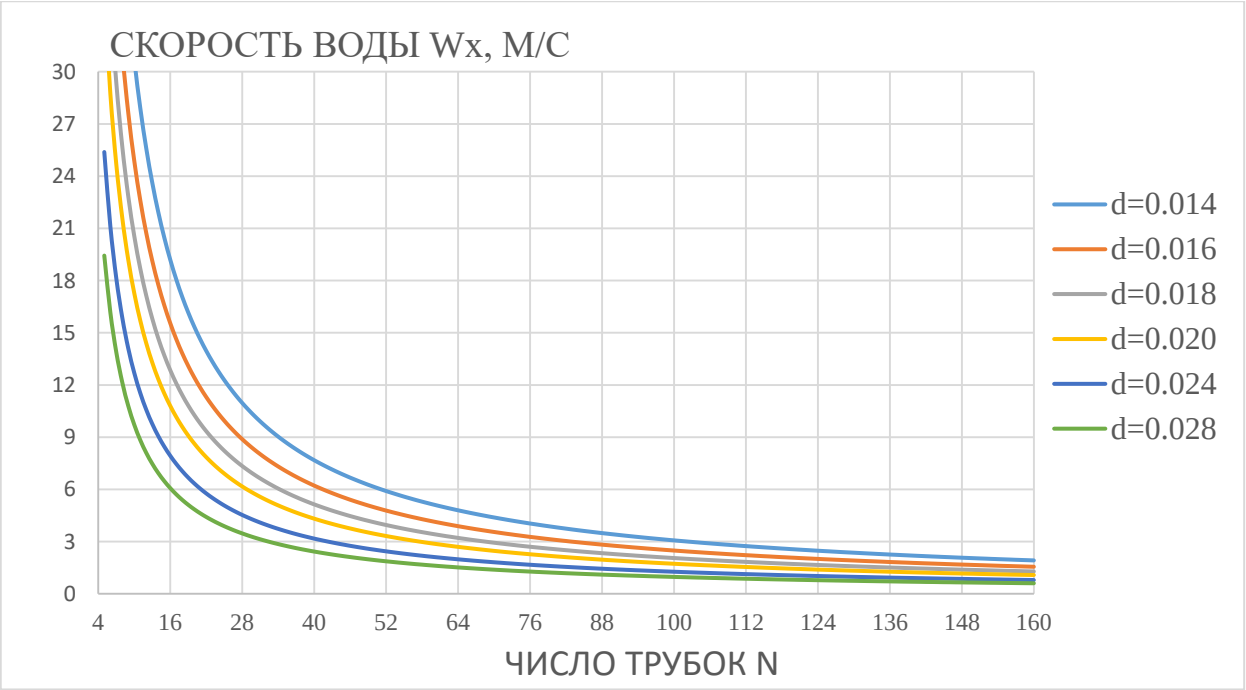

Рисунок 32 – Зависимость скорости движения воды от числа трубок, для разных диаметров трубок

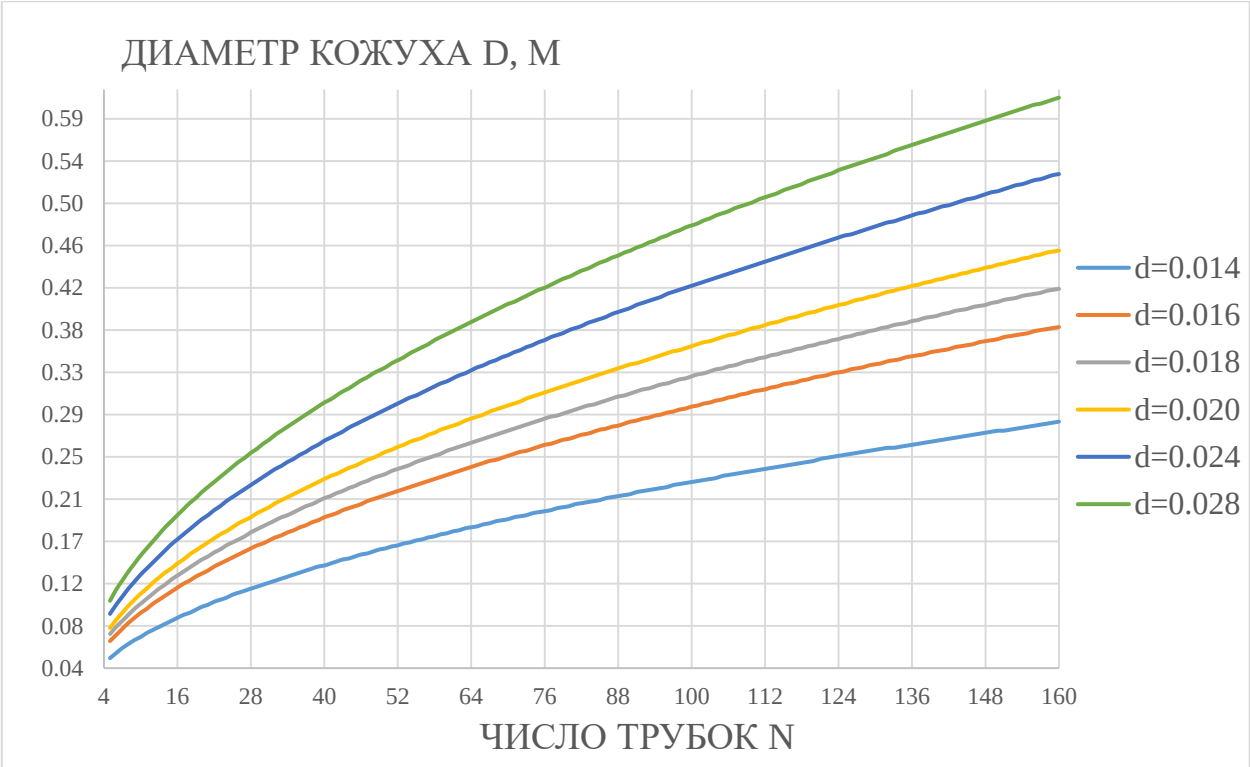

Рисунок 33 – Зависимость значения диаметра кожуха от числа трубок

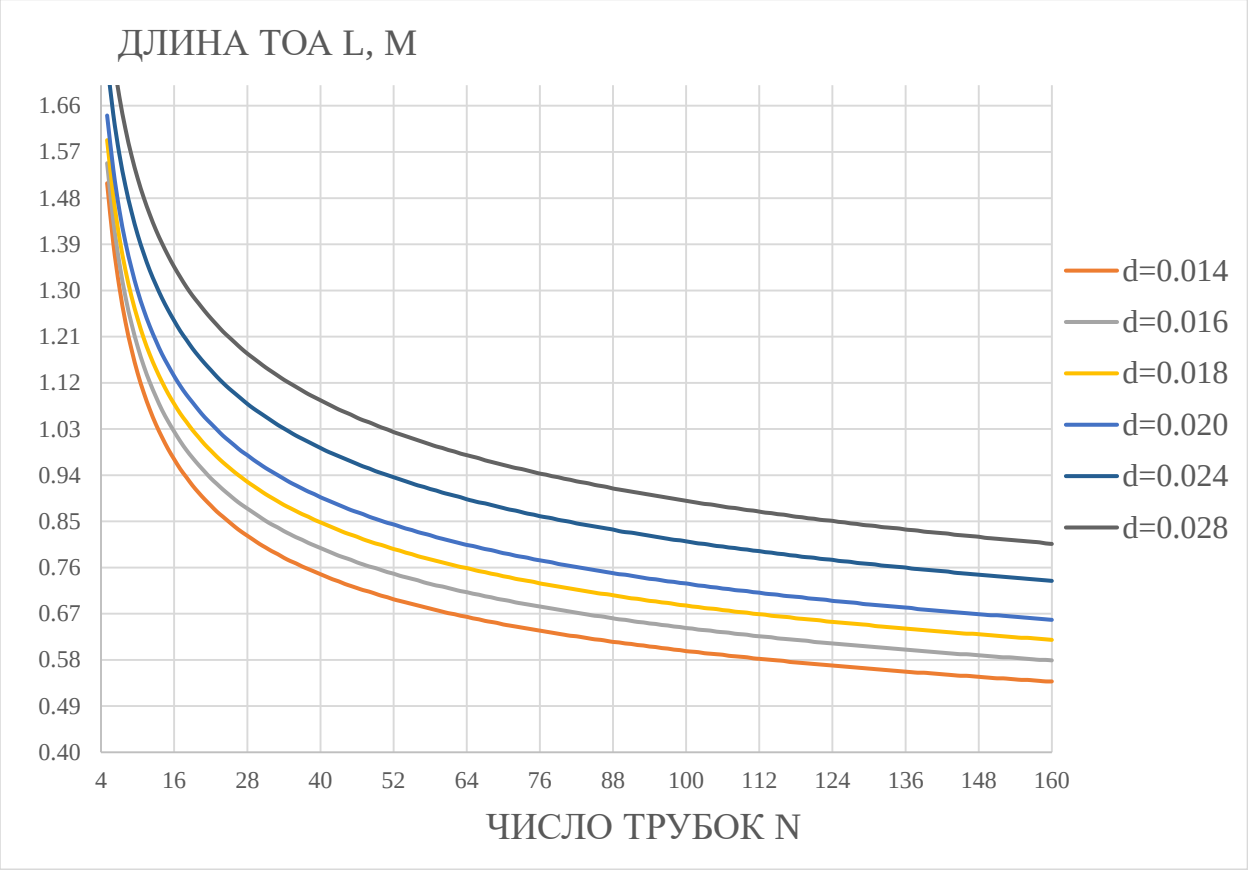

Рисунок 34 – Зависимость значения длины ТОА от количества трубок, при разных диаметрах

Так же на рисунке 33 наблюдается увеличение диаметра кожуха при увеличении числа трубок, что приводит к увеличению площади межтрубного пространства, что в свою очередь и приводит к снижению скорости движения теплоносителей.

По рисунку 34, так же можно сделать вывод о нецелесообразности использования трубок диаметром 0,028-0,024 м, а также использование их менее чем 40 штук. Также видно, что целесообразно использовать ТО именно с количеством трубок равным 64 шт., так как при дальнейшем увеличении их количестве длина уменьшается не значительно, а диаметр достаточно сильно увеличивается, что ведёт к нежелательному увеличению габаритов.

Параметры выбранного ТОА приведены в таблице 8.

Таблица 8 – Параметры полученного ТОА

Наименование		Параметр	Значение
Температура холодного теплоносителя	На входе	T_{x1}, °C	40
	На выходе	T_{x2}, °C	220
Температура горячего теплоносителя	На входе	$T_{г1}$, °C	980
	На выходе	$T_{г2}$, °C	849
Расход теплоносителя	Горячего	$G_г$, кг/с	2
	Холодного	G_x, кг/с	1,28
Давление теплоносителей	Горячего	$P_г$, 10^6, Па	1,4
	холодного	P_x,10^6, Па	6
Внутренний диаметр трубок		$d_{вн}$, *м*	0,020
Внутренний диаметр кожуха		$D_{вн}$, *м*	0,350
Скорость теплоносителей	Горячего	$W_г$, *м/с*	16
	Холодного	$W_{x\ (пар)}$, *м/с*	1,8
Площадь поверхности теплообмена		F, $м^2$	5,3
Длина		L, *м*	740
Гидравлические потери		$\Delta P_г$, *Па*	730
Температура стенки		$T_{ст}$, *°C*	710
Количество трубок		n	95

2.4 Вывод по расчётно-аналитическому разделу

Приведены расчёт узлов модуля подготовки синтез-газа по классическим методикам, а также с применением численных методов. По результатам анализа полученных данных, были выбраны наиболее подходящие конструкции аппаратов по соотношению габаритов к гидравлическим потерям для теплообменников: ТО3, ТО4 и для смесителя, а также по соотношению габаритов к эффективности сепарации для сепаратора.

Рекомендованными значениями удельной поверхности насадочного слоя является 800 $м^2/м^3$, так как это значение соответствует насадке с минимальных размером, равным 8мм.

Рекомендованные значения скорости в насадочном слое находятся в диапазоне 5-7 м/с. Это обусловлено тем, что при больших скоростях происходит резкое увеличение гидравлических потерь.

Рекомендованные значения высоты трубок с ЛЗ находятся в диапазоне 0,2-0,3, так как, при больших значениях эффективность сепарации меняется не значительно.

Рекомендованные значения скорости синтез-газа в трубках, находятся в диапазоне 40-50 м/с, так как наблюдается достаточная эффективность сепарации, а при увеличении значению скорости, значительно возрастают гидравлические потери.

Рекомендуемой конструкцией смесителя для использования в блоке подготовке является насадка в виде решётки с добавлением спрямляющей решётки. Так как наблюдается лучшее распределение частиц в потоке во всём объёме смесителя.

Рекомендуемый расход воды в ТО3 равен 6кг/с, это обусловлено тем, что при дальнейшем увеличении расхода, эффект снижения габаритов ТО3 заметно снижается.

Полученные результаты в дальнейшем используются для формирования конструкции аппаратов.

3 КОНСТРУКТОРСКИЙ РАЗДЕЛ

Конструкции проектируемых узлов формируются с учетом результатов расчетов, проведенных в разделе 2. Расчетные формулы взяты из [55].

3.1 Выбор диаметров патрубков и подбор соединительных элементов

Внутренние диаметры патрубков $d_{вн}$, м, таблица 9 были подобраны исходя из нормальных скоростей движения сред, а также условий унификации узлов установки.

Таблица 9 – Внутренние диаметры патрубков

Наим. узла	Тек. среда	$d_{вн}$, м
ТО3	Вода	0,125
ТО4	Вода	0,125
Сепаратор	Вода на выходе	0,050
	Сг на выходе	0,065
СМ	Сг (байпас)	0,10
	Сг (после СТК)	0,05

Размеры фланцевых соединений были заданы по ГОСТ 12815-50, ГОСТ 33259-2015. Крепежные элементы задавались по ГОСТ 22042-76, ГОСТ 11371-78, ГОСТ 2526-70.

3.2 Определение толщин стенок аппаратов

Толщина стенки корпуса аппарата рассчитывается по формуле:

$$S_{\text{корп}} \geq \frac{P_{\text{расч}} D_{\text{вн}}}{2[\sigma]_{\text{корп}}\varphi - P_{\text{расч}}} + C \text{ (м)}, \quad (3.1)$$

где $P_{\text{расч}}$ (МПа) – расчетное избыточное давление среды, заключенной в корпусе; $D_{\text{вн}}$ (м) – внутренний диаметр корпуса аппарата; $[\sigma]_{\text{корп}}$ (МПа) – номинальное допускаемое напряжение; φ – коэффициент ослабления сварочными швами или отверстиями; C (м) – прибавка к расчетной толщине стенки, компенсирующая влияние коррозии и эрозии, минусовое отклонение толщины стенки корпуса при штамповке и гибке обечаек, искажение правильной геометрической формы при гибке.

Величина расчетного давления $P_{\text{расч}}$ принимается равной 6 МПа для всех узлов установки.

Величина $[\sigma]_{\text{корп}}$ определяется в зависимости от средней [55] или наибольшей [48] температуры в аппарате для используемого материала аппаратов:

$$[\sigma]_{\text{корп}} = min\left(\frac{\sigma_{0,2}}{1,5}; \frac{\sigma_{\text{в}}}{2,4}\right) \text{ (МПа)}, \qquad (3.2)$$

где $\sigma_{0,2}$ (МПа) – условный предел текучести при остаточной деформации 0,2 %;

$\sigma_{\text{в}}$ (МПа) – временное сопротивление разрыву.

Прибавка C принимается равной 0,001-0,005 м при практических расчетах.

Значения, используемые при расчете толщин стенок внешних корпусов проектируемых аппаратов приведены в таблице 15.

Таблица 10 – Толщина стенок

Наим. узла	$P_{расч}$, *МПа*	$D_{вн}$, *м*	$[\sigma]_{\text{корп}}$, МПа	φ	C, *м*	$S_{корп}$, м
ТО3	6,0	0,350	127	1,0	0,004	0,016
ТО4	6,0	0,350	120	1,0	0,004	0,016
Сепаратор	6,0	0,200	120	1,0	0,004	0,012
СМ	6,0	0,150	127	1,0	0,004	0,0010

3.3 Расчёт трубной доски ТО3 и ТО4

Значение межосевого шага t, м рисунок 35 находится из соотношения:

$$t = \psi \times d_{\text{нар}}\ (\text{м}) = 1{,}4 \times 0{,}020 = 0{,}028\ \text{м}, \qquad (3.3)$$

где $\psi = 1{,}25 \ldots 1{,}40$ – относительный шаг,

$d_{\text{нар}}$ (м) – наружный диаметр теплообменных труб.

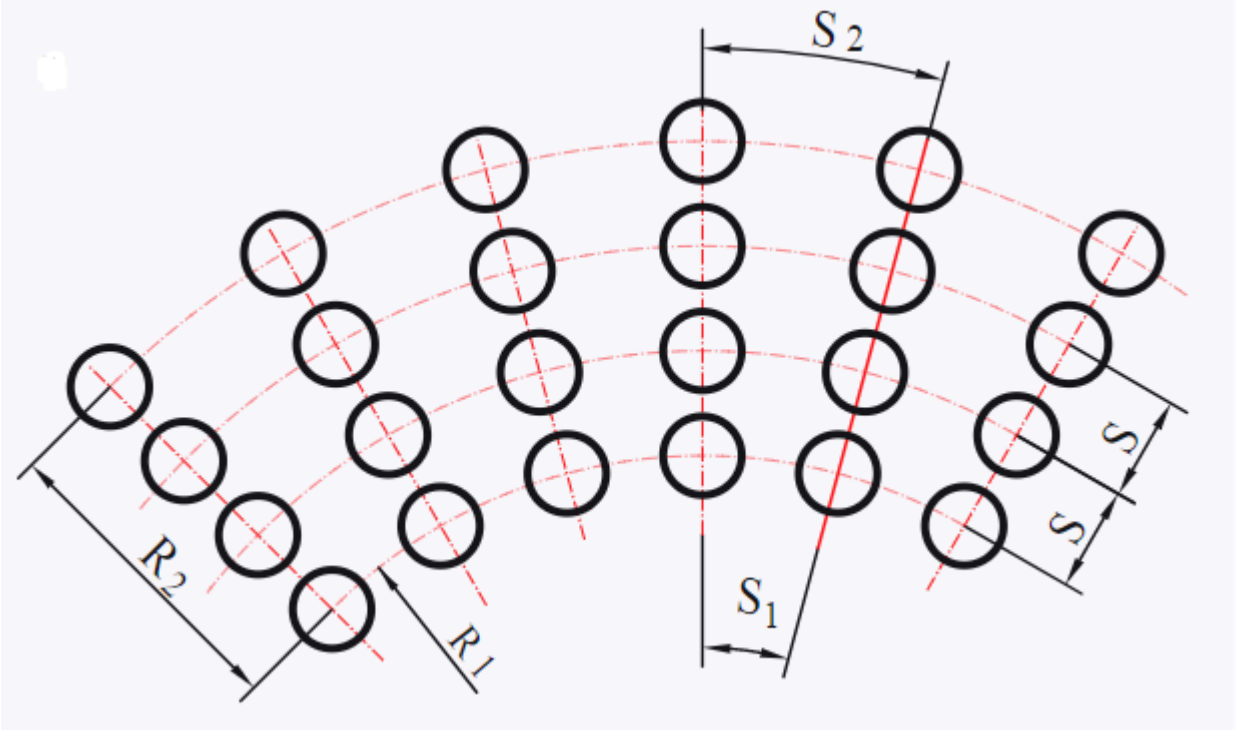

Рисунок 35 - Схема расположения отверстий в решетке КУ

Толщина трубной решетки для ТО3 и ТО4 рассчитывается по формуле:

$$S_{\text{тр}} = 0{,}393 \times K \times D_{\text{вн}} \sqrt{\frac{P_{\text{расч}}}{\varphi_{\text{р}}[\sigma]_{\text{корп}}}}\ (\text{м})\ , \qquad (3.4)$$

$$\varphi_{\text{р}} = 0{,}935 - 0{,}65\frac{d_{\text{нар}}}{t}, \qquad (3.5)$$

где $K = 0{,}7 - 0{,}8$ для трубных досок, закрепляемых сваркой.

$$\varphi_{\text{р}} = 0{,}935 - 0{,}65 \times \frac{0{,}023}{0{,}033} = 0{,}48, \qquad (3.6)$$

$$S_{\text{тр}} = 0{,}393 \times 0{,}7 \times 0{,}350 \times \sqrt{\frac{6{,}0}{0{,}48 \times 62{,}3}}\ (\text{м})\ , \qquad (3.7)$$

3.4 Выбор компенсатора температурных удлинений и деформаций

Для аппаратов с повышенной длиной, работающих при высоких температурах/перепадах температур (ТО3, ТО4, СМ), необходимо предусмотреть компенсацию температурных деформаций и неравных температурных удлинений корпуса и теплообменных труб.

