

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт – Институт природных ресурсов

Направление подготовки – Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Кафедра – Химической технологии топлива и химической кибернетики

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы	
Моделирование реактора гидроочистки дизельного топлива	
УДК 665.753.4:665.658.2-047.58	

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ5А	Курзаева Маргарита Сергеевна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры ХТТ и ХК ИПР	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры менеджмента	Криницына Зоя Васильевна	к.т.н., доцент		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент кафедры экологии и безопасности жизнедеятельности	Немцова Ольга Александровна	ассистент		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
ХТТ и ХК	Юрьев Егор Михайлович	к.т.н., доцент		

Томск – 2017 г.

Запланированные результаты обучения по программе

Результаты обучения		Б3.Б.2.1-2 Государственная итоговая аттестация	
Обозначение	Содержание	МДЭ	ВКР
Профессиональные компетенции			
P1	Применять базовые математические, естественно-научные, социально-экономические и специальные знания в профессиональной деятельности	+	+
P2	Применять знания в области энерго- и ресурсосберегающих процессов химической технологии, нефтехимии и биотехнологии для решения производственных задач	+	+
P3	Ставить и решать задачи производственного анализа, связанные с созданием и переработкой материалов с использованием моделирования объектов и процессов химической технологии, нефтехимии и биотехнологии	+	+
P4	Проектировать и использовать энерго- и ресурсосберегающее оборудование химической технологии, нефтехимии и биотехнологии	+	+
P5	Проводить теоретические и экспериментальные исследования в области энерго- и ресурсосберегающих процессов химической технологии, нефтехимии и биотехнологии	+	+
P6	Осваивать и эксплуатировать современное высокотехнологичное оборудование, обеспечивать его высокую эффективность, соблюдать правила охраны здоровья и безопасности труда на производстве, выполнять требования по защите окружающей среды.	+	+
Общекультурные компетенции			
P7	Демонстрировать знания социальных, этических и культурных аспектов профессиональной деятельности		+
P8	Самостоятельно учиться и непрерывно повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности.		+
P9	Владеть иностранным языком на уровне, позволяющем разрабатывать документацию, презентовать результаты профессиональной деятельности.		+
P10	Эффективно работать индивидуально и в коллективе, демонстрировать ответственность за результаты работы и готовность следовать корпоративной культуре организации		+

Министерство образования и науки Российской Федерации
 Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
 высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
 ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**



Институт природных ресурсов

Направление подготовки (специальность) 18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Кафедра Химической технологии топлива и химической кибернетики

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой

 (Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Магистерской диссертации	
(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)	

Студенту:

Группа	ФИО
2КМ5А	Курзаевой Маргарите Сергеевне

Тема работы:

Моделирование реактора гидроочистки дизельного топлива	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	от 31.01.2017 г. №421/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	23 мая 2017 г.
--	----------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе <i>(наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</i>	Реакторы гидроочистки дизельного топлива с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора
--	---

Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов <i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i>	Введение: Актуальность совершенствования конструкций реакторов; ТЭО: Патентный обзор катализаторов и реакторных устройств процессов гидроочистки; Аналитический обзор: Химизм и катализаторы гидроочистки, расчет реакторных устройств; Экспериментальная часть: Выбор катализаторов, расчет реакторов с неподвижным и движущимся слоем, проектная разработка конструкций, сравнительный анализ эффективности; Анализ результатов; Выводы
Перечень графического материала <i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i>	Общий вид реакторов с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы <i>(с указанием разделов)</i>	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Криницына Зоя Васильевна, к.т.н., доцент кафедры Менеджмента
Социальная ответственность	Немцова Ольга Александровна, ассистент кафедры Экологии и безопасности жизнедеятельности
Иностранный язык	Сыскина Анна Александровна, к.фил.н.
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках: 3.3 Реактор с псевдоожиженным слоем катализатора	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	
--	--

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент. каф. ХТТ и ХК	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н.		15.02.17 г.

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ5А	Курзаева Маргарита Сергеевна		15.02.17 г.

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

Студенту:

Группа	ФИО
2KM5A	Курзаевой Маргарите Сергеевне

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	магистратура	Направление/специальность	Энего и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

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

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Стоимость ПО 24 594 руб.; Размер оклада руководителя проекта 36 800 руб.; Размер стипендии дипломника 2 200 руб.;
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	Число календарных дней в году – 365; Продолжительность выполнения проекта – 24 месяца; Дополнительная заработная плата – 15 % от основной; Накладные расходы - 80% от суммы всех расходов.
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	Отчисления на социальные нужды во внебюджетные фонды – 27,1 %

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ	Построение оценочной карты для сравнения конкурентных разработок
2. Разработка устава научно-технического проекта	Планирование комплекса работ на создание проекта, построение графика выполнения работ
3. Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Расчет материальных затрат на ПО, заработную плату, дополнительные расходные материалы
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. Карта сегментирования рынка услуг
2. Оценка конкурентоспособности технических решений
3. Диаграмма Исикава
4. Оценка степени готовности научного проекта к коммерциализации
5. Перечень заинтересованных сторон проекта
6. Цели и результаты проекта
7. Рабочая группа проекта
8. Ограничения проекта
9. Сырье, материалы, комплектующие изделия и покупные полуфабрикаты
10. Затраты на спецоборудование для научных работ
11. Расчет основной заработной платы

12. Баланс рабочего времени
13. Схема проектной структуры проекта
14. Матрица ответственности
15. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Криницына З.В.	К.Т.Н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM5A	Курзаева Маргарита Сергеевна		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2КМ5А	Курзаевой Маргарите Сергеевне

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	магистратура	Направление/специальность	Энего и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	<i>Объект исследования - реактор гидроочистки дизельного топлива с неподвижным и псевдооживленным слоем катализатора.</i> <i>Метод исследования – расчет реактора с неподвижным и движущимся слоем катализатора, разработка конструкции, сравнительный анализ.</i> <i>Область применения - предприятия нефтепереработки, научные институты, проектные организации.</i>
---	---

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

Производственная безопасность 1. Анализ вредных факторов, которые может создать объект исследования: 2. Анализ опасных факторов , которые может создать объект исследования:	-физико-химическая природа вредных и опасных факторов, связанных с объектом исследования -действие фактора на организм человека; -приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ); -отклонение показателей микроклимата в помещении и на открытом воздухе; -повышенный уровень шума и вибрации; -недостаточная освещенность рабочей зоны - механические опасности -термические опасности -электробезопасность -пожаровзрывобезопасность
---	--

Экологическая безопасность: 1. Анализ влияния объекта исследования на окружающую среду 2. Обоснование мероприятий по защите окружающей среды	-описание загрязняющих веществ, выброс которых возможен при эксплуатации объекта исследования; -описание возможных способов утечки вредных веществ; -перечень средств защиты природной среды от вредных воздействий; -перечень отходов и способы их утилизации и переработки.
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: 3.1. Анализ вероятных ЧС, которые может инициировать объект исследований. Обоснование мероприятий по предотвращению ЧС и разработка порядка действия в случае возникновения ЧС	-описание возможных ЧС с участием объекта исследования; -описание порядка действия персонала в случае возникновения ЧС;
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: 4.1 Специальные правовые нормы трудового законодательства	- основные документы обеспечения охраны труда; -основные документы реализации правовых отношений работник-работодатель; -основные документы охраны здоровья;

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
--	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Немцова Ольга Александровна			

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ5А	Курзаева Маргарита Сергеевна		

Реферат

Выпускная квалификационная работа по теме «Моделирование реактора гидроочистки дизельного топлива» содержит 158 страниц текстового документа, 20 рисунков, 25 таблиц, 3 приложения, 73 использованных источников.

Целью работы были расчеты конструкций и внутренних устройств реакторов гидроочистки с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора, сравнение их эффективности.

Для достижения поставленной цели были решены следующие задачи:

- анализ конструкций реакторов гидроочистки дизельного топлива;
- исследование существующих катализаторов;
- исследование элементов реактора.

В ходе выполнения выпускной работы была проанализирована информация о конструкциях современных реакторов гидроочистки. Проведен подбор катализатора гидроочистки дизельного топлива. Рассчитаны конструктивные параметры реакторов.

Оглавление

Введение	14
1. Химизм процесса	15
1.1 Реакции сероорганических соединений.	15
1.2 Реакции кислородосодержащих соединений.	17
1.3 Реакции азотосодержащих соединений.	17
1.4 Металлосодержащие соединения.	18
1.5 Реакции гидрирования хлоросодержащих соединений.	18
1.6 Реакции углеводородных соединений.	19
2. Катализаторы гидроочистки	20
2.1 Активность катализатора (производительность)	21
2.2 Селективность катализатора	28
2.3 Износостойкость и прочность катализатора	28
2.4 Период регенерации и срок службы катализатора	30
3. Сравнительный анализ существующих конструкций реакторов для осуществления данного процесса	32
3.1 Реактор с аксиальным вводом сырья	33
3.2 Реактор с радиальным вводом сырья	35
3.3 Реактор с псевдоожиженным слоем катализатора	37
3.3.1 Принципы работы с псевдоожиженным слоем	37
3.3.2 Режимы псевдоожижения	40
3.3.3 Влияние размера частиц и плотности	42
3.3.4 Перемешивание и унос твердых частиц	43
3.3.5 Массоперенос в псевдоожиженных слоях	44
3.3.6 Конструкция реактора с псевдоожиженным слоем	47
3.3.6.1 Распределитель газа	47
	10

3.3.6.2 Разделение частиц	56
Постановка задач исследования	62
4. Экспериментальная часть	63
4.1 Выбор катализатора	63
4.2 Гидродинамические показатели псевдоожиженного слоя.	64
4.2.1. Расчет скоростей псевдоожижения (катализатор ГКД-202)	64
4.2.2. Расчет скоростей псевдоожижения (мелкодисперсный катализатор)	67
4.3 Расчет реакторов гидроочистки дизельного топлива с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора	71
4.3.1 Механический расчет реакторов	72
4.3.2. Расчет размеров реактора с неподвижным слоем катализатора	74
4.3.6 Расчет потери напора в стационарном слое катализатора	76
4.3.4 Расчет размеров реактора с псевдоожиженным слоем (катализатор ГКД-202)	77
4.3.5 Расчет размеров реактора с псевдоожиженным слоем (катализатор мелкодисперсный)	79
4.3.6 Расчет потери напора в псевдоожиженном слое катализатора	82
4.3.7 Расчет циклона для реактора с псевдоожиженным слоем мелкодисперсного катализатора	83
4.4 Анализ температурного профиля по высоте слоя катализатора	86
5. Финансовый менеджмент и ресурсоэффективность	89
5.1 Предпроектный анализ	90
5.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования	90
5.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	91
5.1.3 Диаграмма Исикавы	92

5.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации	93
5.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования	95
5.2 Инициация проекта	95
5.2.1 Цели и результат проекта	95
5.2.2 Организационная структура проекта	97
5.2.3 Ограничения и опущения проекта	97
5.3 Планирование и управление научно-техническим проектом	98
5.3.1 Бюджет научного исследования	98
5.3.2 Организационная структура проекта	102
5.3.3 Матрица ответственности	103
5.3.4 План проекта	103
5.4 Определение ресурсной, финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования	107
5.4.1 Оценка сравнительной эффективности исследования	107
6. Социальная ответственность	109
6.1. Анализ вредных факторов, которые могут возникнуть при эксплуатации объекта исследования.	110
6.1.1 Утечка токсичных и вредных веществ в атмосферу.	110
6.1.2 Отклонение микроклимата рабочего помещения.	111
6.1.3 Повышенный уровень шума и вибрации	111
6.1.4 Недостаточная освещенность рабочей зоны	112
6.2. Анализ опасных факторы, которые могут возникнуть при эксплуатации объекта исследования.	112
6.2.1. Механические опасности	112
6.2.2. Термические опасности	113

6.2.3 Электробезопасность	113
6.2.4 Пожаровзрывобезопасность	114
6.3 Экологическая безопасность.	115
6.3.1. Анализ влияния объекта исследования на окружающую среду	115
6.3.2. Обоснование мероприятий по защите окружающей среды.	116
6.4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях.	117
6.4.1. Анализ вероятных ЧС, которые может инициировать объект исследований. Обоснование мероприятий по предотвращению ЧС и разработка порядка действия в случае возникновения ЧС	118
6.4.1.1. Прекращение подачи сырья	119
6.4.1.2. Прекращение подачи свежего ВСГ	119
6.4.1.3. Остановка центробежного компрессора	120
6.4.1.4. Прекращение подачи электроэнергии	120
6.4.1.5. Разгерметизация аппаратов и трубопроводов, работающих под давлением	121
6.4.1.6. Нарушение в системах канализации	121
6.5. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности.	121
6.5.1. Специальные правовые нормы трудового законодательства	120
Заключение	124
Список публикаций студента	126
Список литературы	127
ПРИЛОЖЕНИЕ А	135
ПРИЛОЖЕНИЕ Б	157
ПРИЛОЖЕНИЕ В	158

Введение

Нефть является одним из основных ресурсов, влияющих на энергетический баланс как России, так и других стран мирового сообщества.

Процесс гидроочистки дизельных фракций один из наиболее масштабных в нефтепереработке. Это связано как с включением в топливные смеси продуктов переработки тяжелых остатков, так и с постоянным ужесточением требований к дизельному топливу.

Повышение эффективности гидроочистки возможно за счет повышения эффективности контакта реакционной смеси с частицами катализатора, оптимизации температуры по высоте слоя катализатора и организации непрерывной регенерации катализатора.

Добиться этого можно осуществлением гидроочистки с псевдоожиженным слоем катализатора.

Благодаря активному движению частиц катализатора в псевдоожиженном слое, реактора характеризуются интенсивным тепло- и массообменом, низким гидравлическим сопротивлением слоя катализатора, возможностью непрерывного отвода и подачи частиц катализатора в слой, что позволяет регенерировать катализатор без остановки процесса.

В соответствии с заданием на квалификационную работу необходимо разработать реактора гидроочистки дизельного топлива с псевдоожиженным и неподвижным слоем катализатора.

1. Химизм процесса

Процесс гидроочистки основывается на реакциях гидрогенизации, в ходе которых на катализаторе в присутствии кислорода органические соединения серы (сульфиды, тиофены, дисульфиды, меркаптаны и др.), азота (пиридин, пиррол и др.) и кислорода (фенолы и др.) превращаются в углеводороды с выделением сероводорода, аммиака и воды.

В ходе процесса гидроочистки параллельно реакциям гидрогенизации соединений серы, азота, кислорода и металлоорганических соединений также протекают реакции насыщения непредельных углеводородов, изомеризации нафтеновых и парафиновых углеводородов, гидрирования хлорорганических соединений, гидрокрекинга и реакции, приводящие к образованию хлористого аммония и кокса. При высоких температурах может быть частичное дегидрирование нафтеновых углеводородов.

Кроме того превращению подвергаются металлоорганические соединения. При этом металлы адсорбируются на используемом в процессе гидроочистки катализаторе.

Глубина и скорость протекания реакций зависят от подбора и состояния катализатора, условий процесса и физико-химических свойств сырья.

1.1 Реакции сероорганических соединений.

В ходе процесса гидроочистки сероорганические соединения превращаются в сероводород и углеводороды, строение которых зависит от исходных серосодержащих соединений.

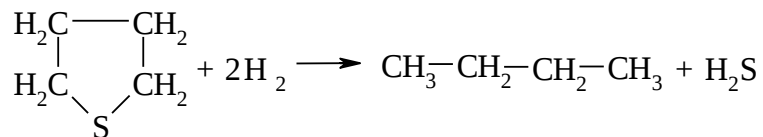
При увеличении молекулярного веса фракций нефти скорость гидрообессеривания уменьшается.