Учитывая повышенные значения давлений и температур в аппаратах, компенсация температурных эффектов, возникающих при эксплуатации, обеспечивается установленными компенсационными кольцами [56]. Компенсационные кольца сильфонного типа обеспечивают высокую герметичность и возможность взаимного перемещения под воздействием теплового расширения внутренней стенки и наружной обечайки.

3.5 Разработка процесса сборки смесителя

При разработке процесса сборки данное изделие было разбито на 12 сборочных единиц: 1) гофра; 2) кожух внутренний; 3) кожух наружный 1; 4) кожух наружный 2; 5) кольцо; 6) крышка; 7) патрубок; 8) решётка (3шт); 9) спрямляющая решётка; 10) фланец 1 (2шт); 11) фланец 2; 12) Фланец 3.

Перед сварочными операциями все детали и узлы подготавливаются для сварки, для чего подаются на обезжиривание, а затем на просушку.

Общий вид смесителя представлен на рисунке 36.

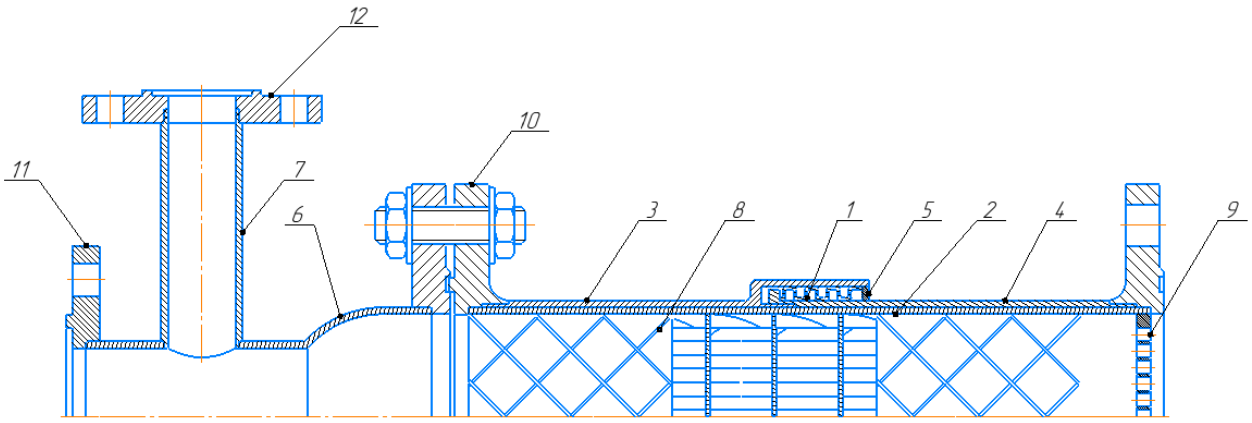

Рисунок 36 – Общий вид смесителя

Разрабатываем последовательность сборки:

1. Сборка начинается со сварки между собой 3 решёток.
2. Во внутренний кожух вставляется собранная решётка и приваривается с двух сторон.
3. Далее во внутренний кожух помещается спрямляющая решётка и приваривается.
4. На внутренний кожух надевается внешний кожух 1, на эту конструкцию надевается фланец 1 и приваривается.
5. Затем на внешний кожух 2 надевается гофра и надевается на внутренний кожух, надевается кольцо и фланец, которые привариваются.
6. Крышка собирается как отдельная деталь.
7. На крышку с уже проделанным отверстием надеваются фланец 1 и 2 свариваются.
8. К крышке приваривается патрубок, на который надевается фланец 3 и так же сваривается.
9. Крышка крепится к смесителю через фланец.

3.6 Разработка процесса сборки сепаратора

При разработке процесса сборки данное изделие было разбито на 19 сборочных единиц: 1) внутренний кожух 1; 2) внутренний кожух 2; 3) внешний кожух 1; 4) внешний кожух 2; 5) кольцо; 6) крышка; 7) нерегулярные насадки “Инжехим”; 8) патрубок; 9) прижимная решётка; 10) сетчатый демистер; 11) спрямляющая решётка; 12) трубная доска; 13) трубки с ленточным завихрителем; 14) фланец 1; 15) фланец 2; 16) фланец 3; 17) фланец 4; 18) центрирующее кольцо; 19) ёмкость под насадки.

Перед сварочными операциями все детали и узлы подготавливаются для сварки, для чего подаются на обезжиривание, а затем на просушку.

Общий вид смесителя представлен на рисунке 37.

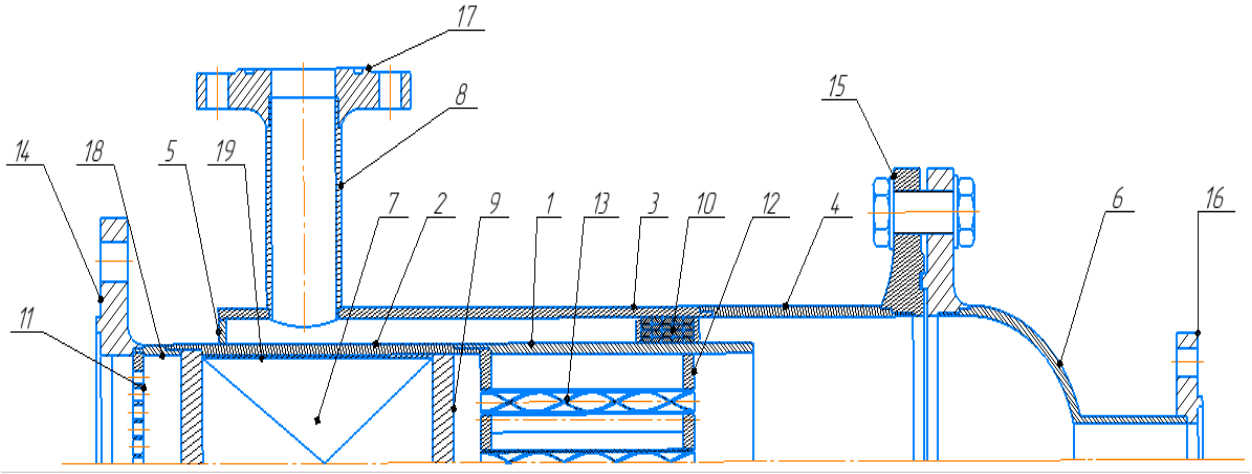

Рисунок 37 – Общий вид сепаратора

Разрабатываем последовательность сборки:

1. Сборка начинается со сборки насадки с ленточным завихрителем: трубки привариваются в трубных решётках, эта конструкция помещается во внутреннюю стенку 1 и сваривается.
2. Далее собирается насадка с нерегулярными насадками “Инжехим”: к ёмкости для насадок приваривается прижимная решётка, далее засыпаются насадки “Инжехим” и прижимаются решёткой, которая приваривается; далее эта конструкция помещается во внутреннюю стенку 2 и приваривается.
3. Полученные насадки свариваются между собой.
4. Со стороны насадочного слоя приваривается центрирующее кольцо, а на него устанавливается спрямляющая решётка и фланец, которые так же свариваются.
5. На полученную конструкцию, со стороны трубок надевается сетчатый демистер, который приваривается.

6. На сетчатый демистер надевается внешний кожух 1 с уже проделанным отверстием, который сваривается с ним. Со стороны насадочного слоя надевается кольцо, которое сваривается с внутренней стенкой 2 и внешней стенкой 1.
7. К спрямляющей решётке надевается фланец 1 и приваривается.
8. На внешнюю стенку 1 надевается внешняя стенка 2, и сваривается с ней.
9. К внешней стенке 1 приваривается патрубок очищенного газа, к которому далее приваривается фланец 4.
10. Крышка собирается как отдельная деталь.
11. К крышке привариваются фланцы 2 и 3.
12. Крышка крепится к смесителю через фланец.

3.7 Разработка процесса сборки теплообменников

Разработка процесса сборки ТО3.

При разработке процесса сборки данное изделие было разбито на 19 сборочных единиц: 1) внутренний кожух; 2) внешний кожух 1; 3) внешний кожух 2; 4) гофра; 5) кольцо; 6) патрубок; 7) перегородка; 8) трубная решётка; 9) трубки; 10) фланец 1; 11) фланец 2.

Перед сварочными операциями все детали и узлы подготавливаются для сварки, для чего подаются на обезжиривание, а затем на просушку.

Общий вид теплообменника представлен на рисунке 38.

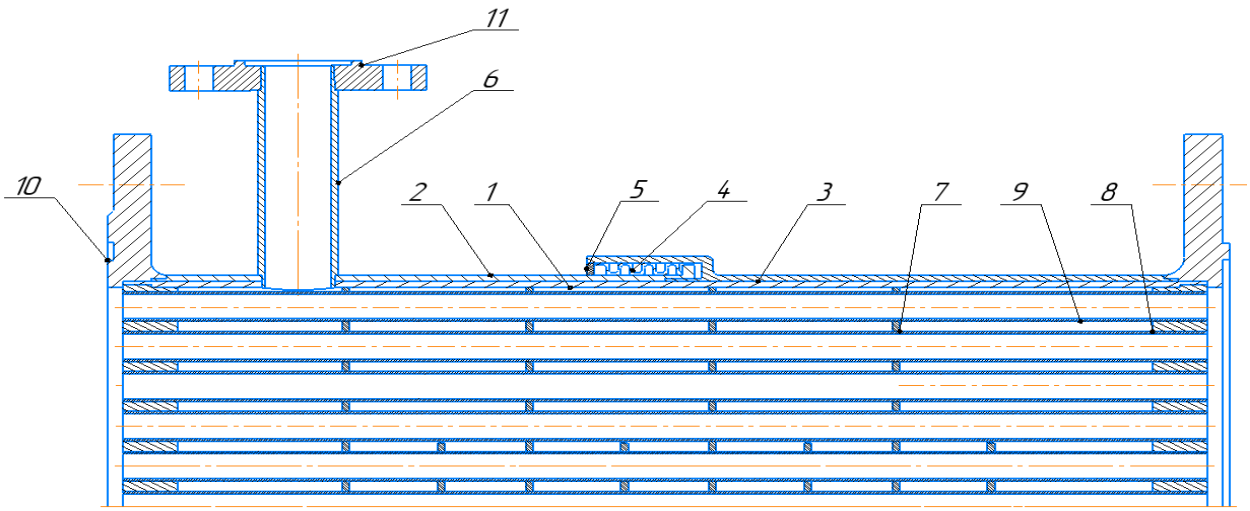

Рисунок 38 – Общий вид теплообменника

Разрабатываем последовательность сборки:

1. Сборка теплообменника начинается с поочередной сварки трубок в соответствующих местах в трубных решётках и перегородках.
2. Полученная конструкция помещается во внутренний кожух с уже проделанным отверстием, в котором центрируется с помощью паза в трубной решётке и сваривается.
3. На внутренний кожух надевается внешний кожух 1, на котором надета гофра и кольцо, кожух подпирается фланцем 1, который сваривается с ним.
4. Затем с другой стороны надевается внешний кожух 2 с уже проделанным отверстием, который подпирается фланцем и сваривается с ним.
5. Кольцо сваривается с внешним кожухом 1 и внешним кожухом 2.
6. В отверстия в корпусе вставляются патрубки воды и привариваются к нему. К патрубкам привариваются фланцы 2.

Процесс сборки ТО3 аналогичен с ТО4, но добавляется пункт крепления через фланцы нескольких секций друг с другом.

3.8 Вывод по разделу

В данном разделе были определены основные конструктивные элементы проектируемых аппаратов, приведена общая последовательность процесса их сборки.

На рисунках 39-42 приведены трехмерные модели проектируемых узлов. Чертежи общего вида аппаратов приведены в приложениях Д-З.



Рисунок 39 – Трёхмерная модель смесителя



Рисунок 39 – Трёхмерная модель ТО3



Рисунок 40 – Трёхмерная модель сепаратора



Рисунок 41 – Трёхмерная модель ТО4

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе были рассчитаны и сконструированы узлы модуля подготовки синтез-газа МК получения метанола.

В работе приведен кратких обзор проблем, решаемых с помощью применения малотоннажных комплексов. Приведена схема комплекса получения синтез-газа, рассмотрен принцип работы модуля подготовки синтез-газа комплекса. Проведен обзор и выбор конструкций для узлов модуля.

В ходе выполнения проекта были произведены следующие расчеты:

- тепловой и гидравлический расчеты теплообменных аппаратов модуля по классическим методикам;
- расчёт эффективности сепарации синтез-газа от воды;
- расчет смесителя численными методами с использованием SolidWorks FlowSimulation;
- конструктивные расчеты узлов.

Были разработаны:

- технологические схемы сборки узлов модуля;
- трехмерные модели проектируемых узлов;
- чертежи общего вида.

В итоге были получены характеристики по основным узлам установки.

Полученные конструкции не выходят за допустимые ограничения по габаритам. Однако для того, чтобы оценить размещение всей установки в целом необходимы дальнейшие исследования остальных узлов комплекса.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Сосна М.Х., Заволокин К.Х, Хаманова А.А. Повышение эффективности производства метанола путем утилизации продувочного газа // НефтеГазоХимия. 2018. № 3. С. 35–38. DOI: 10.24411/2310-8266-2018-10302.
2. Богданов В.А. Процесс получения синтез-газа при горении сверхбогатых смесей метана и аппараты для его реализации: автореф. канд. техн. наук 05.17. / Богданов Виктор Александрович; Московский государственный университет Инженерной экологии. — Москва, 2006. - 20 с.
3. Мордкович В.З. Четыре поколения технологии получения синтетического жидкого топлива на основе синтеза Фишера-Тропша. Исторический обзор / В.З. Мордкович, Л.В. Синева и др. // Катализ в промышленности, №5, 2015, с. 23-45.
4. Современные и перспективные технологии производства водорода / ООО «Прима-Химмаш» // Отчет-справочник. Выпуск 2. – СПб.: ООО «ПримаХиммаш», 2015. - 327 с
5. Ола Дж. Метанол и энергетика будущего. Когда закончатся нефть и газ / Дж. Ола, А. Гепперт, С Пракаш // М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2012. – 416 с.
6. Производство водородных установок и строительство водородной инфраструктуры в промышленно развитых странах. Технико-инвестиционные показатели установок и водородных станций // Отчет-справочник. Выпуск 2. – СПб.: ООО «Прима-Химмаш», 2015. - 226 с.
7. Современные и перспективные технологии производства водорода / ООО «Прима-Химмаш» // Отчет-справочник. Выпуск 2. – СПб.: ООО «ПримаХиммаш», 2015. - 327 с.

8. Даль П.Ю. Технология автотермического риформинга для современных крупнотоннажных метанольных установок / П. Ю. Даль, Т. С. Кристенсен и др. // Международная конференция «Азот и синтез-газ – 2014», Париж, 2014. – 14с.
9. Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М. Оптимизация состава синтез-газа для малотоннажного производства метанола // НефтеГазоХимия. 2018. № 3. С. – 39–43. DOI: 10.24411/2310-8266-2018-10303.
10. Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М. Влияние состава водородсодержащего газа на выход метанола // НефтеГазоХимия. 2020 №10.
11. Патент РФ на полезную модель № 176510. Малотоннажная установка получения метанола.
12. Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М. Управление составом синтез-газа для малотоннажного производства метанола // Технологии нефти и газа. 2018. № 3. С. 54-59.
13. Арутюнов В.С. Новые концепции развития малотоннажной газохимии / В.С. Арутюнов, В.И. Савченко, И.В. Седов и др. // Химические технологии и продукты / НефтеГазоХимия, №4, 2014, с. 19-23.
14. Гимаева А.Р. Развитие технологий производства метанола и диметилового эфира на малодебитных и труднодоступных месторождениях: дис. канд. тех. наук: 07.00.10, 02.00.13 / Гимаева Алина Рашитовна; Уфимск. гос. нефт. хим. ун-т. – Уфа, 2015. – 154 с
15. Чайка С.Е. Малотоннажные GTL-установки / С.Е. Чайка С.Е., А.М. Шкода // ООО «АМТЕК инжиниринг» [Электронный ресурс]. URL: http://www.newchemistry.ru/printletter.php?n_id=6615 (дата обращения: 08.05.2021).
16. Рустамов З.А., Брюхова К.С. Проблема утилизации попутного нефтяного газа. Анализ и современное состояние. 2019. №58. DOI: 10.15593/2224-9982/2019.58.08

17. Минэнерго предложило альтернативу новому налогу для нефтяников [Электронный ресурс], 2020 URL: https://www.rbc.ru/business/21/01/2020/5e256c3a9a79476b4e020006 (дата обращения: (15.05.2021)
18. Baker, J.R. Motionless mixers stir up new uses / J.R. Baker // Chem Eng Prog. – 1991. – V.87. – P.32-38.
19. Классен, П.В. Основные процессы технологии минеральных удобрений / П.В. Классен, И.Г. Гришаев. – М.: Химия, 1990. – 304 с.
20. Некоторые аспекты сульфатирования органических соединений в гидродинамическом потоке и новые подходы к технологии получения ПАВ / К.С. Минскер, В.П. Захаров, Р.Я. Дебердеев, А.А. Берлин // Труды Региональной научно-практического семинара РФФИ «Пути коммерциализации фундаментальных исследований в области химии для отечественной промышленности». – Казань: УНИПРЕСС. – 2002. – С.32-33
21. Шеберстов, В.И. Основы технологии светочувствительных фотоматериалов / В.И. Шеберстов, В.Л. Зеликман, В.С. Чельцов, Е.К. Подгородецкия, Г.М. Цветков. – М.: Химия, 1977. – 504 с.
22. Investigation of emulsification in static mixers by optical measurement techniques usingrefractive index matching / R. Häfeli, O. Rüegg, M. Altheimer, P. Rudolf von Rohr // Chemical Engineering Science. – 2016. – V.143. – P.86-98.
23. Better absorption. Try a static mixer / R.G. Rader, M. Mutsakis, F. Grosz-Röll, W. Maugweiler // Chem Eng. – 1989. – V.6. – P.137-142.
24. Jurkias, E. Cracking method for materials, especially heavy oils, e.g. crude oil, waste oil, plant oils and such, for conversion into boilable materials such as diesel gasoline, etc., as well as a cracking apparatus for this process / E. Jurkias // Fuel Energy Abstr, – 1998. – V39. – P.15.
25. Nauman, E.B. Chemical Reactor Design, Optimization and Scale up / E.B. Nauman // McGraw-Hill, New York. – 2002. – P.389.

26. Новый процесс очистки нефтей и газоконденсатов от низкомолекулярных меркаптанов / А.М. Мазгаров, А.Ф. Вильданов, С.Н. Сухов, Н.Г. Баженова, Г.Б. Низамутдинова,С.Ф. Шиаманна, Р.М. Ормистон // Химия и технология топлив и масел. – 1996. – № 6. – С.11-12.
27. Развитие производства этиленпропиленовых каучуков в России / В.М. Бусыгин, Л.М. Курочкин, Т.Г. Бурганов, Н.Р. Гильмутдинов, К.С. Минскер, Г.С. Дьяконов, Р.Я. Дебердеев, А.А. Берлин // Химическая промышленность. – 2001. – №2. – С.3-4.
28. Интенсификация диспергирования в трубчатых турбулентных аппаратах при производстве синтетических каучуков / Р.Г. Тахавутдинов, Г.С. Дьяконов, А.Г. Мухаметзянова, В.П. Захаров, К.С. Минскер // Химическая промышленность. – 2002. – №1. – С.22-27.
29. Mrityunjay K. Singh, Patrick D. Anderson,* Han E. H. Meijer Understanding and Optimizing the SMX Static Mixer // Macromol. Rapid Commun. 2009. №30. С. 362–376.
30. Fin Type Static Mixer [Электронный ресурс], URL: https://www.jls-europe.de/products/static-mixer/fin-type-static-mixer.html (дата обращения: (3.04.2021).
31. Ужов, В.Н. Очистка промышленных газов от пыли / В.Н. Ужов, А.Ю. Вальдберг, Б.И. Мягков – М.: Химия, 1981. – 392 с.
32. Ужов, В.Н. Подготовка промышленных газов к очистке / В.Н. Ужов, А.Ю. Вальдберг – М.: Химия, 1975.
33. Страус, В. Промышленная очистка газов / В. Страус – М.: Химия, 1981. – 616 с.
34. Зиганшин, М.Г. Проектирование аппаратов пылегазоочистки / М.Г. Зиганшин, А.А. Колесник, В.Н. Посохин – М.: «Экопресс – 3М», 1998. – 505 с.
35. Ужов, В.Н. Очистка газов мокрыми фильтрами / В.Н. Ужов, А.Ю. Вальдберг – М.: Химия, 1972. – 248 с.

36. Лаптев, А.Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике [Текст] / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов – Казань: Изд-во Казан. гос. ун-та, 2008. – 729 с.
37. Чохонелидзе, А.Н. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галустов.,Л.П. Холпанов, В.П. Приходько – М.: Энергоатомиздат, 2002.
38. Козлов, П.А. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности / П.А. Козлов, А.Д. Малыгин, Г.М. Скрябин – Л.: Химия, 1982.
39. Исхаков А.Р., Башаров М.М. Метод расчета эффективности комбинированного сепаратора очистки газов от капельной влаги // Проблемы энергетики. 2016, № 3-4. С. 85–94.
40. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: пособие к расчету аппаратов. Казань: Изд-во Казанск. гос. ун-та, 2008. 729 с.
41. Александров А. А., Григорьев Б. А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара: справочник рек. Гос. службой стандартных справочных данных ГСССД Р-776-98. М.: Изд-во МЭИ, 1999. 164 с.
42. Чиркин В. С. Теплофизические свойства материалов: справочное руководство. М.: Физматгиз, 1959. 356 с.
43. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: Наука, 1972. 721 с. 19.
44. Wilke C. R. A Viscosity Equation for Gas Mixtures // The journal of chemical physics. 1950. Т. 18. N. 4, С. 517-519. doi: 10.1063/1.1747673
45. Lindsay A. L., Bromley L. A. Thermal conductivity of gas mixtures // Industrial and Engineering Chemistry. 1950. Т. 42. N 8. С. 1508-1511. doi: 10.1021/ie50488a017

46. Горбунова А.Ю., Кораблев В.А., Заричняк Ю.П. Расчет теплофизических свойств многокомпонентной газовой среды щелевого лазера // Научно-технический вестник информационных технологий, механики и оптики. 2020. №2.
47. Авчухов В. В. Паюсте Б. Я. Задачник по процессам тепломассообмена: учебное пособие для вузов. М.: Энергоатомиздат, 1986. 144 с.
48. Бродов Ю.М. Теплообменники энергетических установок: учебник. Екатеринбург: Изд-во "Сократ", 2003. 965 с.
49. Исаченко В.П. Теплопередача: учебник для теплоэнерг. спец. втузов /В. П. Исаченко, В. А. Ompова, А. С. Сукомел. - 4-е изд., перераб. и доп. - М.: Энергоиздат, 1981. - 417 с. : ил.
50. Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. изд. 2-е, стереотип. М.: Энергия, 1977. 344 с.
51. Савельев Н.И. Расчёт и проектирование кожухотрубчатых теплообменных аппаратов: учебное пособие / Н. И. Савельев, П. М. Лукин. Чебоксары: Изд-во Чуваш. ун-та, 2010. 80 с.
52. Сахин В. В. Теплообменные аппараты: учеб. пособие. СПб: Изд-во Балт. гос. техн. ун-та, 2010. 80 с.
53. Коррозионностойкие, жаростойкие и высокопрочные стали и сплавы: справочник / А. П. Шлямнев [и др.]. М.: Интермет Инжиниринг, 2000. 232 с.
54. Локшин В.А. Гидравлический расчет котельных агрегатов [Текст]: Нормат. метод / [О.М. Балдина, В.А. Локшин, Д.Ф. Петерсон и др.] ; Под ред. В.А. Локшина [и др.]. - М.: Энергия, 1978. - 255 с., 4 отд. л. номогр.: ил.
55. Бойко, Е. А. Тепловые электрические станции (расчет и проектирование рекуперативных теплообменных аппаратов ТЭС): учебное пособие / Е. А. Бойко. Красноярск: ИПЦ КГТУ, 2006. 92 с.
56. Патент РФ No192458. Газогенератор синтез-газа.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

«Схема ПГС»

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

«Расчет теплообменного аппарата ТО4 в Mathcad 15»

$$\mathrm{Approx}(T, T_x, f_y) := \left| \begin{array}{l} i \leftarrow 2 \\ \text{while } T > T_{x_i} \\ \quad i \leftarrow i + 1 \\ \dfrac{f_{y_i} - f_{y_{i-1}}}{\left(T_{x_i} - T_{x_{i-1}}\right)} \cdot \left(T - T_{x_{i-1}}\right) + f_{y_{i-1}} \end{array} \right.$$

$$\lambda_{ст}(T) := \mathrm{Approx}\left(T, \begin{pmatrix} 273.15 \\ 373.15 \\ 473.15 \\ 573.15 \\ 673.15 \\ 773.15 \\ 873.15 \\ 973.15 \\ 1173.15 \\ 1200 \end{pmatrix}, \begin{pmatrix} 15 \\ 16.3 \\ 17.6 \\ 18.8 \\ 20.5 \\ 21.8 \\ 23.5 \\ 24.7 \\ 28.5 \\ 29 \end{pmatrix}\right) \qquad \mathrm{ORIGIN} := 1$$

$$c_x(T) := \left| \begin{array}{l} \begin{pmatrix} T^0 \\ T^1 \\ T^2 \\ T^3 \\ T^4 \\ T^5 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} -5.694425 \times 10^3 \\ 144.293456 \\ -0.822684 \\ 2.298075 \times 10^{-3} \\ -3.171058 \times 10^{-6} \\ 1.753228 \times 10^{-9} \end{pmatrix} \quad \text{if } T < 532 \\ \begin{pmatrix} T^0 \\ T^1 \\ T^2 \\ T^3 \\ T^4 \\ T^5 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} 2.000985 \times 10^5 \\ -1.087029 \times 10^3 \\ 2.381855 \\ -2.598554 \times 10^{-3} \\ 1.410475 \times 10^{-6} \\ -3.04483 \times 10^{-10} \end{pmatrix} \quad \text{if } T > 575 \\ 4335.80 \quad \text{otherwise} \end{array} \right.$$

$$c_T(T) := \mathrm{Approx}\left(T, \begin{pmatrix} 274 \\ 300 \\ 400 \\ 500 \\ 600 \\ 700 \\ 800 \\ 900 \\ 1000 \\ 1173 \end{pmatrix}, \begin{pmatrix} 3.518 \times 10^3 \\ 3.333 \times 10^3 \\ 2.736 \times 10^3 \\ 2.25 \times 10^3 \\ 1.792 \times 10^3 \\ 1.673 \times 10^3 \\ 1.668 \times 10^3 \\ 1.683 \times 10^3 \\ 1.71 \times 10^3 \\ 1.757 \times 10^3 \end{pmatrix}\right)$$

$$\rho_x(T) := \mathrm{Approx}\left(T, \begin{pmatrix} 273.15 \\ 300 \\ 350 \\ 430 \\ 542 \\ 543 \\ 564 \\ 565 \\ 750 \\ 900 \\ 1200 \end{pmatrix}, \begin{pmatrix} 1.003 \times 10^3 \\ 999.249 \\ 976.268 \\ 913.523 \\ 770.55 \\ 394.158 \\ 394.158 \\ 29.12 \\ 18.588 \\ 15.03 \\ 11 \end{pmatrix}\right)$$

$$\rho_T(T) := \mathrm{Approx}\left(T, \begin{pmatrix} 274 \\ 300 \\ 400 \\ 500 \\ 600 \\ 700 \\ 800 \\ 900 \\ 1000 \\ 1173 \end{pmatrix}, \begin{pmatrix} 62.088 \\ 56.633 \\ 41.217 \\ 32.092 \\ 25.39 \\ 21.382 \\ 18.586 \\ 16.484 \\ 14.816 \\ 12.638 \end{pmatrix}\right)$$

$$\lambda_x(T) := \mathrm{Approx}\left[T, \begin{pmatrix}274\\300\\400\\500\\600\\700\\800\\900\\1000\\1173\end{pmatrix}, \begin{pmatrix}0.119\\0.132\\0.168\\0.199\\0.229\\0.259\\0.289\\0.317\\0.345\\0.391\end{pmatrix}\right]$$

$$\lambda_r(T) := \mathrm{Approx}\left[T, \begin{pmatrix}274\\300\\400\\500\\600\\700\\800\\900\\1000\\1173\\1500\end{pmatrix}, \begin{pmatrix}0.119\\0.132\\0.168\\0.199\\0.229\\0.259\\0.289\\0.317\\0.345\\0.391\\0.48\end{pmatrix}\right]$$

$$\mu_x(T) := \mathrm{Approx}\left[T, \begin{pmatrix}274\\300\\400\\500\\600\\700\\800\\900\\1000\\1173\end{pmatrix}, \begin{pmatrix}9.205\times10^{-6}\\1.099\times10^{-5}\\1.543\times10^{-5}\\1.896\times10^{-5}\\2.213\times10^{-5}\\2.479\times10^{-5}\\2.73\times10^{-5}\\2.974\times10^{-5}\\3.21\times10^{-5}\\3.598\times10^{-5}\end{pmatrix}\right]$$

$$\mu_r(T) := \mathrm{Approx}\left[T, \begin{pmatrix}274\\300\\400\\500\\600\\700\\800\\900\\1000\\1173\\1500\end{pmatrix}, \begin{pmatrix}9.205\times10^{-6}\\1.099\times10^{-5}\\1.543\times10^{-5}\\1.896\times10^{-5}\\2.213\times10^{-5}\\2.479\times10^{-5}\\2.73\times10^{-5}\\2.974\times10^{-5}\\3.21\times10^{-5}\\3.598\times10^{-5}\\4.4\times10^{-5}\end{pmatrix}\right]$$

$\rho' := 757.289$ $\quad \lambda' := 0.593$

$\rho'' := 31.027$ $\quad \lambda'' := 0.059$

$\mu' := 97.6\cdot10^{-6}$ $\quad C'_p := 5108$

$\mu'' := 18.74\cdot10^{-6}$ $\quad C''_p := 4516$

$T_{x_1} := 40 + 273.15 = 313.15$

$T_{x_2} := 220 + 273 = 493$

$r := 1565.5\cdot10^3$

$G_x := \frac{4623}{3600} = 1.284$

$p_x := 6.079\cdot10^6$

$N_{11} := G_r\cdot c_r\left(1.182\times10^3\right)\cdot\left(T_{r_1} - T_{r_2}\right) = 1.255\times10^6$

$N_{12} := G_x\cdot c_x\left[\frac{\left(T_{x_1} + T_{x_2}\right)}{2}\right]\cdot\left(T_{x_2} - T_{x_1}\right) = 1.32\times10^6$

Противоток/Прямоток:

Pryamotok := 1

$L_{габ} := \frac{1900}{167}\cdot622 = 7.077\times10^3$

$H_{габ} := \frac{1900}{167}\cdot244 = 2.776\times10^3$

$T_{r_1} := 980 + 273.15 = 1.253\times10^3$

$T_{r_2} := 849 + 273.15 = 1.122\times10^3$

$G_r := \frac{7012}{3600} = 1.948$

$p_r := 6.079\cdot10^6$

$$T'_г := \left| \begin{array}{l} a \leftarrow T_{г_1} - 3 \\ \text{while } G_г \cdot c_г\left[\frac{\left(T_{г_1} + a\right)}{2}\right] \cdot \left(T_{г_1} - a\right) < N_1 \wedge |a| < 8000 \\ \quad a \leftarrow a - 0.01 \end{array} \right. = 1.163 \times 10^3$$

$$T''_г := \left| \begin{array}{l} a \leftarrow T'_г - 2 \\ \text{while } G_г \cdot c_г\left[\frac{\left(T'_г + a\right)}{2}\right] \cdot \left(T'_г - a\right) < N_2 \wedge |a| < 8000 \end{array} \right. = 1.148 \times 10^3$$

$$T_{г_2} := \left| \begin{array}{l} a \leftarrow T''_г - 2 \\ \text{while } G_г \cdot c_г\left[\frac{\left(T''_г + a\right)}{2}\right] \cdot \left(T''_г - a\right) < N_3 \wedge |a| < 8000 \\ \quad a \leftarrow a - 0.01 \end{array} \right. = 1.146 \times 10^3$$

$$T_{г_2} := \left| \begin{array}{l} T_{г_2} \text{ if Pryamotok} \\ T_{г_1} \text{ otherwise} \end{array} \right. = 1.146 \times 10^3$$

$$T''_г := \left| \begin{array}{l} T''_г \text{ if Pryamotok} \\ \text{otherwise} \\ \quad \left| \begin{array}{l} a \leftarrow T_{г_2} - 2 \\ \text{while } G_г \cdot c_г\left[\frac{\left(T_{г_2} + a\right)}{2}\right] \cdot \left(T_{г_2} - a\right) < N_3 \wedge |a| < 8000 \\ \quad a \leftarrow a - 0.01 \end{array} \right. \end{array} \right. = 1.148 \times 10^3$$

$$T'_г := \left| \begin{array}{l} T'_г \text{ if Pryamotok} \\ \text{otherwise} \\ \quad \left| \begin{array}{l} a \leftarrow T''_г - 2 \\ \text{while } G_г \cdot c_г\left[\frac{\left(T''_г + a\right)}{2}\right] \cdot \left(T''_г - a\right) < N_2 \wedge |a| < 8000 \\ \quad a \leftarrow a - 0.01 \end{array} \right. \end{array} \right. = 1.163 \times 10^3$$

$$T_{г_1} := \left| \begin{array}{l} T_{г_1} \text{ if Pryamotok} \\ \text{otherwise} \\ \quad \left| \begin{array}{l} a \leftarrow T'_г - 2 \\ \text{while } G_г \cdot c_г\left[\frac{\left(T'_г + a\right)}{2}\right] \cdot \left(T'_г - a\right) < N_1 \wedge |a| < 8000 \\ \quad a \leftarrow a - 0.01 \end{array} \right. \end{array} \right. = 1.174 \times 10^3$$

$$\Delta t_a\left(T_{г1}, T_{г2}, T_{x1}, T_{x2}\right) := T_{г1} - T_{x1}$$

$$\Delta t_б\left(T_{г1}, T_{г2}, T_{x1}, T_{x2}\right) := T_{г2} - T_{x2}$$

$$\Delta t_{ср}\left(\Delta t_a, \Delta t_б\right) := \frac{\Delta t_a - \Delta t_б}{\ln\left(\frac{\Delta t_a}{\Delta t_б}\right)}$$

$$T_{r'cp}(T_{r1}, T_{r2}, T_{x1}, T_{x2}) := \begin{cases} \dfrac{T_{r1} + T_{r2}}{2} & \text{if } |T_{r1} - T_{r2}| < T_{x2} - T_{x1} \\ \dfrac{T_{x1} + T_{x2}}{2} + \Delta t_{cp}\left(\Delta t_a(T_{r1}, T_{r2}, T_{x1}, T_{x2}), \Delta t_б(T_{r1}, T_{r2}, T_{x1}, T_{x2})\right) & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$T_{x'cp}(T_{r1}, T_{r2}, T_{x1}, T_{x2}) := \begin{cases} \dfrac{T_{x1} + T_{x2}}{2} & \text{if } |T_{r1} - T_{r2}| \geq T_{x2} - T_{x1} \\ \dfrac{T_{r1} + T_{r2}}{2} - \Delta t_{cp}\left(\Delta t_a(T_{r1}, T_{r2}, T_{x1}, T_{x2}), \Delta t_б(T_{r1}, T_{r2}, T_{x1}, T_{x2})\right) & \text{otherwise} \end{cases}$$