- Сульфиды

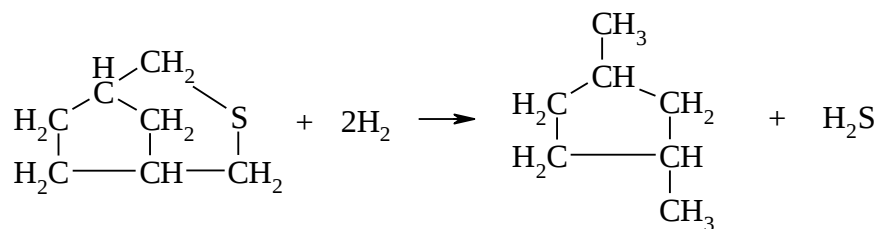
ациклические



моноциклические



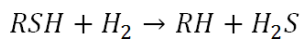
бициклические



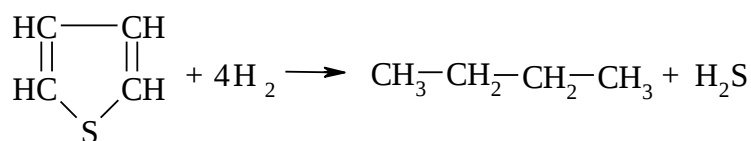
- Дисульфиды.



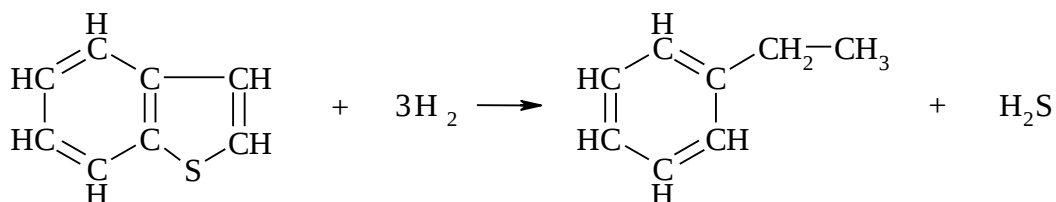
- Меркаптаны



- Тиофены.



- Бензотеофены.



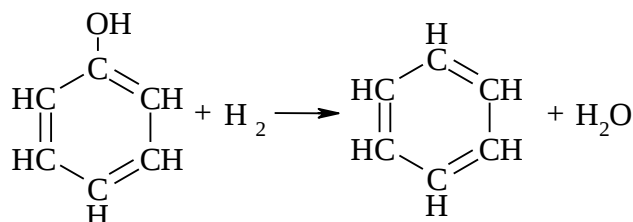
Из соединений серы лучше всего реакции гидрогенизации поддаются сульфиды и меркаптаны, тяжелее всего проходят реакции гидрообесеривания

тиофенов и бензотиофенов. При одинаковых условиях меркаптаны и сульфиды гидрируются на 95 %, а тиофены и бензотиофены на 40-50 %. При повышении температуры константа равновесия реакций гидрирования меркаптанов, дисульфидов и сульфидов возрастает, а тиофенов – падает.

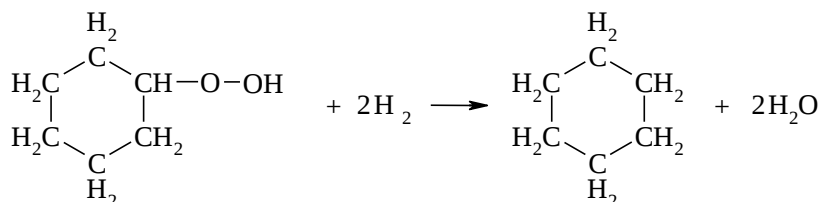
1.2 Реакции кислородосодержащих соединений.

Во фракциях нефтепродуктов со средней температурой кипения кислород содержится в таких соединениях, как спирты, эфиры, фенолы и нафтеновые кислоты.

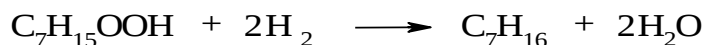
- Фенол.



- Гидроперекись.



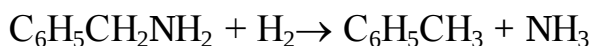
- Гидроперекись гептана.



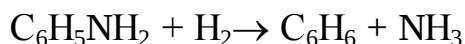
1.3 Реакции азотосодержащих соединений.

Во фракциях нефтепродуктов азот в основном представлен в виде гетероциклов, таких как производные пиррола и пиридина.

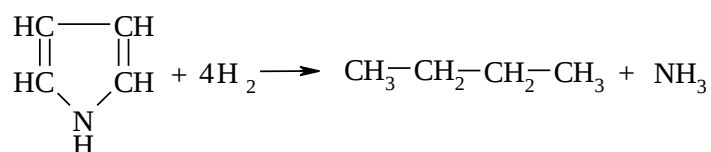
- Амины гидрируются легче всего:



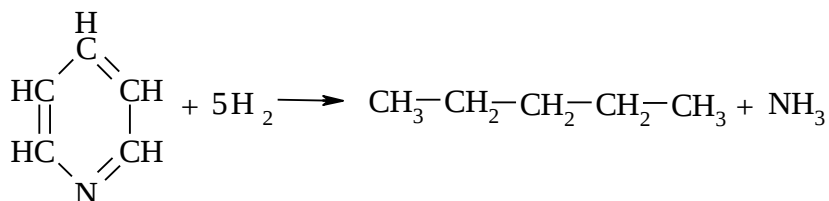
- Труднее гидрируется анилин:



- Пиррол.



- Пиридин.

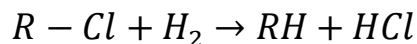


Сравнительно легко, реакции гидрогенизации поддаются такие соединения, как пиридин, пиррол, пиперидин, более стойкими являются анилин, м-крезол и хинолин

1.4 Металлосодержащие соединения.

В процессе гидроочистки природа и реакции металлорганических соединений во фракциях нефти изучены не достаточно подробно. Известно, что данные соединения расщепляются на активных центрах катализатора и свободный металл, выделившийся в результате реакции, оседает на катализаторе, тем самым отравляя его. Следовательно, металлосодержащие соединения являются ядами для катализаторов гидроочистки.

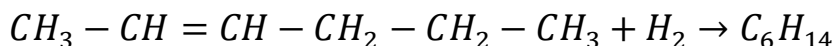
1.5 Реакции гидрирования хлоросодержащих соединений.



1.6 Реакции углеводородных соединений.

В ходе процесса гидроочистки параллельно с реакциями соединений серы, азота и кислорода протекают различные реакции с углеводородами, такие как:

- *Насыщение непредельных углеводородов*



Реакции насыщения ароматических и олефиновых углеводородов представляют наибольший интерес из всех сопутствующих реакций процесса гидрообессеривания.

При относительно низком парциальном давлении водорода и температуре 350 – 500 С осуществляется практически полное насыщение непредельных углеводородов

- *Гидрокрекинг*

Интенсивность реакции увеличивается при повышении температуры и давления.

- *Изомеризация нафтеных и парафиновых углеводородов*

Происходит при любых условиях гидрирования соединений серы

- *Гидрирование ароматических углеводородов*

Гидрирование моноциклических ароматических углеводородов, таких как бензол и его гомологи протекает в более жестких условиях (парциальное давление водорода 20 МПа и выше), чем гидрирование углеводородов с конденсированными кольцами, которые протекают при условиях гидроочистки.

2. Катализаторы гидроочистки

Требования, предъявляемые к качеству нефтепродуктов, постоянно ужесточаются, прежде всего, это касается содержания ароматических соединений и серы в среднекипящих фракциях нефтепродуктов, что подталкивает к поискам наиболее эффективных катализаторов гидроочистки.

Главными свойствами, которыми должен обладать катализатор гидроочистки, является избирательность к реакциям разрыва связи C-C, то есть в его присутствии данные реакции не будут протекать, проявление высокой активности к реакциям с разрывом связи C-N, C-O, C-S и достаточной активностью к реакциям насыщения непредельных углеводородов.

В промышленности чаще применяются алюмо-кобальт-молибденовые (АКМ) и алюмо-никель-молибденовые (АНМ) катализаторы.

В промышленности используются катализаторы, представляющие собой сложные композиции, в составе которых присутствуют такие компоненты как:

- Никель (Ni), кобальт (Co), платина (Pt), палладий (Pd) (металлы из VIII группы).
- Сульфиды и окислы металлов VI группы, таких как молибден (Mo) и вольфрам (W).
- Носители, обладающие кислотными свойствами, у которых развита удельная поверхность, высокая механическая прочность и термостойкость.