$T_{г\_ср_1} := T_{r'cp}(T_{r_1}, T'_r, T_{x_1}, T_{x\_кип}) = 1.169 \times 10^3$

$T_{x\_ср_1} := T_{x'cp}(T_{r_1}, T'_r, T_{x_1}, T_{x\_кип}) = 427.428$

$T_{г\_ср_2} := T_{r'cp}(T'_r, T''_r, T_{x\_кип}, T_{x\_кип}) = 1.156 \times 10^3$

$T_{x\_ср_2} := T_{x'cp}(T'_r, T''_r, T_{x\_кип}, T_{x\_кип}) = 549.65$

$T_{г\_ср_3} := T_{r'cp}(T''_r, T_{r_2}, T_{x\_кип}, T_{x_2}) = 1.147 \times 10^3$

$T_{x\_ср_3} := T_{x'cp}(T''_r, T_{r_2}, T_{x\_кип}, T_{x_2}) = 587.257$

$$\varepsilon_{fгурб}(l', Re) := \begin{cases} \text{if } l' < 20 \\ \quad \begin{cases} -0.0069 \cdot l' + 1.3049 & \text{if } Re < 10^4 \\ -0.0054 \cdot l' + 1.2392 & \text{if } 10^4 \leq Re < 2 \cdot 10^4 \\ -0.0037 \cdot l' + 1.1693 & \text{if } 2 \cdot 10^4 \leq Re < 5 \cdot 10^4 \\ -0.0030 \cdot l' + 1.1353 & \text{if } 5 \cdot 10^4 \leq Re < 10^5 \\ -0.0015 \cdot l' + 1.0701 & \text{otherwise} \end{cases} \\ 1 \quad \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\zeta_r(d_1, d_2) := \begin{cases} 0.5 \cdot \left(1 - \dfrac{d_2}{d_1}\right) & \text{if } d_1 \geq d_2 \\ \begin{pmatrix} 151.41216 \\ -2.969653 \\ 0.014626 \end{pmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \left(\dfrac{d_1 \cdot 104}{d_2}\right)^0 \\ \left(\dfrac{d_1 \cdot 104}{d_2}\right)^1 \\ \left(\dfrac{d_1 \cdot 104}{d_2}\right)^2 \end{bmatrix} \cdot \left(\dfrac{1.1}{150}\right) & \text{otherwise} \end{cases}$$

$i := 1 .. 3$

$d_{вход\_x} := 0.018$ $\quad d_{вн0} := 0.090$ $\quad \delta_{ст} := 0.003$

$d_{выход\_x} := 0.018$ $\quad t_{двн} := 0.010$ $\quad t_s := 18 \cdot 10^{-4}$

$d_{вход\_г} := 0.150$ $\quad Lim_d := 3$ $\quad Lim_D := 2$ $\quad \varepsilon_{фаз} := \left[1 + 0.5 \cdot 1.5 \cdot \left(\dfrac{\rho'}{\rho''} - 1\right)\right] = 18.556$

$$
\begin{aligned}
&\text{res} := \left|\begin{array}{l}
\text{for } m \in 1..\text{Lim}_d \\
\quad d_{вн} \leftarrow d_{вн0} + m \cdot t_{dвн} \\
\quad \text{for } n \in 1..\text{Lim}_D \\
\quad\quad d_{нар} \leftarrow d_{вн} + 2 \cdot \delta_{ст} \\
\quad\quad D_{вн} \leftarrow \left(\frac{4 \cdot t_s \cdot \frac{n}{1.5}}{\pi} + d_{нар}^{\,2} \right)^{\frac{1}{2}} \\
\quad\quad \text{res}_{1,(m-1)\cdot \text{Lim}_D + n} \leftarrow d_{вн} \\
\quad\quad \text{res}_{2,(m-1)\cdot \text{Lim}_D + n} \leftarrow D_{вн} \\
\quad\quad S_{тр} \leftarrow \pi \cdot \frac{d_{вн}^{\,2}}{4} \\
\quad\quad S_{мт} \leftarrow \pi \cdot \frac{D_{вн}^{\,2}}{4} - \pi \cdot \frac{d_{нар}^{\,2}}{4} \\
\quad\quad d'_x \leftarrow D_{вн} - d_{нар} \\
\quad\quad d'_г \leftarrow d_{вн} \\
\quad\quad \text{for } i \in 1..3 \\
\quad\quad\quad w_x \leftarrow \frac{G_x}{S_{мт} \cdot \rho_x\left(T_{x\_cp_i}\right)} \\
\quad\quad\quad w_г \leftarrow \frac{G_г}{S_{тр} \cdot \rho_г\left(T_{г\_cp_i}\right)} \\
\quad\quad\quad \text{res}_{2+i,(m-1)\cdot \text{Lim}_D + n} \leftarrow w_x \\
\quad\quad\quad \text{res}_{5+i,(m-1)\cdot \text{Lim}_D + n} \leftarrow w_г \\
\quad\quad\quad Re_x \leftarrow \frac{\rho_x\left(T_{x\_cp_i}\right) \cdot w_x \cdot d'_x}{\mu_x\left(T_{x\_cp_i}\right)} \\
\quad\quad\quad Re_г \leftarrow \frac{\rho_г\left(T_{г\_cp_i}\right) \cdot w_г \cdot d'_г}{\mu_г\left(T_{г\_cp_i}\right)} \\
\quad\quad\quad \text{res}_{35+i,(m-1)\cdot \text{Lim}_D + n} \leftarrow Re_x \\
\quad\quad\quad \text{res}_{38+i,(m-1)\cdot \text{Lim}_D + n} \leftarrow Re_г \\
\quad\quad\quad Pr_x \leftarrow \frac{\mu_x\left(T_{x\_cp_i}\right) \cdot c_x\left(T_{x\_cp_i}\right)}{\lambda_x\left(T_{x\_cp_i}\right)} \\
\quad\quad\quad Pr_г \leftarrow \frac{\mu_г\left(T_{г\_cp_i}\right) \cdot c_г\left(T_{г\_cp_i}\right)}{\lambda_г\left(T_{г\_cp_i}\right)} \\
\quad\quad\quad T_{ст\_x} \leftarrow \frac{T_{г\_cp_i} + T_{x\_cp_i}}{2} \\
\quad\quad\quad T_{ст\_г} \leftarrow T_{ст\_x}
\end{array}\right.
\end{aligned}
$$

$\varepsilon_{турб} \leftarrow 1$

$T_{ст\_г\_max} \leftarrow 0$

for $cnt \in 1..10$

$Pr_{x\_ст} \leftarrow \dfrac{\mu_x(T_{ст\_x})\cdot c_x(T_{ст\_x})}{\lambda_x(T_{ст\_x})}$

$Pr_{г\_ст} \leftarrow \dfrac{\mu_г(T_{ст\_г})\cdot c_г(T_{ст\_г})}{\lambda_г(T_{ст\_г})}$

$$Gr_x \leftarrow \frac{9.81\cdot(T_{ст\_x} - T_{x\_cp_i})\cdot d'x^3}{\left(\dfrac{\mu_x(T_{x\_cp_i})}{\rho_x(T_{x\_cp_i})}\right)^2}\cdot \begin{cases} \dfrac{\ln\left(\dfrac{\rho_x(T_{x\_cp_1})}{\rho_x(1+T_{x\_cp_1})}\right)+\ln\left(\dfrac{\rho_x(T_{x\_cp_3})}{\rho_x(1+T_{x\_cp_3})}\right)}{2} & \text{if } i = 2 \\ \ln\left(\dfrac{\rho_x(T_{x\_cp_i})}{\rho_x(1+T_{x\_cp_i})}\right) & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Nu_г \leftarrow \begin{cases} 0 & \text{if } Re_г < 2200 \\ 0.021\cdot(Re_г)^{0.8}\cdot(Pr_г)^{0.43}\cdot\left(\dfrac{Pr_г}{Pr_{г\_ст}}\right)^{0.25}\cdot\varepsilon_{турб} & \text{if } Re_г > 10^4 \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Nu0_x \leftarrow \begin{cases} 0.15\cdot(Re_x)^{0.33}\cdot(Gr_x)^{0.1}\cdot(Pr_x)^{0.43}\cdot\left(\dfrac{Pr_x}{Pr_{x\_ст}}\right)^{0.25} & \text{if } Re_x < 2200 \\ 0.021\cdot(Re_x)^{0.8}\cdot(Pr_x)^{0.43}\cdot\left(\dfrac{Pr_x}{Pr_{x\_ст}}\right)^{0.25} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Nu_x \leftarrow \begin{cases} Nu0_x\cdot\left(1-\dfrac{0.45}{2.4+Pr_x}\right)\cdot\left(\dfrac{D_{вн}}{d_{нар}}\right)^{0.16\cdot(Pr_x)^{-0.15}}\cdot\left[1+7\cdot\left[\left(\dfrac{D_{вн}}{d_{нар}}-4\right)\cdot\dfrac{1}{Re_x}\right]^{0.6}\right] & \text{if } \dfrac{d_{нар}}{D_{вн}} < 0.2 \\ Nu0_x\cdot\left(1-\dfrac{0.45}{2.4+Pr_x}\right)\cdot\left(\dfrac{D_{вн}}{d_{нар}}\right)^{0.16\cdot(Pr_x)^{-0.15}} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_x \leftarrow \begin{cases} \text{if } i = 2 \\ \quad \alpha_q \leftarrow 0.25\cdot\left[\dfrac{\lambda''^2\cdot C''_p\cdot 9.81\cdot(\rho'-\rho'')}{\dfrac{\mu''}{\rho''}}\right]^{\frac{1}{3}} \\ \quad \alpha_w \leftarrow Nu_x\cdot\dfrac{\lambda_x(T_{x\_cp_i})}{d'_x} \\ \quad \dfrac{4\cdot\alpha_w+\alpha_q}{5\cdot\alpha_w-\alpha_q}\cdot\alpha_w \quad \text{if } 0.5 \le \dfrac{\alpha_q}{\alpha_w} \le 2 \\ \quad \alpha_w \quad \text{if } \alpha_w > \alpha_q \\ \quad \alpha_q \quad \text{if } \alpha_q > \alpha_w \\ Nu_x\cdot\dfrac{\lambda_x(T_{x\_cp_i})}{d'_x} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_г \leftarrow Nu_г \cdot \frac{\lambda_г\left(t_{г\_ср_i}\right)}{d'_г}$$

$$res_{8+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \alpha_x$$

$$res_{11+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \alpha_г$$

$$K \leftarrow \frac{1}{\frac{1}{\alpha_г} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}\left(\frac{T_{ст\_x} + T_{ст\_г}}{2}\right)} + \frac{1}{\alpha_x}}$$

$$res_{14+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow K$$

$$T_{ст\_x} \leftarrow T_{x\_ср_i} + \frac{K\cdot\left(T_{г\_ср_i} - T_{x\_ср_j}\right)}{\alpha_x}$$

$$T_{ст\_г} \leftarrow T_{г\_ср_i} - \frac{K\cdot\left(T_{г\_ср_i} - T_{x\_ср_j}\right)}{\alpha_г}$$

$$res_{17+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow T_{ст\_x}$$

$$res_{20+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow T_{ст\_г}$$

$$res_{23+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow 1 - \frac{\left(T_{ст\_г} - T_{ст\_x}\right)}{K\cdot\left(T_{г\_ср_i} - T_{x\_ср_i}\right)\cdot\frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}\left(\frac{T_{ст\_x} + T_{ст\_г}}{2}\right)}}$$

$$F \leftarrow \frac{N_i}{K\cdot\left(T_{г\_ср_i} - T_{x\_ср_i}\right)}$$

$$res_{26+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow F$$

$$l \leftarrow \frac{F}{\pi\cdot d_{нар}}$$

$$res_{30+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow l$$

$$\varepsilon_{турб} \leftarrow \varepsilon_{fтурб}\left(\frac{l}{d'_г}, Re_г\right)$$

$$\Delta p_{г1} \leftarrow \zeta_г\left(d_{вход\_г}, d'_г\right)\cdot\frac{\left(\max\left(\frac{G_г}{\frac{2}{\pi\cdot\frac{d_{вход\_г}}{4}\cdot\rho_г\left(T_{г_1}-2\right)}}, \frac{G_г}{\frac{d'^{2}_г}{\pi\cdot\frac{}{4}\cdot\rho_г\left(T_{г_1}-2\right)}}\right)\right)^2\cdot\rho_г\left(T_{г_1}-2\right)}{2}$$

$$\Delta p_{г2} \leftarrow \zeta_г\left(d'_г, d_{вход\_г}\right)\cdot\frac{\left(\max\left(\frac{G_г}{\frac{d'^{2}_г}{\pi\cdot\frac{}{4}\cdot\rho_г\left(T_{г_2}\right)}}, \frac{G_г}{\frac{2}{\pi\cdot\frac{d_{вход\_г}}{4}\cdot\rho_г\left(T_{г_2}\right)}}\right)\right)^2\cdot\rho_г\left(T_{г_2}\right)}{2}$$

$$res_{42,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \Delta p_{г1} + \Delta p_{г2}$$

$$res_{42+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \frac{0.316}{0.25}\cdot\left(\frac{Pr_{г\_ст}}{Pr_{г}}\right)^{0.33}\cdot\frac{1}{d'_{г}}\cdot\frac{\left(w_г\right)^2\cdot\rho_г\left(T_{г\_ср_i}\right)}{2}$$

$$\Delta p_{x1} \leftarrow 1.5 \cdot \frac{\left(\frac{G_x}{\frac{2}{\pi \cdot \frac{d_{вход\_x}}{4} \cdot \rho_x\left(T_{x_1}\right)}} \right)^2 \cdot \rho_x\left(T_{x_1}\right)}{2}$$

$$\Delta p_{x2} \leftarrow 1.5 \cdot \frac{\left(\frac{G_x}{\frac{2}{\pi \cdot \frac{d_{выход\_x}}{4} \cdot \rho_x\left(T_{x_2}\right)}} \right)^2 \cdot \rho_x\left(T_{x_2}\right)}{2}$$

$$res_{46,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \Delta p_{x1} + \Delta p_{x2}$$

$$res_{46+i,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \begin{cases} \frac{0.316}{Re_x^{0.25}} \cdot \left(\frac{Pr_{x\_ст}}{Pr_x} \right)^{0.33} \cdot \frac{1}{d'_x} \cdot \frac{\left(w_x\right)^2 \cdot \rho_x\left(T_{x\_cp_i}\right)}{2} & \text{if } i \neq 2 \\ \frac{0.316}{Re_x^{0.25}} \cdot \left(\frac{Pr_{x\_ст}}{Pr_x} \right)^{0.33} \cdot \frac{1}{d'_x} \cdot \frac{\left(w_x\right)^2 \cdot \left(\rho_x\left(T_{x\_cp_i}\right)\right)^2}{2 \cdot \rho'} \cdot \varepsilon_{фаз} & \text{otherwise} \end{cases}$$

break if $\left| 1 - \frac{\left(\frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}\left(\frac{T_{ст\_x} + T_{ст\_г}}{2} \right)} \right)^{-1} \cdot \left(T_{ст\_г} - T_{ст\_x}\right)}{K \cdot \left(T_{г\_cp_i} - T_{x\_cp_i}\right)} \right| < 0.01$

$T_{ст\_г\_max} \leftarrow T_{ст\_г}$ if $T_{ст\_г} > T_{ст\_г\_max}$

$res_{35,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow T_{ст\_г\_max}$

$$res_{30,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \sum_{k=27}^{29} res_{k,(m-1)\cdot Lim_D+n}$$

$$res_{34,(m-1)\cdot Lim_D+n} \leftarrow \sum_{k=31}^{33} res_{k,(m-1)\cdot Lim_D+n}$$

return res

res =

	1	2	3	4	5
1	0.1	0.1	0.11	0.11	0.12
2	0.113	0.12	0.122	0.128	0.132
3	0.024	0.012	0.024	0.012	0.024
4	0.055	0.028	0.055	0.028	0.055
5	0.782	0.391	0.782	0.391	0.782
6	15.545	15.545	12.847	12.847	10.795
7	15.348	15.348	12.684	12.684	10.658
8	15.218	15.218	12.577	12.577	10.568
9	736.457	474.593	748.493	482.222	...

ПРИЛОЖЕНИЕ В

«Результаты расчета ТО4 в EXEL»

dвн	0.011	0.012	0.12	0.12	0.13	0.13	Внутренний диаметр теплообменной трубки, м
Dвн	0.17	0.175	0.139	0.199	0.146	0.232	Внутренний диаметр корпуса, м
wx1	1.20	1.18	1.17	0.012	1.2	0.012	Скорость холодного теплоносителя, м/с
wx2	1.50	1.42	1.52	0.028	1.41	0.028	
wx3	1.76	1.68	1.79	0.391	1.77	0.391	
wг1	22.46	20.3	12.847	12.847	10.795	10.795	Скорость горячего теплоносителя, м/с
wг2	22.59	20.413	12.684	12.684	10.658	10.658	
wг3	22.63	20.452	12.577	12.577	10.568	10.568	
αx1	116.44	111.62	748.49	482.22	757.31	489.09	К-т теплоотдачи холодного теплоносителя, Вт/(м^2К)
αx2	1237.00	1237.00	1426.00	1426.00	1426.00	1426.00	
αx3	50.63	48.40	229.50	116.31	232.61	117.82	
αг1	1753.00	1591	1684.8	684.472	584.636	585.385	К-т теплоотдачи горячего теплоносителя, Вт/(м^2К)
αг2	1803.00	1635	1680.38	680.383	581.48	581.48	
αг3	1778.00	1612	1682.38	680.674	583.719	582.451	
K1	108.39	103.571	105	103.2	104.6	108.3	К-т теплопередачи, Вт/(м^2К)
K2	693.81	666.916	687.325	698.235	691.321	699.3	
K3	49.07	46.844	45.3	47.32	50.1	51.3	
Тст_x1	1113.00	1111.00	1112.10	1114.21	1112.00	1114.00	Средняя температура стенки со стороны холодного теплоносителя, К
Тст_x2	897.99	884.48	868.68	847.32	846.59	875.38	
Тст_x3	1155.00	1154.00	1152.20	1153.20	1145.40	1139.30	
Тст_г1	1118.00	1116.00	1116.00	1117.00	1118.00	1117.00	Средняя температура стенки со стороны горячего теплоносителя, К
Тст_г2	931.76	917.34	925.00	923.00	953.00	924.00	
Тст_г3	1157.00	1156.00	1009.00	1066.00	990.73	1054.00	
F1	0.36	0.379	0.116	0.145	0.3825	0.4	Площадь поверхности теплообмена на участках, м^2
F2	0.10	0.099	0.156	0.156	0.23	0.31	
F3	0.23	0.239	0.069	0.118	0.015	0.021	
F	0.69	0.716	0.341	0.419	0.79	0.92	Общая площадь поверхности теплообмена м^2
l1	0.14	0.142	0.317	0.397	0.316	0.387	Длина участков теплообменника, м
l2	0.04	0.037	0.428	0.428	0.437	0.437	
l3	0.09	0.09	0.19	0.325	0.18	0.303	
L	0.26	0.269	0.935	1.15	0.934	1.128	Общая длина теплообменника, м
Δрг м	767.32	629.11	325.70	350.90	176.83	191.87	Потери давления горячего теплоносителя, Па
Δрх м	625.87	608.49	342.84	319.12	345.77	319.48	Потери давления горячего теплоносителя, Па

ПРИЛОЖЕНИЕ Г

«Графики параметров ТОЗ при различных расходах»

Графики параметров теплообменников при расходе воды 2 кг/с.

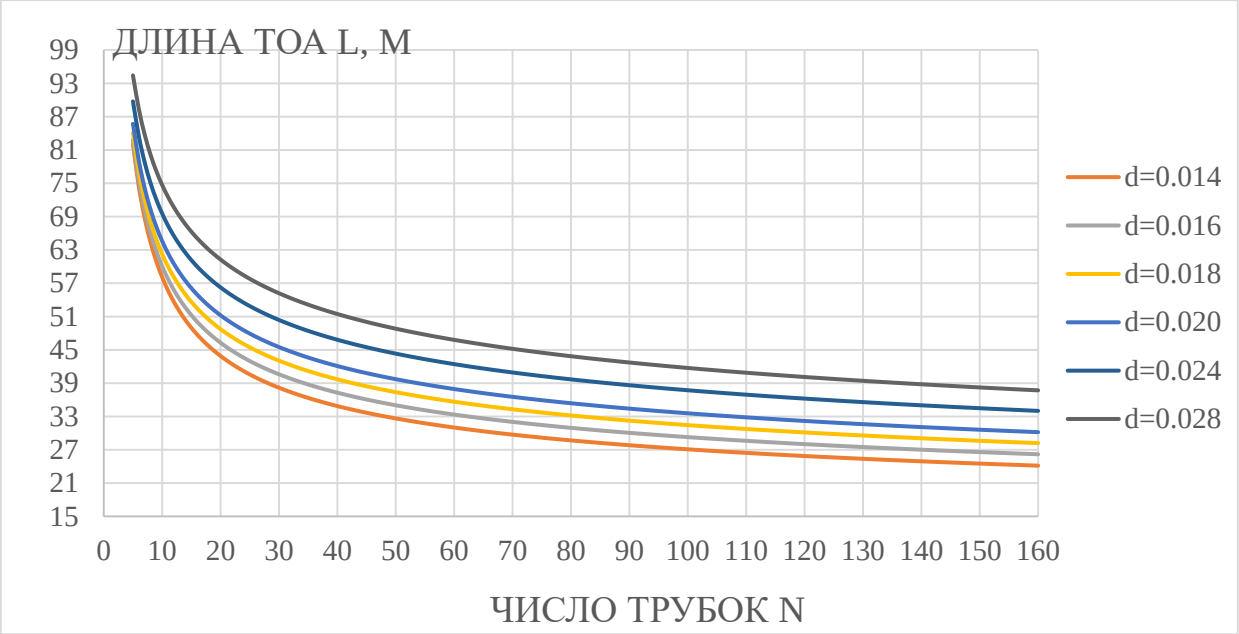

Рисунок Г1 – Зависимость значения длины ТОА от количества трубок, при разных диаметрах

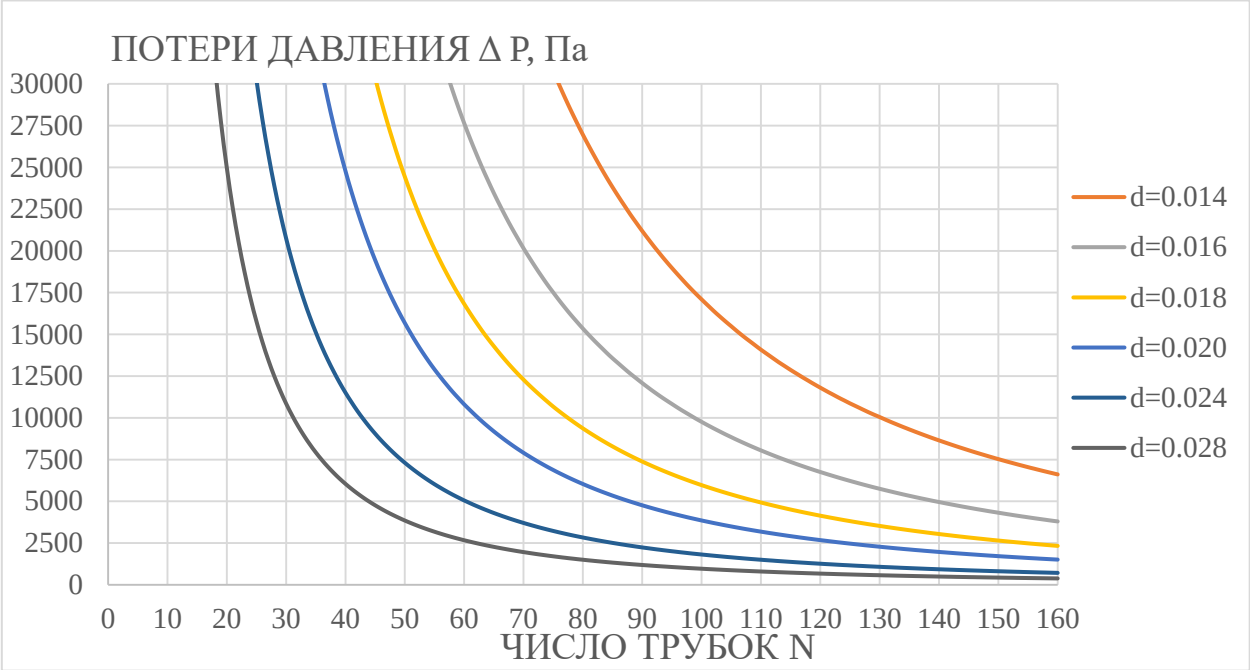

Рисунок Г2 – Зависимость значения гидравлических потерь от числа трубок

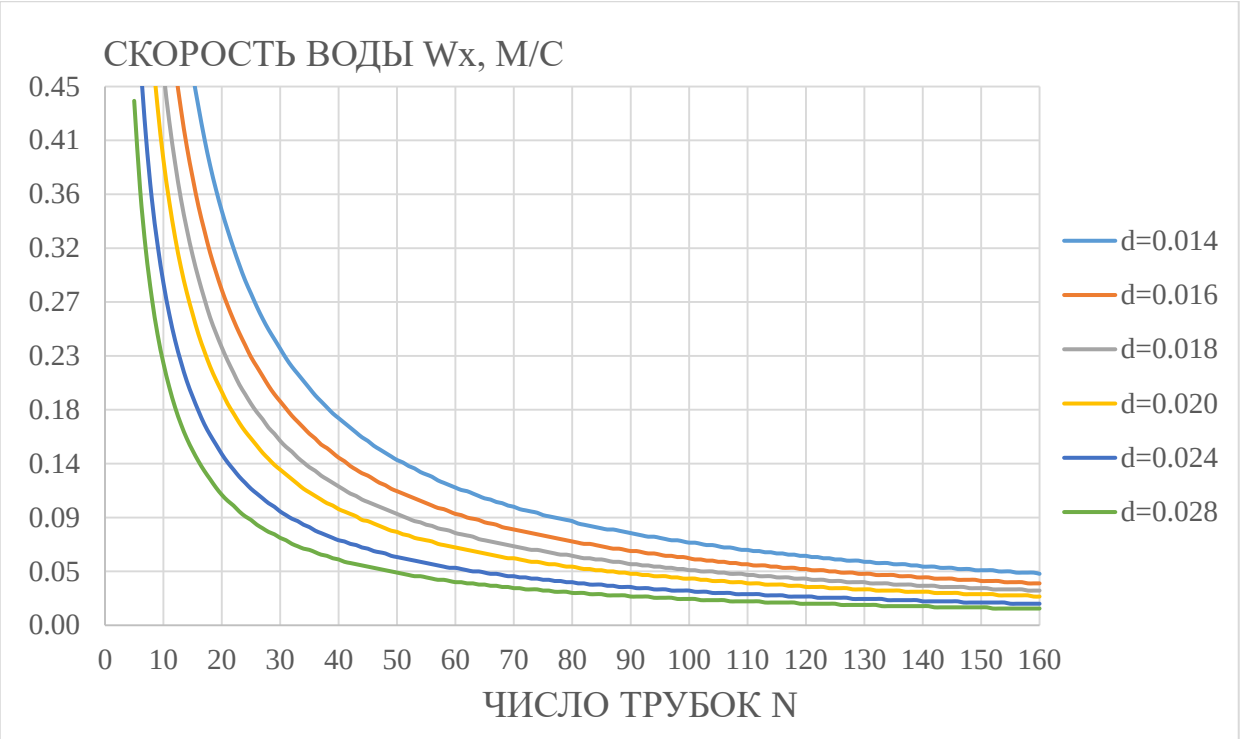

Рисунок Г3 – Зависимость скорости движения воды от числа трубок, для разных диаметров трубок

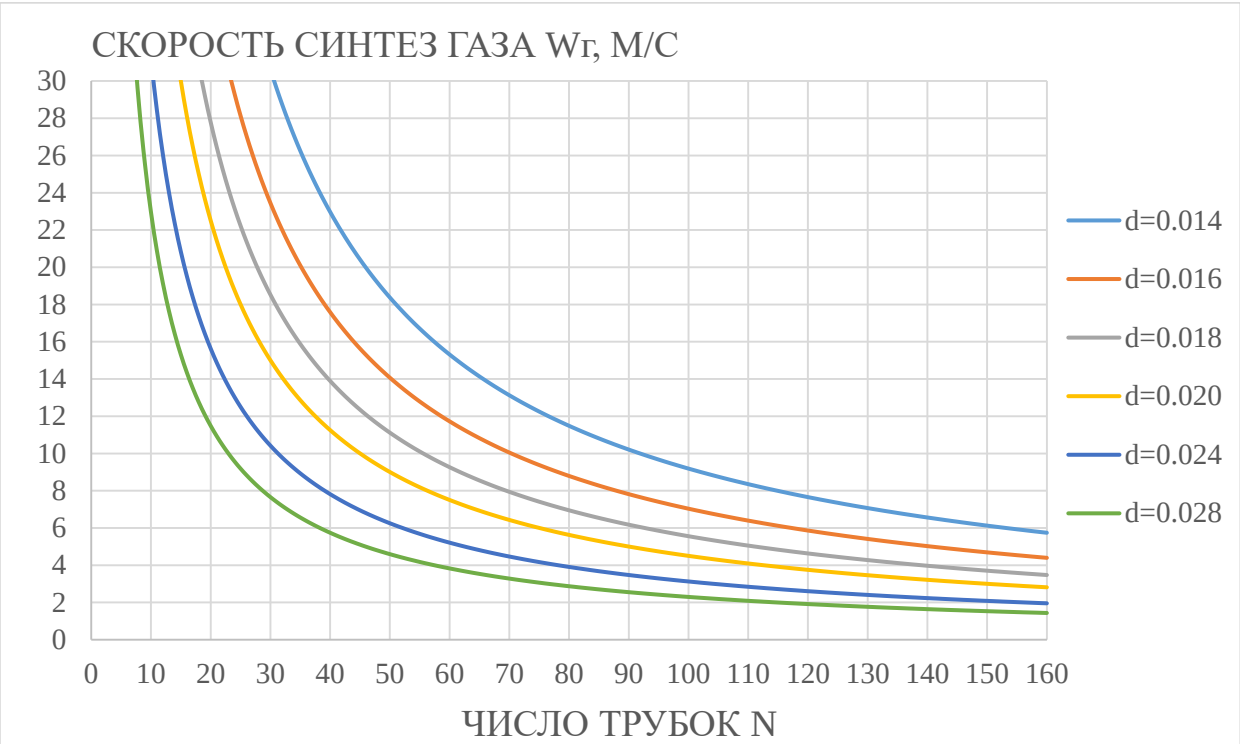

Рисунок Г4 – Зависимость скорости движения синтез-газа от числа трубок, для разных диаметров трубок

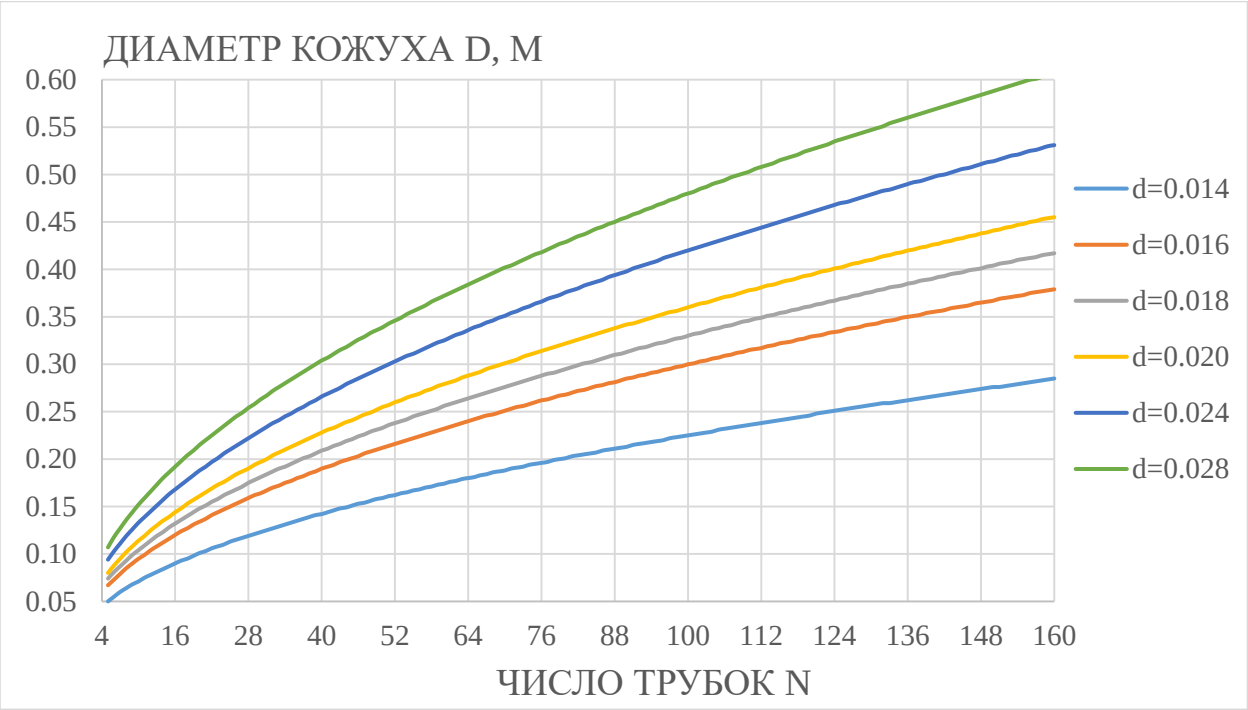

Рисунок Г5 – Зависимость значения диаметра кожуха от числа трубок

Графики параметров теплообменников при расходе воды 3 кг/с

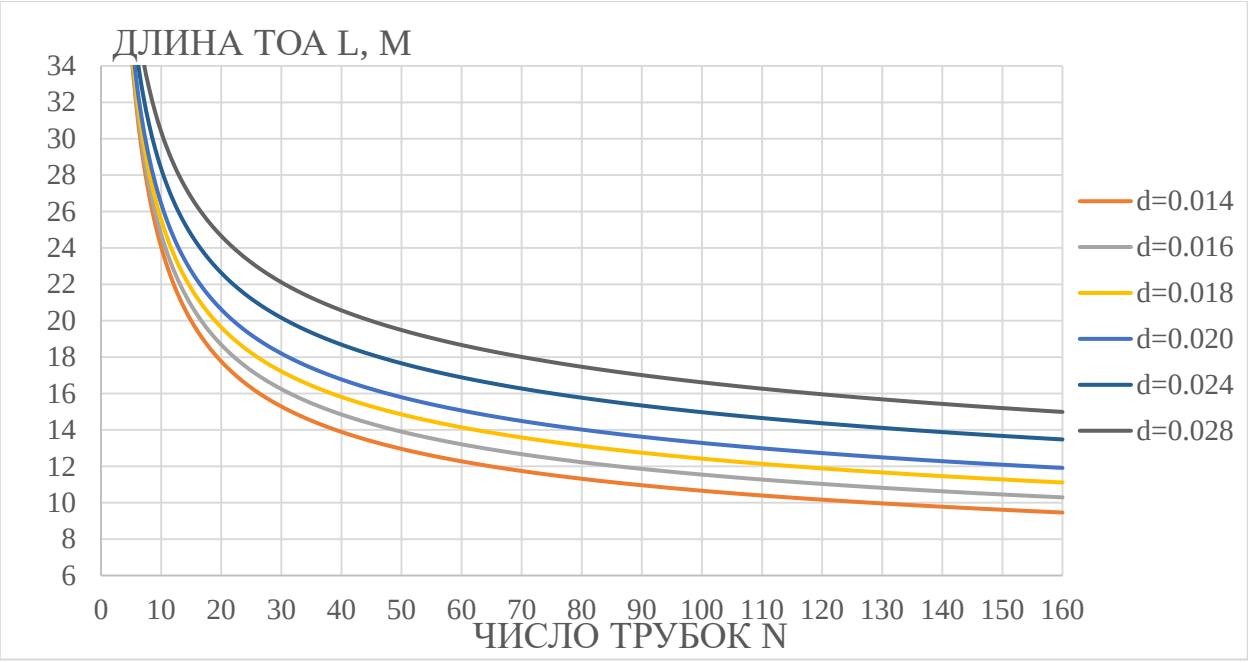

Рисунок Г6 – Зависимость значения длины ТОА от количества трубок, при разных диаметрах