В качестве носителя для катализатора гидроочистки применяют оксид алюминия. Носитель является не только инертным разбавителем, но и принимает участие в процессе формирования активных фаз, а также играет роль структурного промотора, который создает определенную пористость структуры, подходящую для переработки необходимого сырья.

Подбор катализатора осуществляют по следующим критериям:

- Активность;
- Селективность;
- Износоустойчивость и прочность
- Период регенерации и срок службы
- Стоимость

2.1 Активность катализатора (производительность)

Данный критерий в большей степени зависит от химического состава и макро- и микроструктуры катализатора, а так же от условий проведения процесса. Следовательно, достижение высокой производительности катализатора возможно путем подбора определенного сочетания данных параметров.

Химический состав катализатора

Для процесса гидроочистки дизельной фракции применяются алюмо-кобальт-молибденовые (Al-Co-Mo) и алюмо-никель-молибденовые (Al-Ni-Mo) катализаторы. Алюмо-кобальт-молибденовый катализатор представляет из себя пористый носитель, в качестве которого применяют оксид алюминия (Al_2O_3), с нанесенными на него оксидами молибдена (MoO_3) и кобальта (CoO)

Отечественными Al-Co-Mo-катализаторами являются марки серий АКМ, ГК, ГО; зарубежными – KF, S и т.д. При введении никеля в Al-Co-Mo-катализаторы возрастает активность в реакции гидрогенолиза полициклических соединений, а также соединений, содержащих азот.

При применении Al-Ni-Mo- катализатора более эффективно протекают реакции удаления серо- и азотсодержащих соединений. Такой катализатор рекомендован для очистки сырья с высоким содержанием ароматических соединений [8]. Алюмо-никель-молибденовые катализаторы получили широкое распространение в промышленности. Отечественными катализаторами данного типа, являются катализаторы с маркировками серии ГП, НК, АНМ, НКЮ, ГКД, ТК.

Al-Ni-W- катализаторы являются устойчивыми и активными к соединениям, содержащим азот и серу. Данный катализатор выпускается в небольшом количестве для проведения глубокого гидрирования ароматических и азотсодержащих соединений. Его активность повышают за счет нанесения гидрирующего компонента на пористый носитель [9]. Так, чтобы получить специальные виды топлив, применив гидрирование для нефтяного сырья с высоким содержанием серы используют катализатор НВС-А, который представлен в виде крупных черных таблеток, в состав которых входят сульфиды вольфрама и никеля, нанесенные на оксид алюминия. Активность катализатора НВС-А составляет 65 %.

В последнее время большую популярность в применении получили цеолитсодержащие катализаторы. Они обладают высокой активностью и представляют собой матрицу с включенными кристаллическими цеолитами. Кроме этого, их большим достоинством является низкое содержание дорогостоящих цветных металлов.

К примеру, содержание активных металлов в цеолитсодержащем катализаторе ГДК-202 на 30 % меньше, чем в катализаторе ГК-35. Необходимая степень чистоты сырья на данном катализаторе достигается при температуре на 10-20 С меньшей, чем на применяемых в промышленности катализаторах[10].

При изучении ряда статей и патентов было выявлено, что в катализатор добавляются промотирующие добавки с целью повышения его активности. Данные добавки значительно повышают активность катализатора в определенных реакциях, в то время как сами не являются каталитически активными. Их можно условно назвать катализаторами для катализатора. В качестве промоторов используются оксид фосфора (P_2O_5), оксид кремния (SiO_2), оксид бора (B_2O_3) и их кислоты [11].

Содержание промоторов и активных примесей в катализаторе

Рассмотрим влияние содержания примесей на активность обессеривания для различных катализаторов (табл. 2.1) [12]

График влияния соотношения оксидов на активность обессеривания катализаторов представлен на рисунке 2.1.

Таблица 2.1 Состав и степень обессеривания различных катализаторов

Показатели	Катализатор									
Состав, % (масс.)	ГКД- 202	ГО- 70Н	ГП- 497	ГКД- 700	НК- 220	Зарубе- жный	АКМ	ГКД- 300	ГКД- 205	ТК- 551
<u>NiO</u>			4	3.2	4	4.5		3.4	4.2	3.8
<u>CoO</u>	3.5	4.5					3.9			
MoO_3	9	13	12	10	12	12	11.7	9	12.,5	17
$MoO_3 : NiO$			3	3.13	3	2.67		2.57	2.98	4.47
$MoO_3 : CoO$	2.57	2.89					3			
Степень обессеривания сырья при $T=$ 330C	89	85	86	84.5	85	88	82	90	88	82

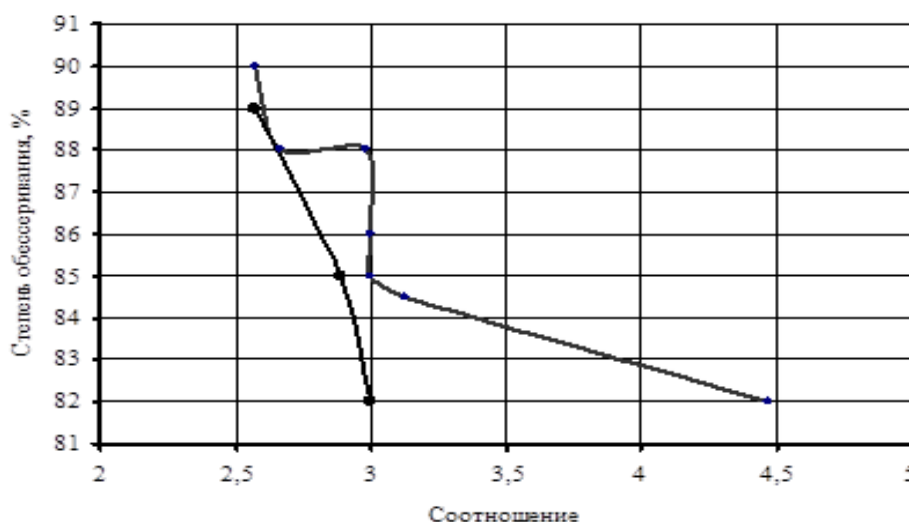


Рис. 2.1 Зависимость степени обессеривания от соотношения активных компонентов в катализаторах.

Как показано на графике, зависимость обессеривающей активности от соотношения оксидов металлов в катализаторе сложно-убывающая. Как мы видим, при увеличении концентрации оксида никеля или оксида кобальта увеличивается активность катализатора. Следовательно, более высокая способность гидрирования преобладает у второго компонента (NiO или CoO). Из чего можно сделать вывод, что следует выбирать катализатора, у которого наименьшее массовое соотношение активных компонентов.

Большая конверсия серы наблюдается у катализаторов ГДК-300 (алюмо-никель-молибденовый) и ГДК-202 (алюмо-кобальт-молибденовый)

Для гетерогенного катализа важную роль играет концентрация промотора. Его избыток приводит к экранированию катализатора, поэтому при использовании промоторов в катализаторе очень важно подобрать эффективную концентрацию.

Для алюмо-никель-молибденовых-катализаторов, промоторами является смесь оксида фосфора и оксида бора, для обеспечения

максимальной степени обессеривания применяется следующее соотношение, % мас. [11]: NiO - 2.5-4.0; MoO₃ - 8.0-11.0; P₂O₅ - 0,5-1,3; B₂O₃ - 0,3-1,0.

Структурные показатели катализатора

Структурными показателями катализатора можно назвать удельную поверхность, эффективный радиус пор и усредненный диаметр зерна катализатора. Следовательно, все структурные характеристики описывают форму частицы катализатора.

Рассмотрим влияние размеров и формы зерна Al-Co-Mo- катализатора с широкими порами на степень обессеривания дизельной фракции с высоким содержанием серы.

Физико-химические показатели катализаторов различной формы представлены в табл. 2.2 [13].

Таблица 2.2. Влияние размеров и форм зерен алюмо-кобальт-молибденового-катализатора на степень обессеривания фракции

Показатели	Номер образца				
	1	2	3	4	5
Форма гранул	Шар	Шар	Шар	Цилиндр	Полый цилиндр
Размеры гранул, мм					
Высота	-	-	-	5	10
Диаметр	2.26	2.8	0.75	4	2.2/0.8
Содержание компонентов, % (масс.)					
CoO	4.3	3.9	3.9	5	4.2
MoO ₃	12.58	11.68	11.68	11.3	11.5
Объем пор, см ³ /г					
по толуолу	-	-	-	0.7	0.7
по бензолу	0.68	0.68	0.68	-	-

Отношение поверхности к объему	1,4	2,14	2,73	3,53	8
Эффективный радиус пор, нм	13	12	13	8	13
Степень обессеривания, % (отн.) при 390 С	82,4	84,6	88,5	92,3	97,9

Приведенные значения доказывают, что относительная поверхность катализатора оказывает значительное влияние на скорость протекающей реакции. Чем больше поверхность раздела фаз, тем выше активность катализатора и его способность к гидрообессериванию. Предпочтительнее выбор катализатора с меньшими размерами частиц и шаровидной формой гранул.

Способы активации катализаторов перед использованием

Рассмотрим несколько способов активации катализатора и проанализируем их недостатки и преимущества.

Одним из способов активации катализатора, является его осернение, на отечественных установках гидроочистки применяются различные осерняющие агенты, такие как элементарная сера, газ, содержащий сероводород, легкорасщепляющиеся жидкие соединения, содержащие серу, прямогонные средние дистилляты [15].

Осернение газом, содержащим сероводород, протекает до тех пор, пока в системе не установится равновесие и, так как концентрации сероводорода в газе не высокая, осернение таким способом является не глубоким.

На рис. 2.2 показаны данные пилотных испытаний алюмо-кобальт-молибденового-катализатора, осернение которого проводилось с применением различных осерняющих агентов [15].

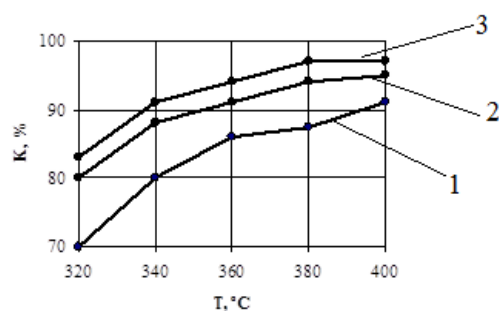


Рис. 2.2. Зависимость конверсии дизельной фракции, с содержанием серы 1.2 % (масс.), от температуры процесса на алюмо-кобальт-молибденовом-катализаторе: 1 – неосерненный катализатор; 2 -катализатор осернен элементарной серой; 3-катализатор осернен дисульфидами.

Как показано на графике, наибольшую активность проявляет катализатор, который был осернен дисульфидами.

При применении дисульфидов в качестве осерняющего агента для катализатора, мы избегаем большого перепада температуры по высоте слоя.

Дисульфиды, в качестве осерняющего агента, могут быть представлены индивидуальными соединениями, их техническими смесями, либо нефтяными и конденсатными фракциями, в составе которых преобладают дисульфиды.

Так же существует комбинированные способы осернения катализатора в реакторах с большими габаритными размерами на стадии их подготовки

В основе такого способа лежит применение элементарной серы и сернистого дистиллята дизельной фракции со стандартным составом [16]. В ходе применения данного способа совместно загружают часть катализатора и элементарную серу, а потом через полученный слой пропускают сернистый дистиллят при требуемом давлении и температуре.

Предложенный способ обеспечивает катализатор более высокой активностью, по сравнению с осернением только сернистым сырьем и позволяет получать более стабильный гидрогенизат на первоначальной стадии использования катализатора при температуре на 20-30 C⁰ ниже, что способствует повышению длительности цикла реакций и увеличивает межрегенерационный период использования катализатора.

2.2 Селективность катализатора

Избирательность промышленных катализаторов весьма высока. При применении Al-Co-Mo-катализатора реакции протекающие с разрывом связи C-C , а так же насыщение ароматических углеводородов почти не идут. Однако, данный катализатор проявляет высокую активность по отношению к реакциям с разрывом связи C-S , а так же проявляет высокую термическую стойкость. А так же активен в разрыве связей C-N, C-O, в насыщении непредельных углеводородов и может быть использован в процессе гидроочистки любой нефтяной фракции.

Al-Ni-Mo-катализатор хорошо применим в реакциях по насыщению ароматических соединений, гидрированию азото- и серосодержащих соединений, так как проявляет в них высокую активность, но в реакциях по насыщению непредельных углеводородов не показывает желаемой активности.

2.3 Износостойкость и прочность катализатора

Сделаем предварительный выбор катализатора, на основании уже рассмотренных критериев.

Для достижения целей гидроочистки следует выбрать Al-Ni-Mo-катализаторы с добавкой CoO, с минимальным соотношением MoO₃:NiO, с

меньшими размерами частиц формы шар и комбинированный способом осернения.

Из рассмотренных катализаторов всем этим требованиям отвечает катализатор марки ГКД-202. Подробнее рассмотрим его прочностные свойства.

Цеолитсодержащие алюмоникельмолибденовые композиции лежат в основе катализаторов ГК-35, ГКД-202, ГКД-205 и ГКД-202П, применяемые в процессах гидроочистки фракций нефти [17]. В таблице 2.3. приведены физико-химические показатели катализаторов содержащих цеолит и других промышленных каталитических систем.

Таблица 2.3. Физико-химические показатели обычных и цеолитсодержащих катализаторов

Показатели	Катализатор							
	АКМ	АНМС	ГО-117	ГК-35	ГКД-202	ГКД-205	ГК-202	ГКД-300
Насыпная плотность, кг/м ³	670	670	830	800	720	750	620	630
Диаметр гранул, мм	4-5	4-5	4-5	3,5-5	1,6-3,5	1,7-3,5	1,5-3,5	2-3,7
Индекс прочности, Н/мм	11	11	12	18	22	23	25	24
Содержание, % (масс.)								
<u>NiO</u>	-	4,5	9	8	4	4,5	-	3
<u>CoO</u>	4,5	-	-	-	0,5	-	3,0	-
MoO ₃	12,5	12,5	19	17	12,5	12,5	8,5	9,0
Удельная поверхность, м ² /г	200	200	190	247	236	240	235	215
<u>Межрегенерационный</u> период эксплуатации, мес	12	11	11	21	24	36	36	36

Из приведенных данных мы видим, что за счет структурных характеристик катализаторы содержащие цеолиты обеспечиваются повышенной прочностью их зерен, что способствует уменьшению перепада давления в слое катализатора при эксплуатации, за счет того, что уменьшается образование крошек и пыли при разрушении гранул.

Среди алюмо-никель-молибденовых-катализаторов, содержащих цеолит, по прочности лидируют катализаторы ГКД-205, ГКД-202 и ГКД-300, однако у катализатора ГКД-300 удельная поверхность меньше, чем у ГКД-202. Следовательно, выбираем между ГКД-202 и ГКД-205.

2.4 Период регенерации и срок службы катализатора

Период регенерации и срок службы главным образом зависит от способа загрузки катализатора, его типа, чистоты исходного сырья и условий при которых проводится процесс гидроочистки.

За счет цеолитного компонента снижается начальная температура процесса и увеличивается межрегенерационный период эксплуатации катализаторов с 11-12 до 21-36 месяцев.

Если выбирать между ГКД-202 и ГКД-205, то у второго гораздо больший период регенерации, но данный катализатор не содержит оксида кобальта, который проявляет высокую активность в реакциях, как гидрирования непредельных углеводородов, так и гидрогенолиза. Важным фактором, определяющим период регенерации и срок службы катализатора, содержащего цеолит, является способ его загрузки.

Срок эксплуатации установки ограничен забивкой реакторов. Поэтому часто в реакторе предусматривается корзина для отложений и верхние слои насадок. В промышленности на отечественных установках процесса гидроочистки применяют фарфоровые шарики различных диаметров, для

обеспечения защиты катализатора [12]. Вместо фарфоровых шариков, в качестве защиты слоя катализатора, используют форконтакт ФОР-1. Представлен он полыми фарфоровыми цилиндрами размерами 155 мм, он позволяет уменьшить отложение механических примесей на внешней поверхности катализатора, улучшает распределение потока сырья по объему аппарата, а также снижает перепад давления на 20-25 %. Замена фарфоровых шариков на форконтакт обеспечивает стабильность работы катализатора и увеличивает межрегенерационный период его эксплуатации [12].