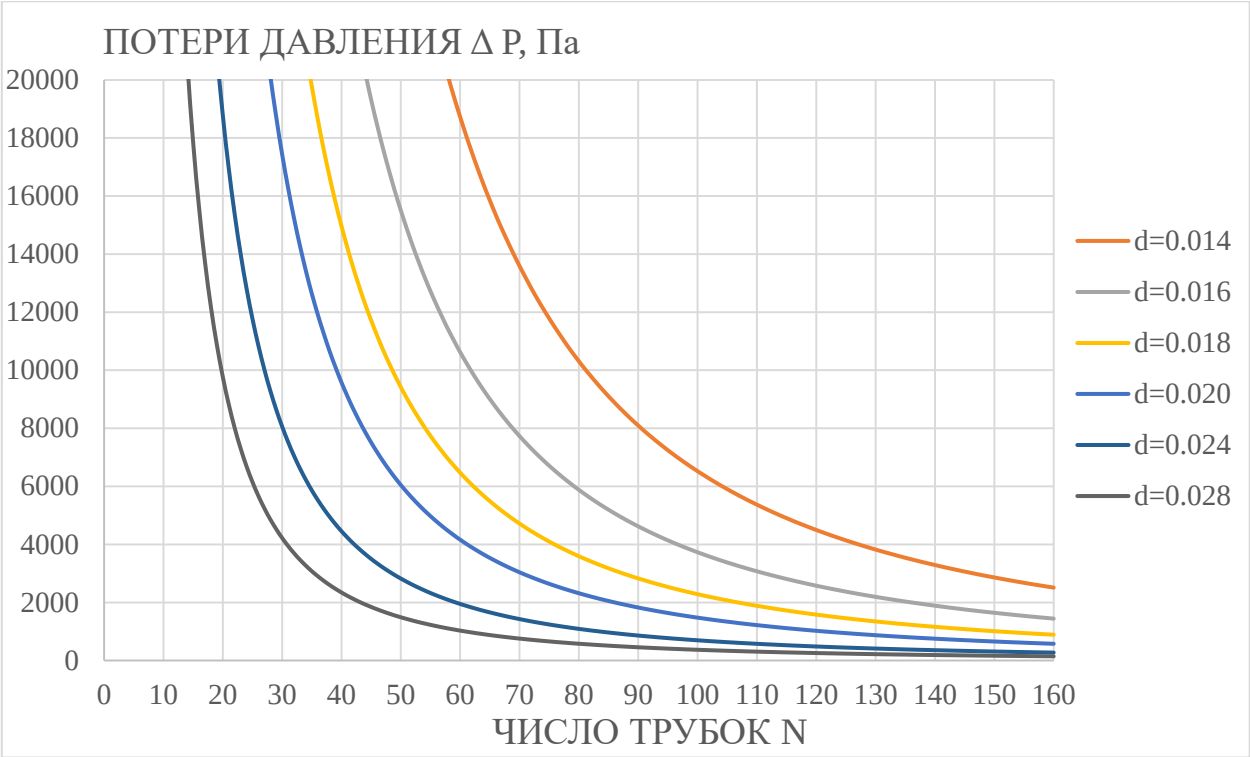

Рисунок Г7 – Зависимость значения гидравлических потерь от числа трубок

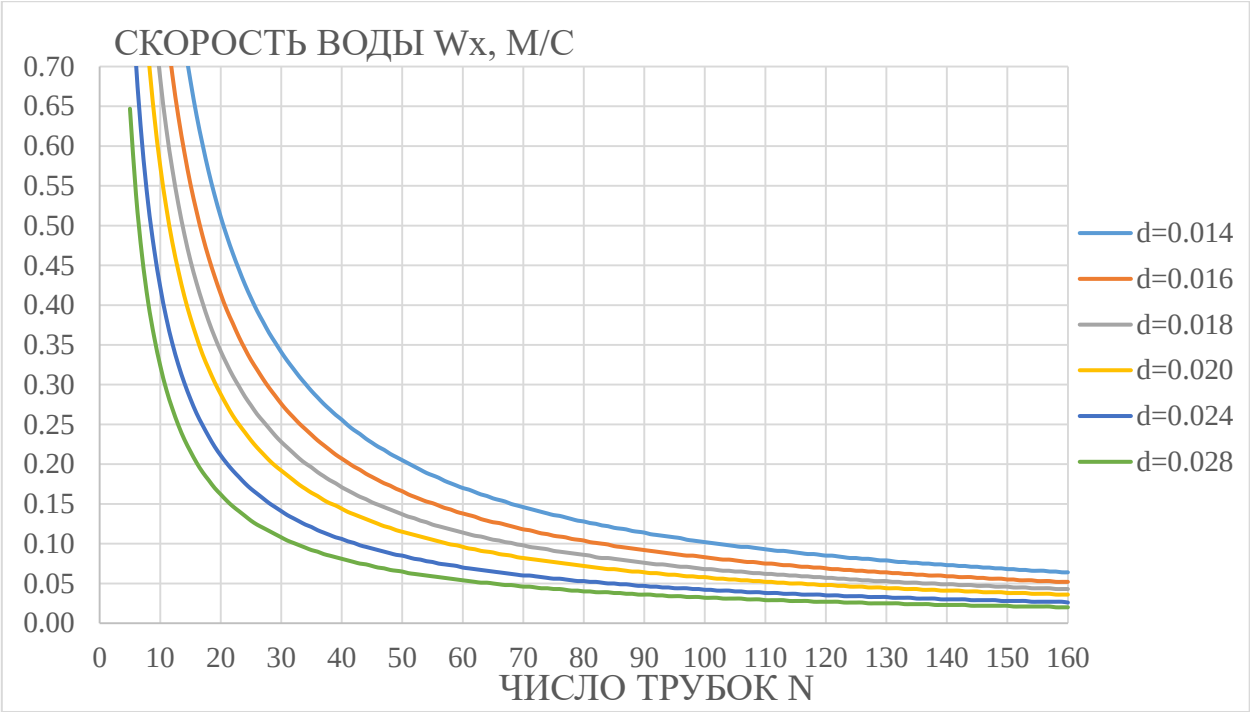

Рисунок Г8 – Зависимость скорости движения воды от числа трубок, для разных диаметров трубок

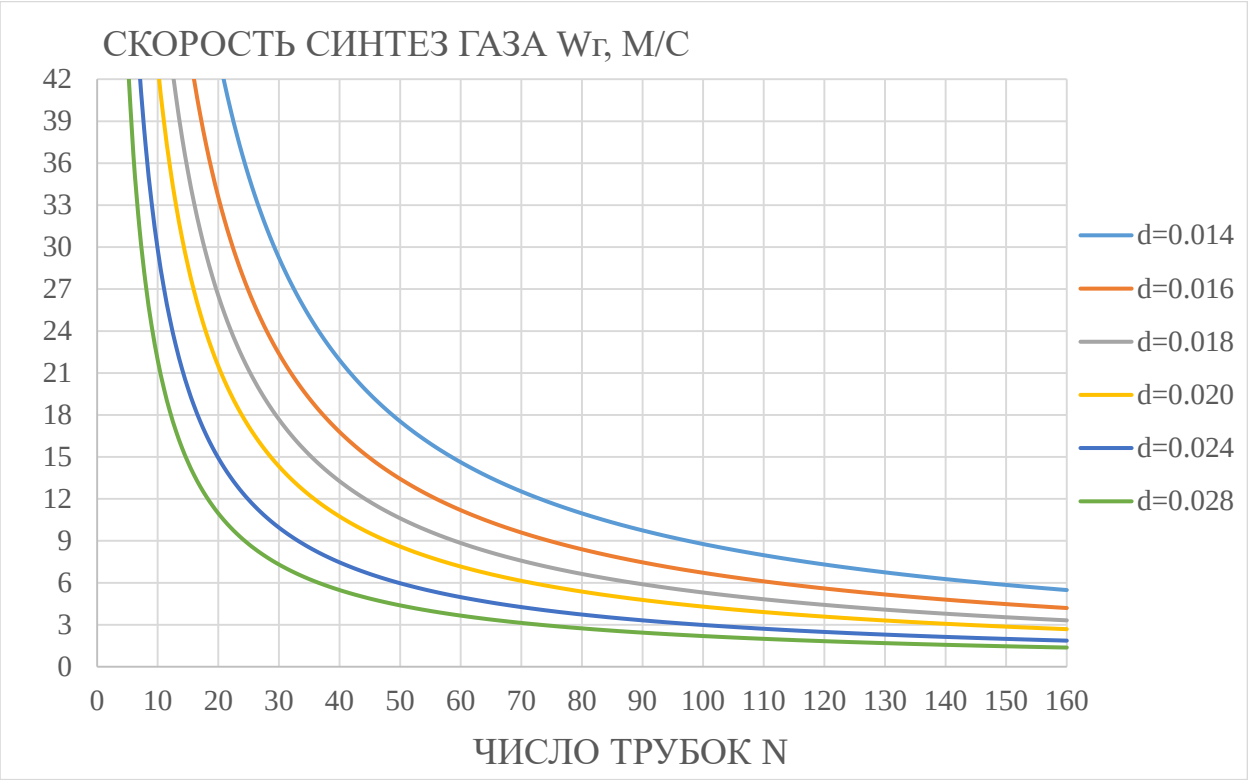

Рисунок Г9 – Зависимость скорости движения синтез-газа от числа трубок, для разных диаметров трубок

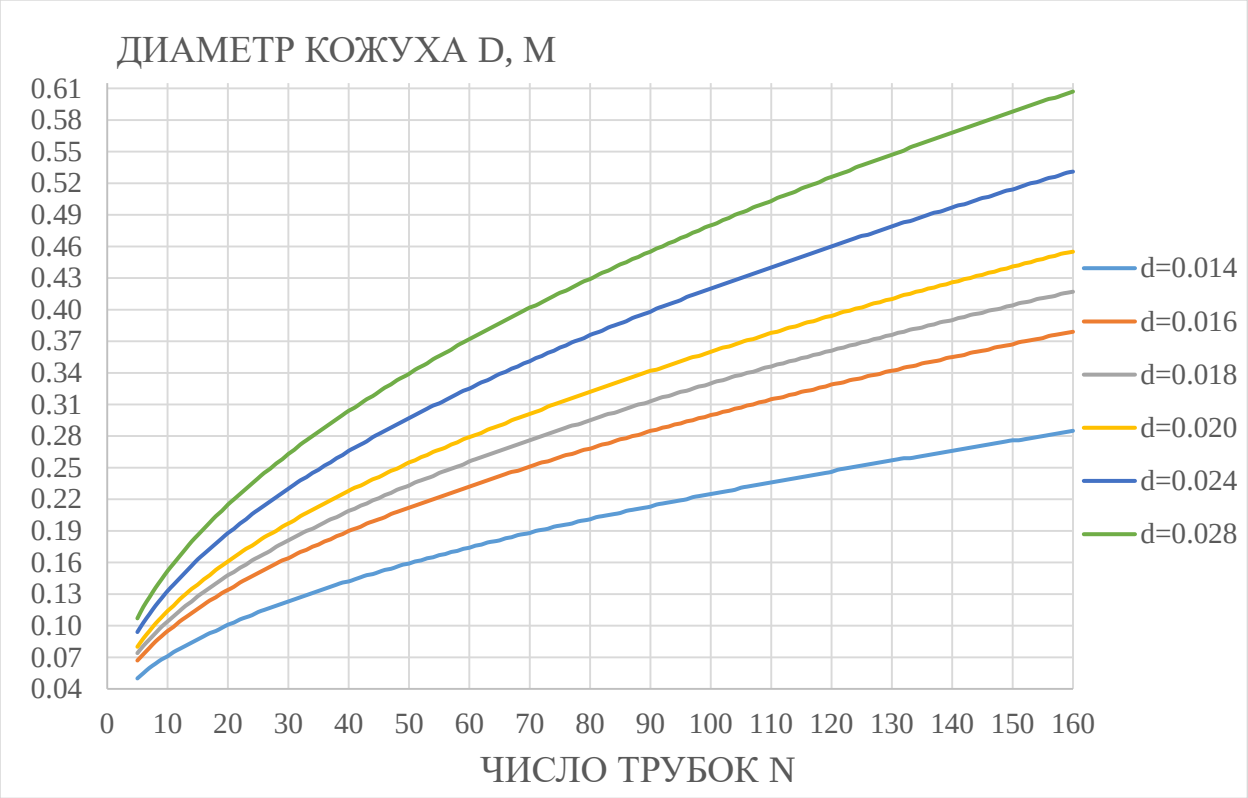

Рисунок Г10 – Зависимость значения диаметра кожуха от числа трубок

Графики параметров теплообменников при расходе воды 4 кг/с

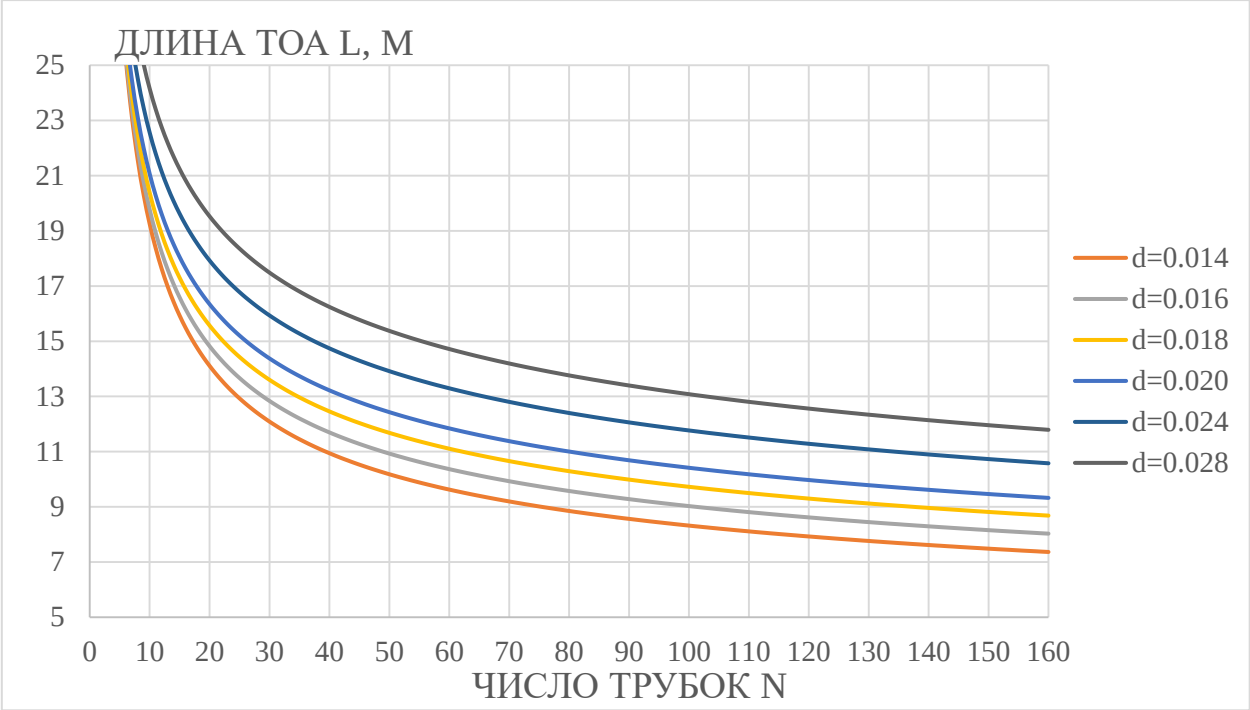

Рисунок Г11 – Зависимость значения длины ТОА от количества трубок, при разных диаметрах

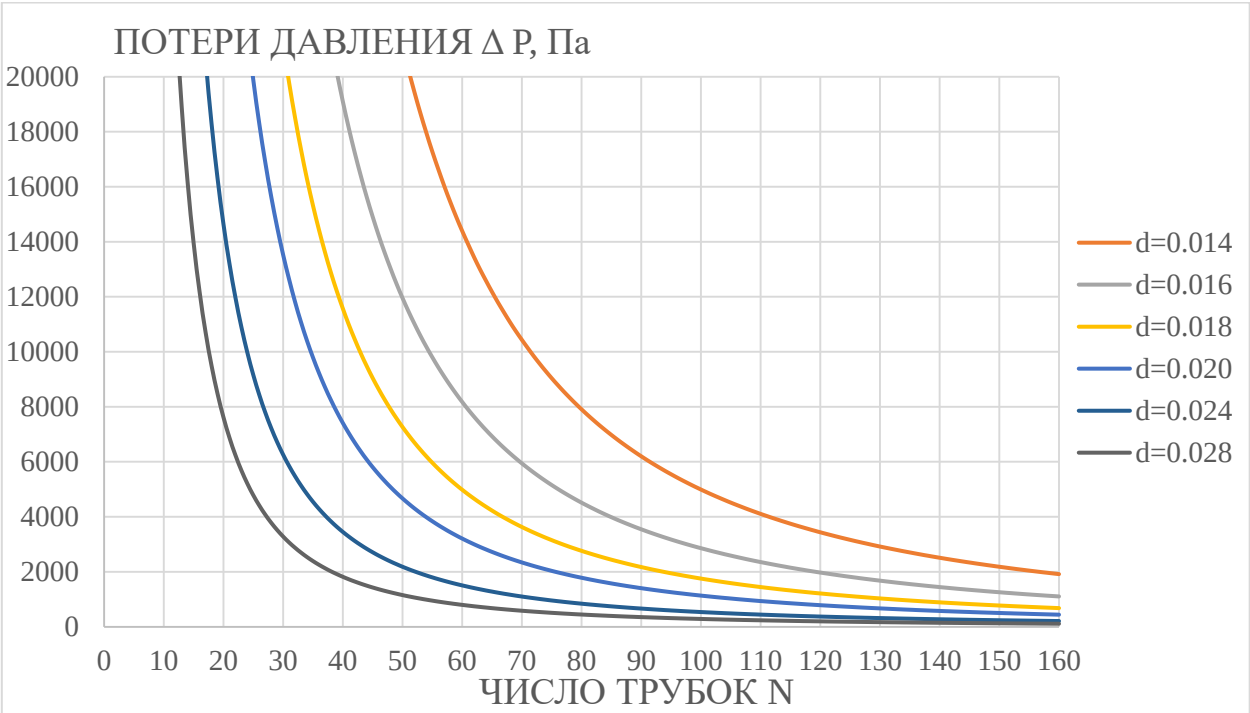

Рисунок Г12 – Зависимость значения гидравлических потерь от числа трубок

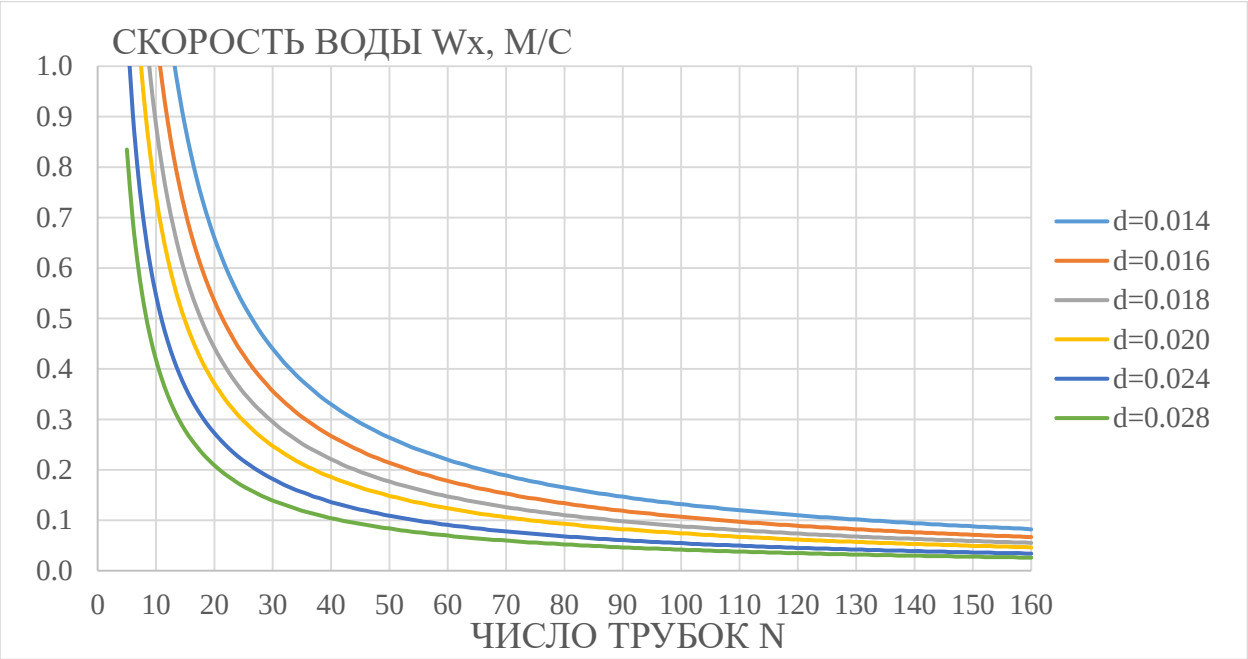

Рисунок Г13 – Зависимость скорости движения воды от числа трубок, для разных диаметров трубок