Показатели влияния температуры на срок эксплуатации катализатора гидроочистки дизельной фракции представлены на рис. 2.3 [15].

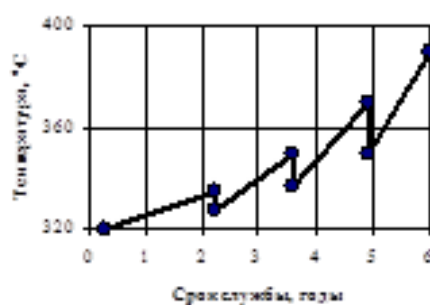


Рис. 2.3. Зависимость срока службы цеолитсодержащего катализатора от температуры.

Как показано на рис. 5.3, что бы увеличить срок службы катализатора требуется постоянное повышение температуры процесса. За счет регенерации катализатора восстанавливается его активность и предотвращается резкое увеличение температуры, следовательно, увеличивается срок службы.

3. Сравнительный анализ существующих конструкций реакторов для осуществления данного процесса

Аппараты, в которых проводят химические реакции и сам процесс гидроочистки дизельного топлива, называются реакторами. Конструкцию реактора выбирают по следующим основным факторам:

- агрегатное состояние реагирующих и образующихся веществ;
- температура и давление в реакционной зоне;
- тепловой эффект и интенсивность теплообмена;
- химические свойства перерабатываемых веществ;
- интенсивность перемешивания реагирующих веществ;
- непрерывность или периодичность ведения процесса;
- наличие катализатора и его состояния.

Основной для классификации реакторов процесса гидроочистки являются физические и термодинамические характеристики потоков, проходящих через реактор, направление их движения, внутреннее и внешнее расположение и исполнение деталей и конструктивные особенности [19 – 20].

По термодинамическому признаку аппараты можно разделить на реактора адиабатического и политропических типов. По способу направления потока подразделяют реактора на аппараты с аксиальным движением потока сверху вниз (или наоборот) и с радиальным – от периферии к центру.

По способу размещения и регенерации катализатора реактора подразделяют на:

- реактора с неподвижным слоем;
- реакторы с движущимся слоем катализатора.

Реактора с неподвижным слоем имеют недостатки:

- трудоёмкость осуществления оптимальной температуры по высоте слоя катализатора;
- не равномерное распределение сырья на катализаторе;
- необходимость смены катализатора.

Несмотря на вышесказанные минусы, реактора с неподвижным слоем укрепились на НПЗ и хорошо показали себя в промышленности.

Ниже приведено описание основных типов реакторов гидроочистки в нефтеперерабатывающей отрасли.

3.1 Реактор с аксиальным вводом сырья

Реактор включает общие детали: корпус, штуцер для ввода и вывода сырья и продуктов реакции, термопары, катализатор, днище, футеровку и опорное кольцо, фарфоровые шарики, опорную решетку.

В верхний штуцер подается сырьё, после чего оно попадает на распределитель. Распределитель нужен для равномерного распределений сырья, располагается в верхнем пустотелом пространстве установки гидроочистки.

Продукты, прошедшие катализатор, выходят по центральной трубе через верхний боковой штуцер.

Катализатор и фарфоровые шарики держатся на опорной решетке.

Нижнее днище имеет люк, диаметров 500 мм, используется для ремонта, два люка диаметров 175 мм для выгрузки катализатора. Термопара

необходима для определения температуры, она вводится в слой катализатора. Для крепления аппарата предусмотрена опорное кольцо. Корпус такого реактора изготовлен из стали марок 22К или 12ХМ. Стали устойчивы к высоким температурам.

Из нержавеющей стали сделаны внутренние детали реактора.

На рисунке 3.1 приведена конструкция реактора гидроочистки дизельного топлива с аксиальным вводом сырья.

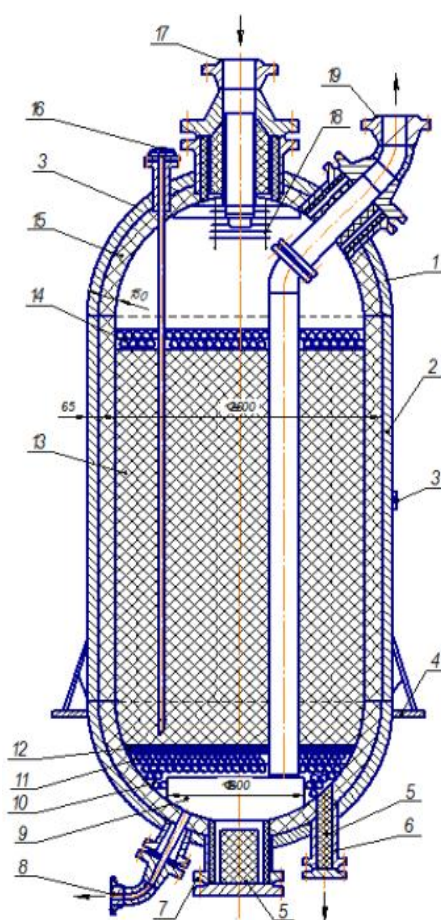


Рисунок 3.1 –Реактор с аксиальным вводом:

1 – днище; 2 – корпус; 3, 16 – термопары; 4 – опорное кольцо; 5 – шамотный порошок; 6 –люк для выгрузки катализатора; 7 – люк-лаз; 8 – эжекция газов, 9 – опорная решетка; 10 –12, 14 – фарфоровые шарики; 13 – катализатор; 15 –футеровка; 17, 19 – ввод и вывод парогазовой смеси; 18 – распределитель парогазовой смеси.

Главное преимущество это простота эксплуатации.

Основными недостатками аксиальных реакторов являются:

- неравномерность работы катализатора в слое;
- значительное повышение перепада давления на слое катализатора в процессе эксплуатации;
- уменьшение соотношения водород/сырье по высоте слоя катализатора;
- неравномерность температур в слое при проведении регенерации катализатора, что приводит к уменьшению срока службы катализатора.

3.2 Реактор с радиальным вводом сырья

Реакторы данного типа имеют отличие от аксиального реактора тем, что сырье проходит катализатор в радиальном направлении.

Реакторы с радиальным вводом сырья применяют в случаях, когда среда находится либо в жидком, либо парогазовом состоянии.

Гидравлическое сопротивление значительно ниже в отличие от аксиального ввода сырья, потому что:

- слой катализатора в реакторе с радиальным вводом меньше, чем в аксиальном вводе;
- среднеинтегральная площадь боковой поверхности катализатора меньше, чем площадь торцевого сечения.

Детали практически идентичны реактору с аксиальным вводом. Внутреннее устройство отличается тем, что катализатор размещается во внутреннем перфорированном стакане, а между стаканом и футеровкой образован кольцевой зазор.

Газосырьевая смесь проходит внутри кольцевого зазора и перемещается через слой катализатора и выходит через центральную перфорированную трубу.

Реакторы такого типа обычно применяют в случае использования катализаторов, работающих сравнительно длительный отрезок времени без регенерации или вообще не подлежащих регенерации.

Недостатком данного типа реактора является неравномерное распределение потока по высоте слоя катализатора.

На рисунке 3.2 представлен реактор каталитического риформинга с радиальным входом сырья.

Также в промышленности применяют пустотелые цилиндрические или змеевиковые реакционные аппараты с поверхностным теплообменом. Такие аппараты характеризуются политропическими условиями ведения процесса.

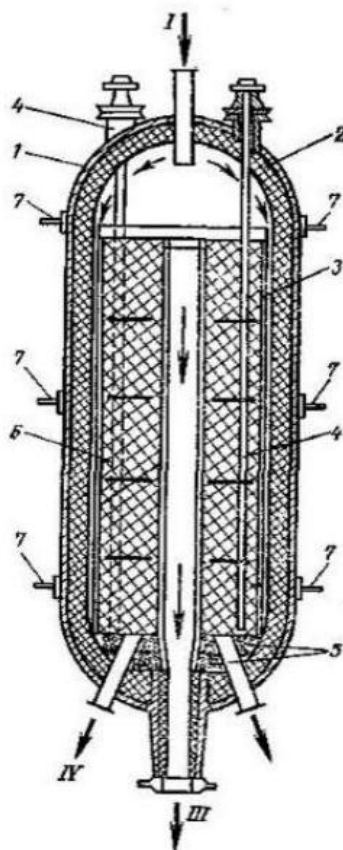


Рисунок 3.2 – Реактор с радиальным вводом: 1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – кожух; 4 – многозонная термопара; 5 – фарфоровые шары; 6 – катализатор; 7 – поверхностная термопара. Линии: I –газо–сырьевая смесь; II – продукты реакции; III – выгрузка катализатора; IV – вывод продуктов при эжектировании системы во время регенерации катализатора.

3.3 Реактор с псевдоожиженным слоем катализатора

3.3.1 Принципы работы с псевдоожиженным слоем

Как следует из названия, реакторы с псевдоожиженным слоем используют принципы псевдоожижения, когда газ пропускают через распределитель, на котором лежит сыпучий твердый материал (обычно катализатор) при достаточно высоких скоростях, чтобы суспендировать твердое вещество и заставить его вести себя как жидкость. Эти свойства приводят к множеству преимуществ, среди которых равномерное распределение частиц, контакт с твердым телом газа и интенсивное перемешивание, высокая степень конверсии на единицу массы катализатора, равномерное распределение температуры и непрерывный режим работы [21]

Прежде чем двигаться дальше, крайне важно определить различные части реактора с псевдоожиженным слоем. Вначале газ пропускается через сетку, также известную как газораспределитель, которая обеспечивает стабильное и равномерное псевдоожижение поперечного сечения реактора, создавая перепад давления. Камеру статического давления обычно помещают под сетку, чтобы предварительно равномерно распределить газ до того, как он пройдет через распределитель. Твердые частицы, расположенные выше сетки, образуют слой, уровень которого, также известный как высота слоя, может изменяться в зависимости от условий работы реактора, Таких как скорость газа, свойства газа и свойства твердого материала.

Вертикальное пространство над слоем, которое занимает большой объем всего реактора, имеет основную задачу предотвращение выноса больших количеств материала слоя из реактора газовым потоком.

Устройство для сбора твердого материала, такое как циклон или фильтры, обычно помещают внутрь реактора в пространство над слоем, чтобы возвратить захваченный материал в слой [21].

Когда газ течет через слой, можно наблюдать две различные части, фазы пузырьков и фазы эмульсии. Пустоты, также называемые пузырьками, образуют пузырьковую фазу и образуются в результате прохождения газа через слой. По мере увеличения скорости газа эти пузырьки часто теряют свою форму, когда они движутся вверх, чтобы взорваться на поверхности слоя, что вызывает выброс частиц в пространство над слоем. Эмульсионная фаза относится к твердой обогащенной части слоя. Когда частицы вводятся в пространство над слоем, их концентрация будет убывать с высотой, так как некоторые будут падать обратно в слой, прежде чем стать постоянными. Расстояние между точкой, где концентрация твердых веществ становится постоянной, и поверхностью псевдоожиженного слоя называется транспортной высотой выгрузки (TDH) [22] и показана на рисунке 3.3.

Что касается проектирования псевдоожиженных слоев, то высота пространства над слоем должна быть рассчитана таким образом, чтобы она была не меньше транспортной высоты выгрузки. Это может оказаться трудной задачей при работе с высокой температурой и давлением, поскольку определение транспортной высоты выгрузки, как правило, является сложным.

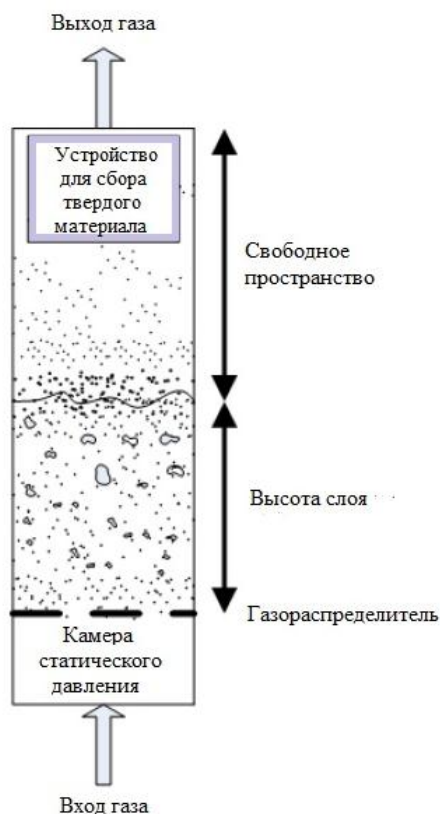


Рисунок 3.3 - Сечения псевдоожиженного слоя

В литературе сообщалось о двух отдельных значениях TDH в зависимости от типа используемых частиц: крупной или мелкой. Из-за того, что их конечная скорость больше, чем поверхностная скорость газа, крупные частицы выбрасываются из слоя разрывами пузырьков перед отходом. Высота, которую они достигают, называется высотой всплеска или TDH (C). Мелкие частицы, с другой стороны, имеют конечные скорости, меньшие, чем газ, и поэтому достигают большей высоты, которые упоминаются как TDH (F). В большинстве проектных приложений TDH (F) просто упоминается как TDH из-за его более частого применения, и поэтому эта терминология будет использоваться в этой работе.

Несколько исследований были посвящены изучению и прогнозированию TDH на основе различных влияющих параметров, таких как поверхностная скорость газа, диаметр пузырьков и свойства твердых и газообразных веществ. Связь для прогноза TDH можно четко увидеть в обширном обзоре,

представленном в трех категориях: графические корреляции, полуэмпирические модели и эмпирические корреляции [23-25].

3.3.2 Режимы псевдооживения

Реакция псевдооживения может отличаться в зависимости от условий работы реактора, таких как скорость газа, свойства газа и твердого тела. По этим наблюдениям исследователи уже давно установили существование различных режимов псевдооживения, которые проиллюстрированы на рисунке 3.4

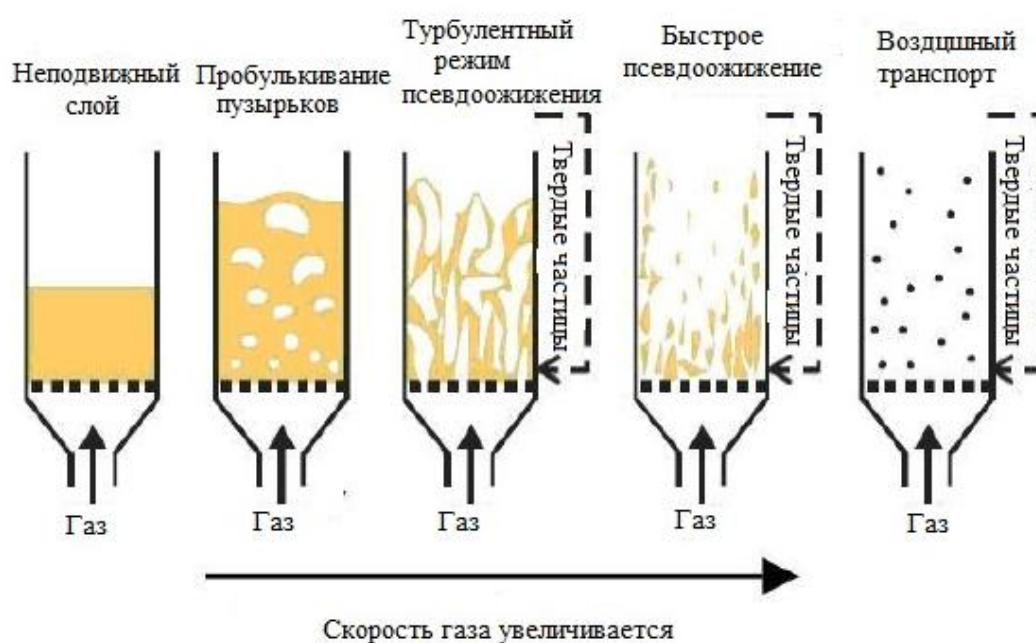


Рисунок 3.4 - Режимы псевдооживения

Состояние псевдооживения начинается с минимальной скорости псевдооживения $W_{нп}$. По мере увеличения потока газа через слой, существует скорость, известная как минимальная скорость псевдооживения $W_{нп}$, при которой получающийся перепад давления является достаточно высоким, чтобы поднимать и суспендировать твердые частицы, уравновешивая вес слоя.