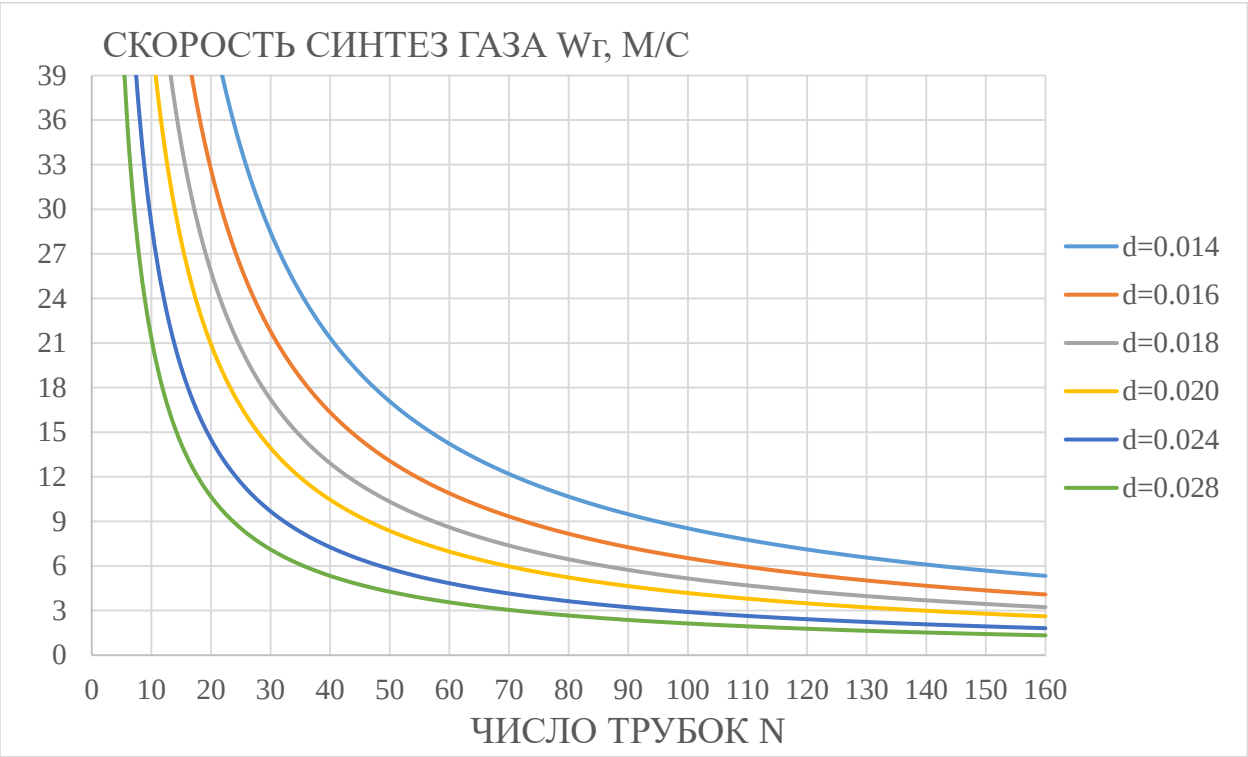

Рисунок Г14 – Зависимость скорости движения синтез-газа от числа трубок, для разных диаметров трубок

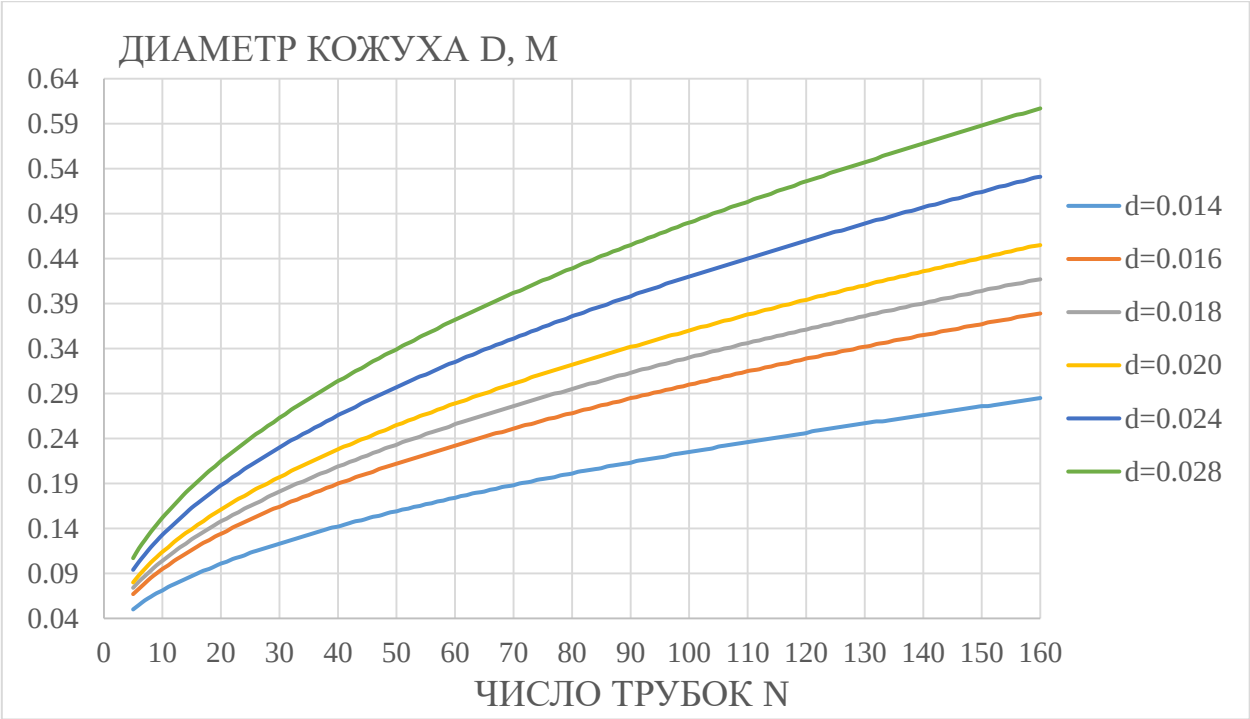

Рисунок Г15 – Зависимость значения диаметра кожуха от числа трубок

Графики параметров теплообменников при расходе воды 5 кг/с

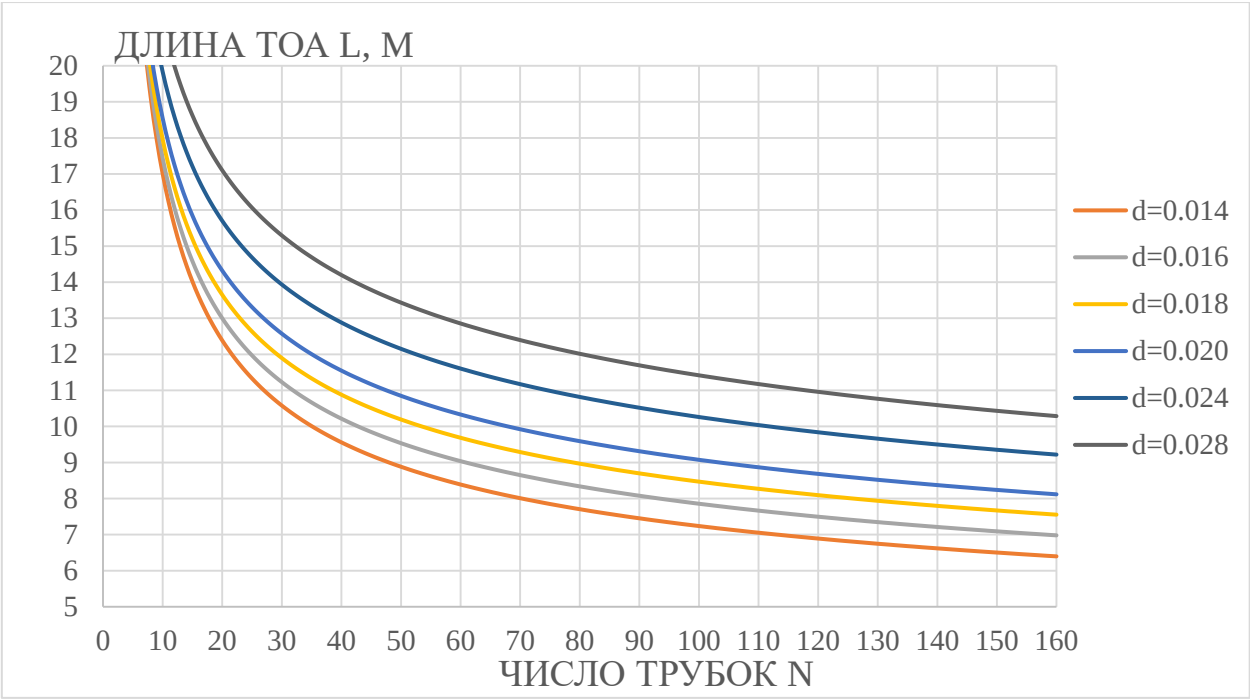

Рисунок Г16 – Зависимость значения длины ТОА от количества трубок, при разных диаметрах

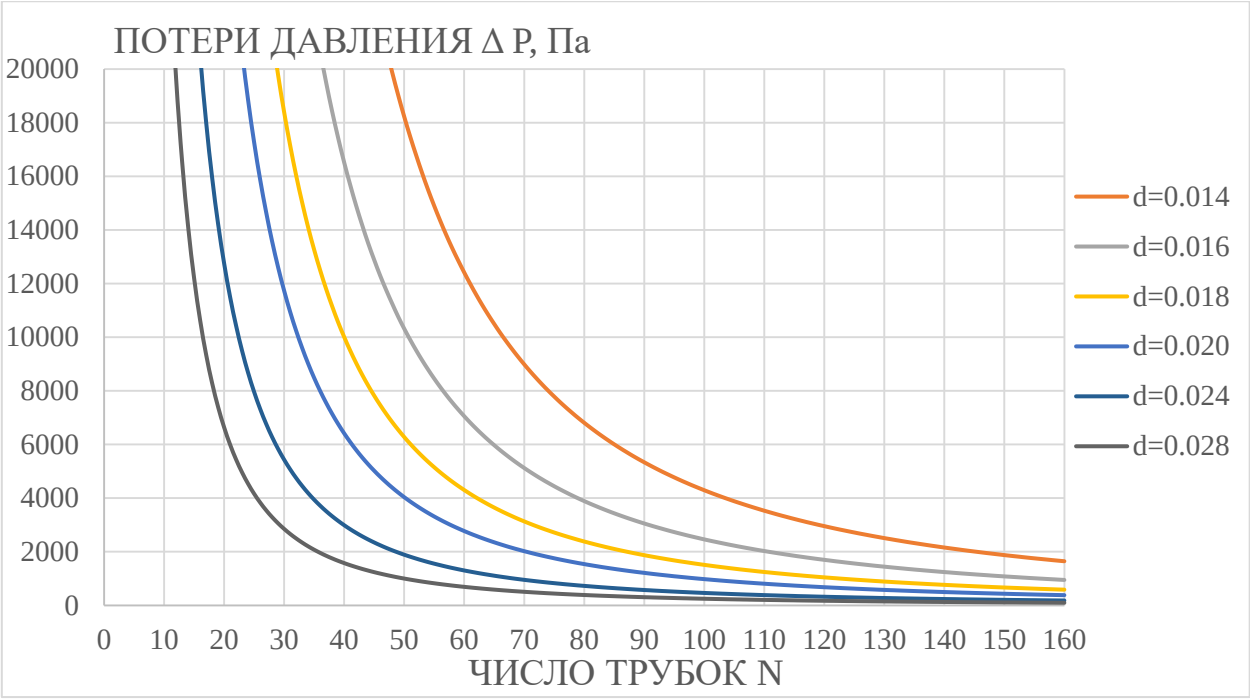

Рисунок Г17 – Зависимость значения гидравлических потерь от числа трубок

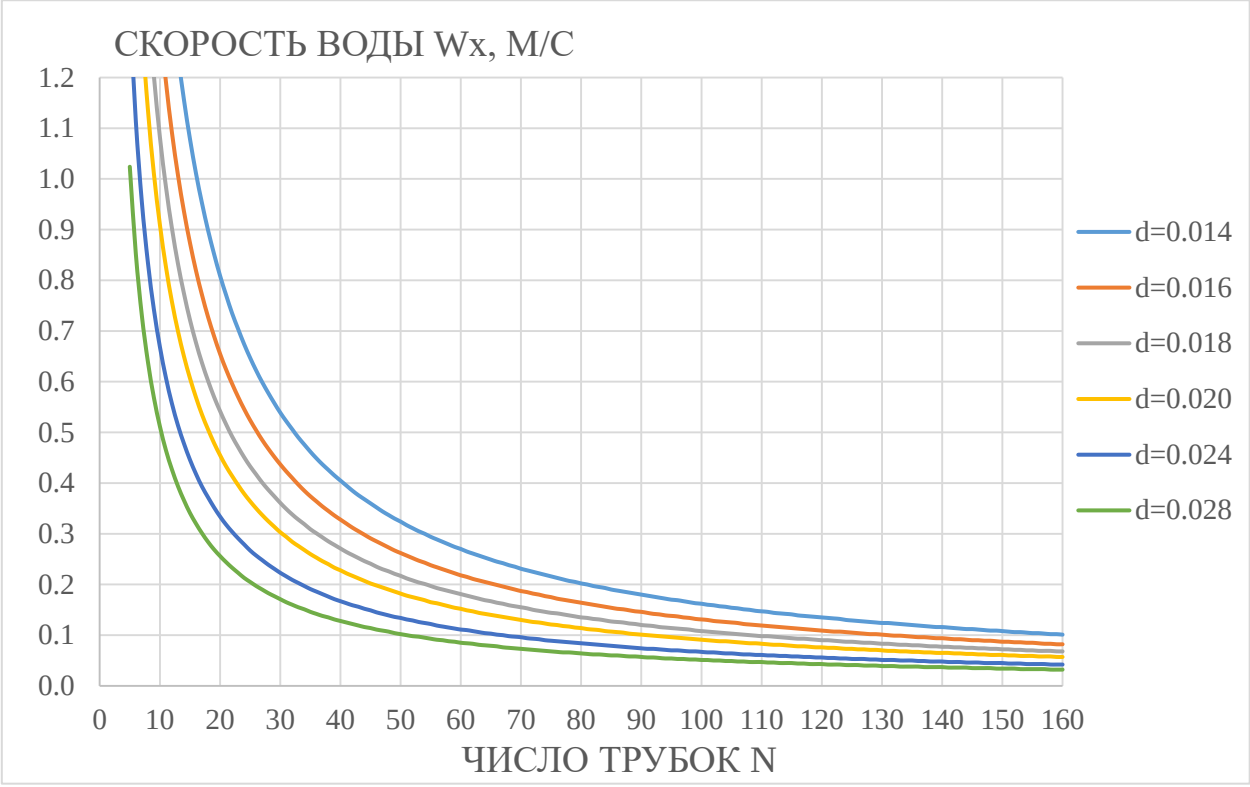

Рисунок Г18 – Зависимость скорости движения воды от числа трубок, для разных диаметров трубок

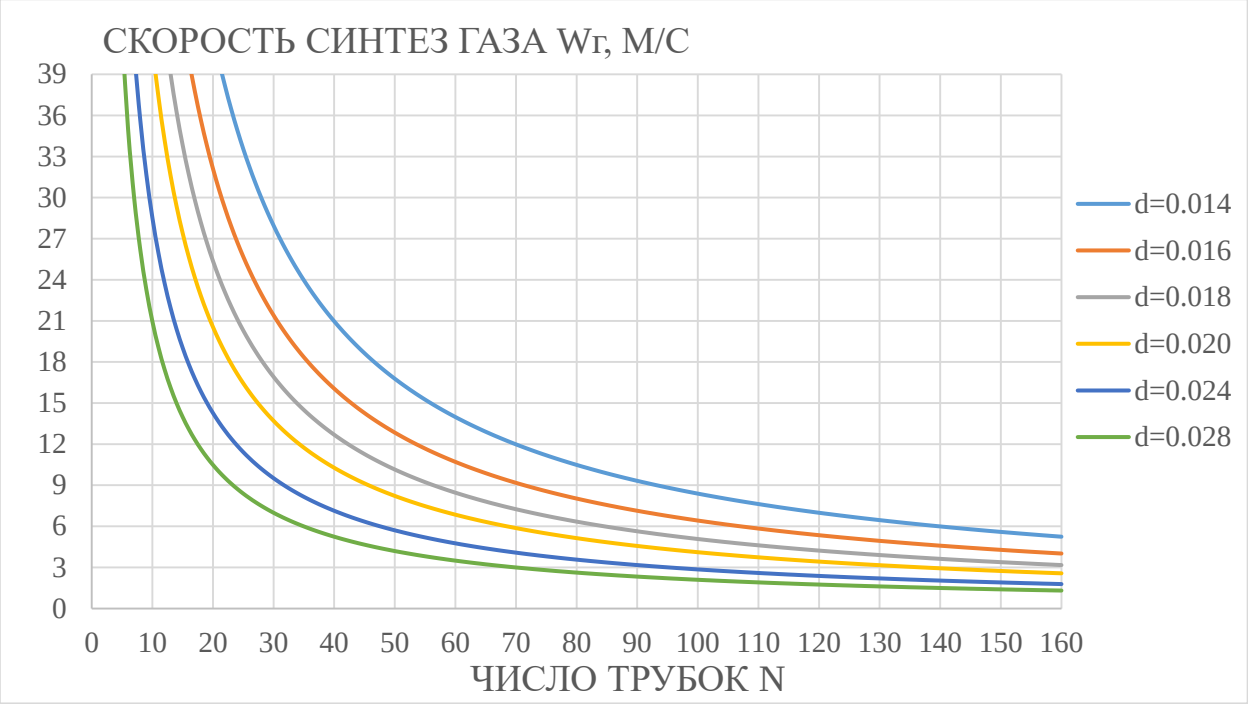

Рисунок Г19 – Зависимость скорости движения синтез-газа от числа трубок, для разных диаметров трубок

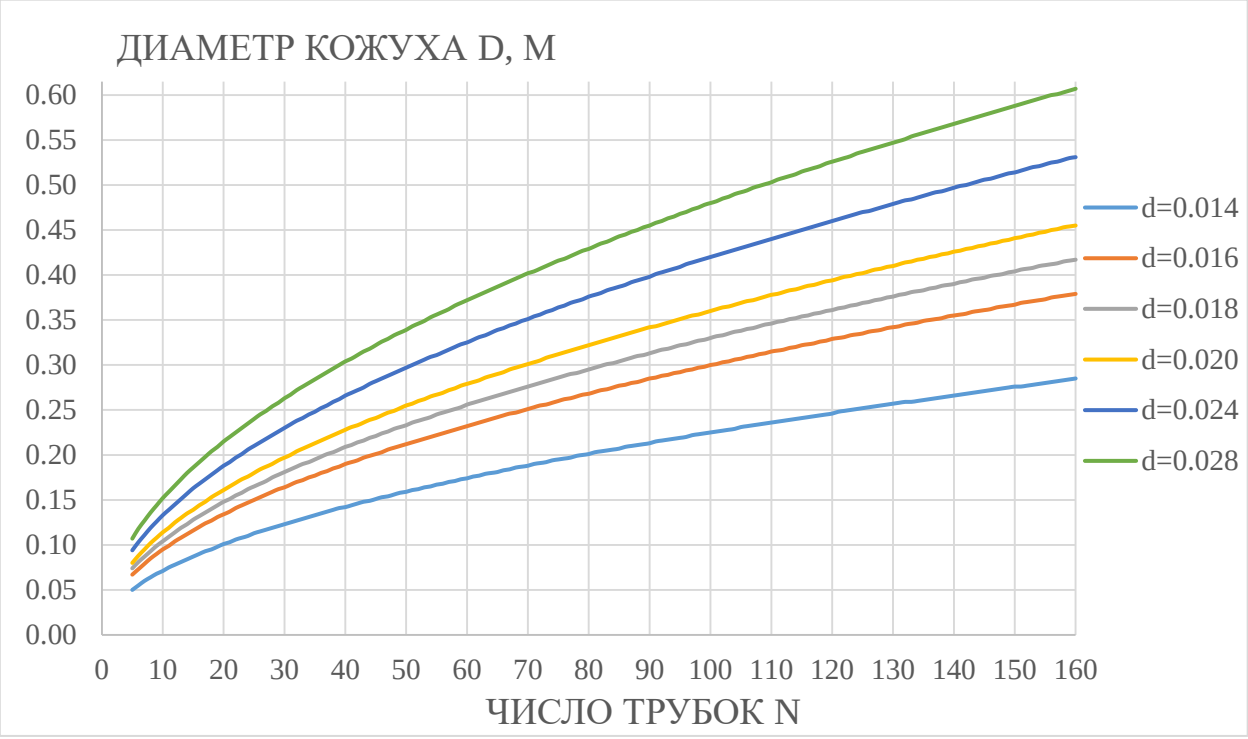

Рисунок Г20 – Зависимость значения диаметра кожуха от числа трубок

Графики параметров теплообменников при расходе воды 6 кг/с

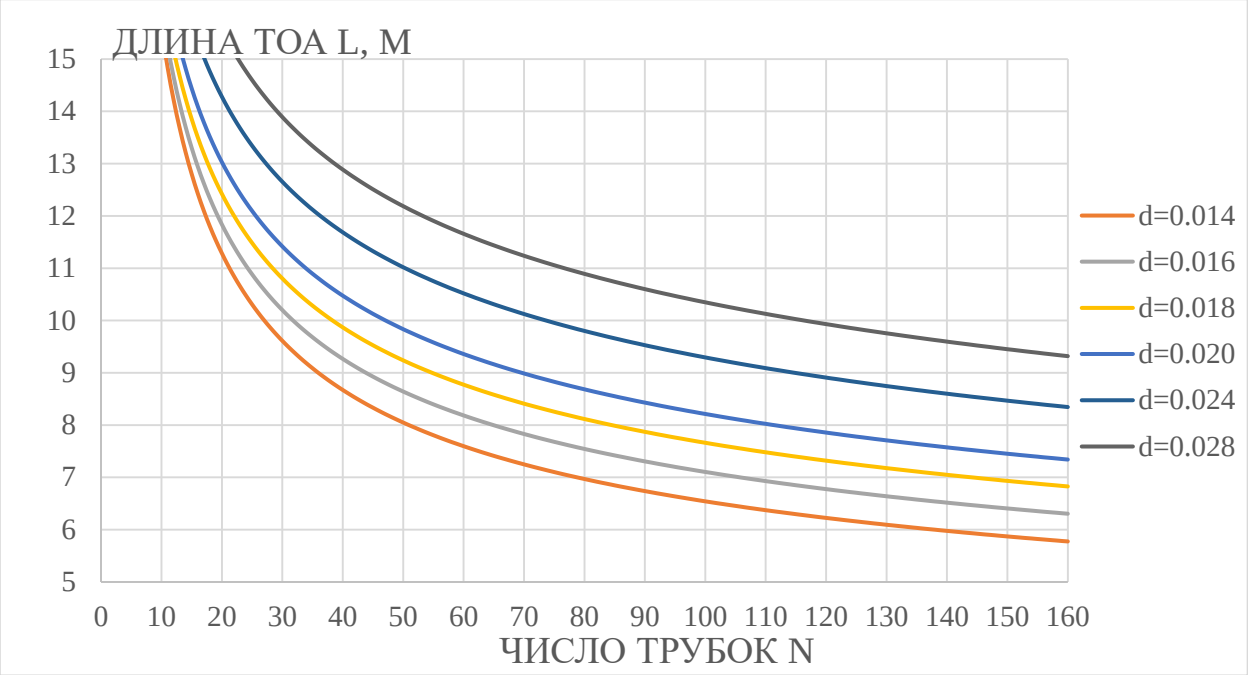

Рисунок Г21 – Зависимость значения длины ТОА от количества трубок, при разных диаметрах

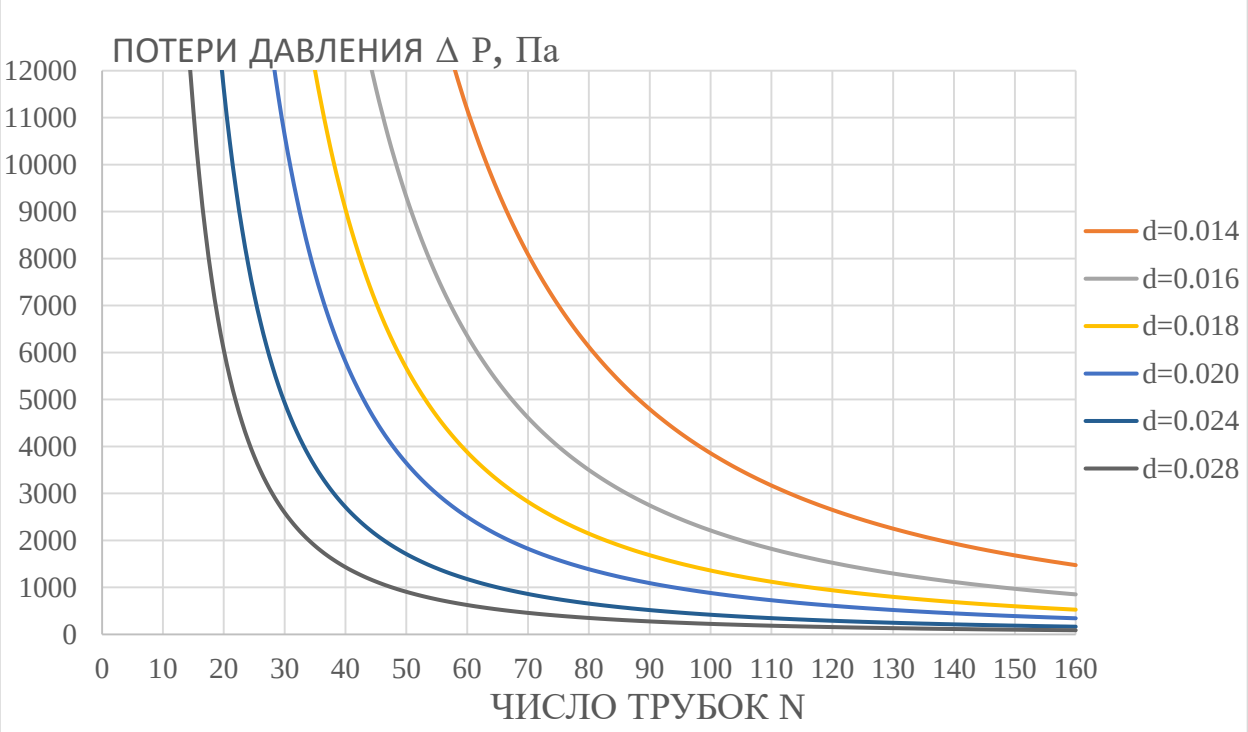

Рисунок Г22 – Зависимость значения гидравлических потерь от числа трубок

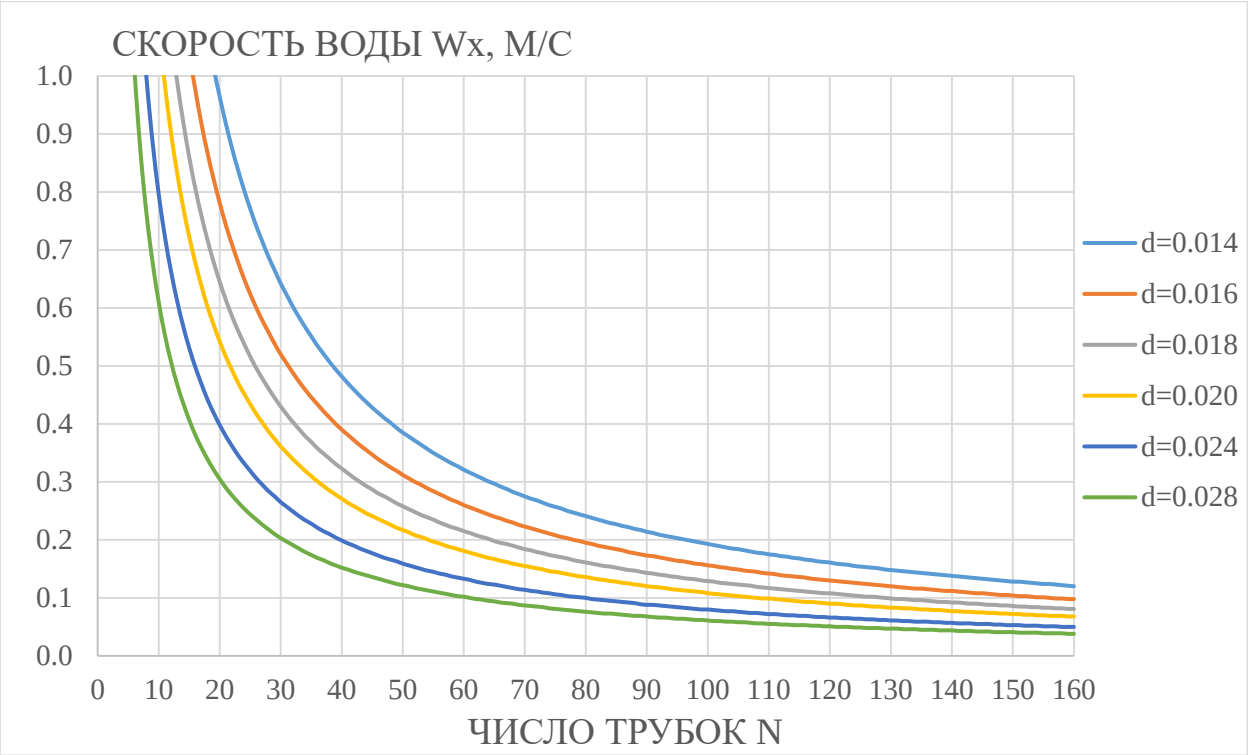

Рисунок Г23– Зависимость скорости движения воды от числа трубок, для разных диаметров трубок

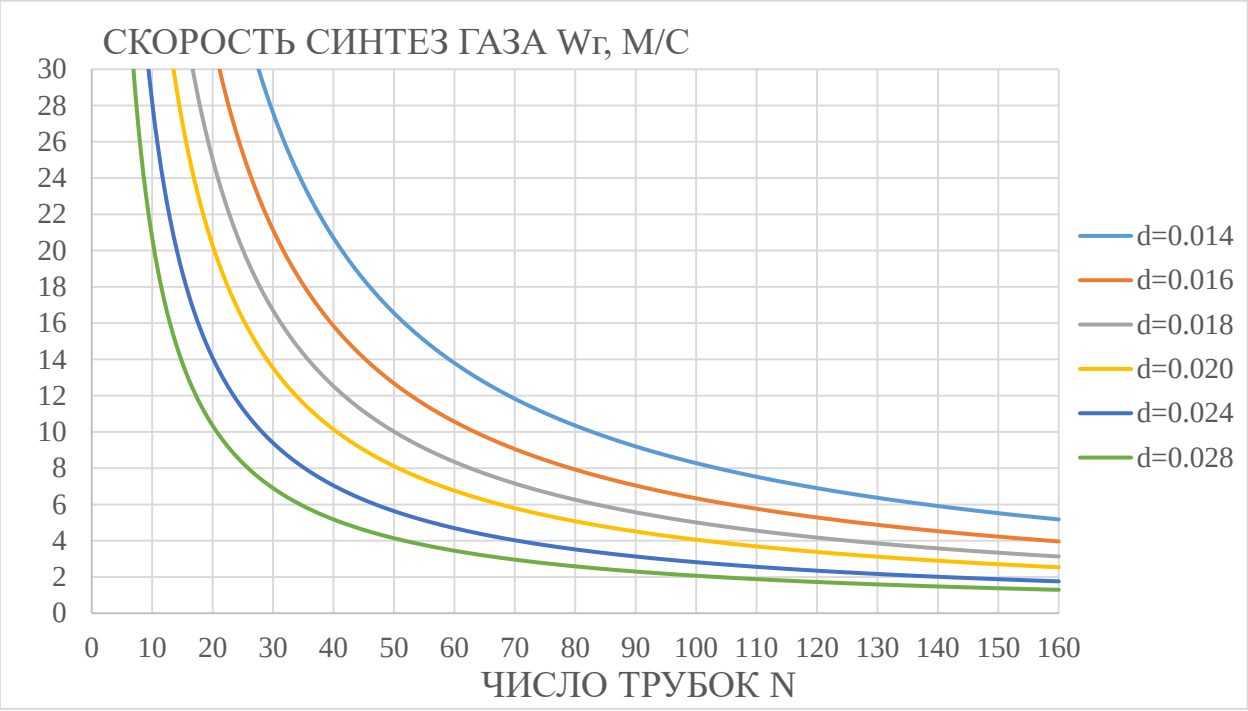

Рисунок Г24 – Зависимость скорости движения синтез-газа от числа трубок, для разных диаметров трубок

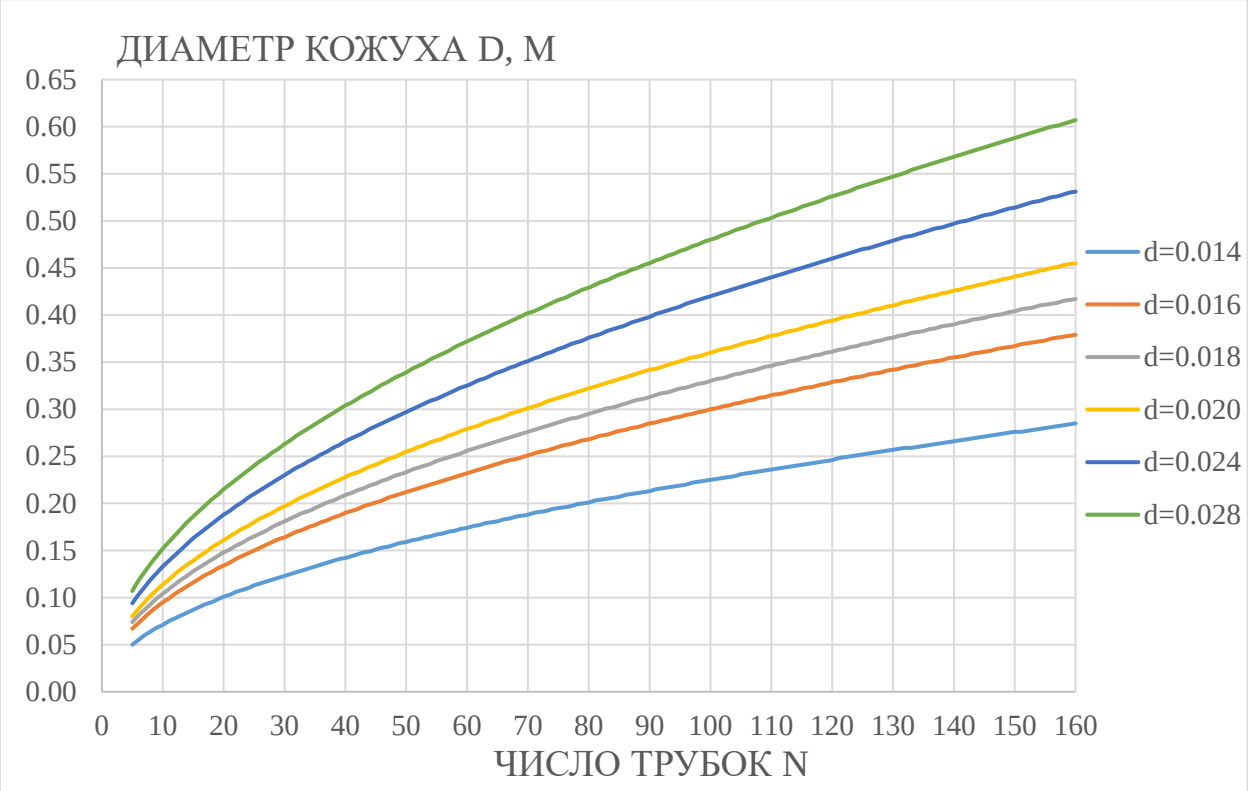

Рисунок Г25 – Зависимость значения диаметра кожуха от числа трубок

ПРИЛОЖЕНИЕ Д

«Чертеж теплообменника ТО3»

ПРИЛОЖЕНИЕ Е

«Чертеж теплообменника ТО4»

ПРИЛОЖЕНИЕ Ж

«Чертеж сепаратора»

ПРИЛОЖЕНИЕ 3
«Чертеж смесителя СМ»