При дальнейшем увеличении потока газа достигается режим барботирования. Этот режим начинается, когда достигается минимальная скорость барботирования $W_{нб}$, когда появляются пузырьки, и может быть установлено различие между фазой пузырька и эмульсии. По мере того, как эти пузырьки поднимаются вверх в слое, они имеют тенденцию лопаться на поверхности слоя; выбрасывая частицы в свободное пространство реактора.

Турбулентный режим достигается, когда конечная скорость выбрасываемых частиц $W_{раб}$ превосходит газ, и материал слоя больше не падает назад, поскольку он уносится из реактора. Устройство для сбора твердых частиц, такое как циклон или фильтры, обычно размещают на достаточно большой высоте, чтобы обеспечить рециркуляцию частиц и избежать истощения слоя при увеличении скорости. В этих условиях, несмотря на то, что пузырьки часто теряют свою форму, слой с различными поверхностями называют турбулентным псевдооживленным слоем.

Режим быстрого псевдооживления характеризуется преобладанием газовой фазы, поскольку уровень слоя исчезает из-за дальнейшего увеличения скорости газа. Скорость перехода от турбулентного режима к быстрому псевдооживлению называется скоростью уноса $W_{ну}$. Реакторы, работающие в этих условиях, известны как реакторы с псевдооживленным слоем с быстрым псевдооживлением. В конце, когда весь слой обеднен, достигается воздушный транспорт.

В зависимости от желаемого продукта или желаемого эффекта реакторы с псевдооживленным слоем могут работать в любом из вышеупомянутых режимов. Например, из-за многих очевидных преимуществ реакторы с турбулентным псевдооживленным слоем иногда предпочтительнее как барботажных, так и быстрых реакторов с псевдооживленным слоем из-за их динамического контактирования газа с твердыми частицами, высоким удержанием твердых веществ, высокой скоростью обмена газа между

пустотой и фазами эмульсии, И относительной пространственной однородностью в свойствах потока. Промышленные примеры включают синтез Фишера-Тропша, производство акрилонитрила .

3.3.3 Влияние размера частиц и плотности

Поведение псевдооживенных твердых веществ было разделено на четыре группы по Гелдарту (1973) на основе разницы в плотности между псевдооживающим газом и использованными частицами ($\rho_g - \rho_p$) и средним размером частиц d_p , как показано на рисунке 3.5.

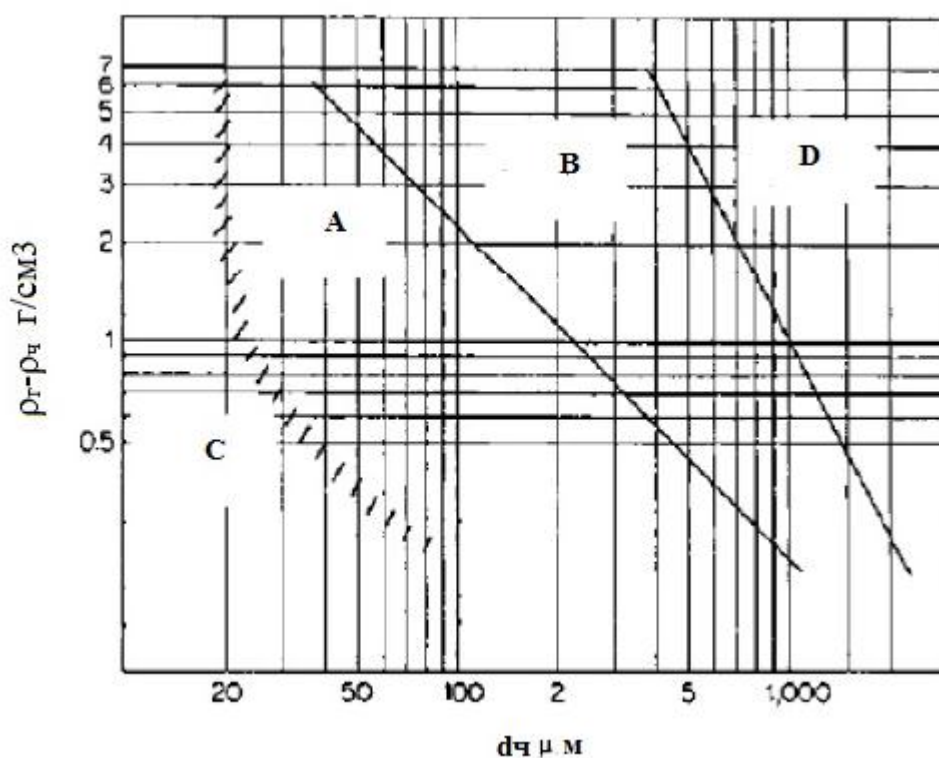


Рисунок 3.5 - Частицы Гелдарта

Частицы С по Гелдарту: эта группа характеризуется когезионными или очень мелкодисперсными частицами (обычно менее 20 мкм). Из-за их большой площади поверхности в сочетании с малой массой, силы между частицами больше, чем те, которые возникают в результате действия газа, что обуславливает возникновение агломератов, которые, в свою очередь,

затрудняют псевдоожижение. В результате частицы не могут течь таким образом, что образовывались пузырьки, и слой не может использоваться.

Частицы А по Гелдарту: В этой группе частицы с небольшим средним размером частиц и / или с низкой плотностью частиц. На самом деле, промышленные катализаторы часто относятся к этой группе с размерами частиц от 20 до 100 микрон. Из-за слабой когезионной структуры этих частиц скорость газа должна быть увеличена за пределами $W_{нп}$ для того, чтобы пузырьки имели место.

Частицы В по Гелдарту: Эти частицы характеризуются тем, что они похожи на песок со средним диаметром частиц около 150 мкм. Из-за отсутствия когезивности этих частиц пузырьки появляются сразу после начала псевдоожижения (т.е. $W_{нп} = W_{нб}$), переводя поведение слоя в режим барботажа.

Частицы С по Гелдарту: Это крупные и / или плотные частицы размером порядка 1 или более миллиметров. Когда скорость увеличивается, в слое образуется струя, создающая фонтанирование.

3.3.4 Перемешивание и унос твердых частиц

В большинстве применений реакторов с псевдоожиженным слоем пространство над слоем катализатора занимает наибольший объем реактора, и, таким образом, особое внимание должно быть уделено при его проектировании. Поскольку пространство над слоем имеет основную задачу предотвращение выноса больших количеств материала слоя из реактора газовым потоком, понимание того, что твердый унос над слоем (поток твердого вещества, уносимого из псевдоожиженного слоя газом) является фундаментальным в определении размера этого раздела. Кроме того, понимание влияния диаметра части реактора над слоем, свойств частиц и условий эксплуатации может играть основополагающую роль в конструкции блока твердых частиц, который будет установлен.

Хотя существует общее согласие при проектировании в отношении важности выноса частиц слоя в пространство над слоем [26], но точный механизм этого явления остается предметом спора.

После выброса частиц в свободную часть их скорость будет постепенно уменьшаться, что приведет к одному из двух сценариев: твердые частицы будут либо унесены из реактора, либо упадут обратно в слой.

Наиболее широко используемая модель для прогнозирования скорости уноса была создана Ларге и др. (1976) [27]. Согласно Ларге и др., моделирование потока захвата для данного размера частиц состоит из добавления двух потоков. Первый поток, участвующий в моделировании суммарного уноса в соответствии с Ларге и др., относится к потоку непрерывно текущих твердых частиц от поверхности слоя до выхода из реактора, также известного как поток элютирования.

Второй поток, участвующий в моделировании суммарного уноса в соответствии с Ларге и др., относится к твердым телам, которые имеют тенденцию возвращаться в слой.

Кроме того, Ларге и др. сообщили, что поток поверхности слоя уменьшается экспоненциально с увеличением высоты над поверхностью слоя. Несмотря на согласие между исследователями относительно формата модели Ларге и др., разработка подходящих выражений для прогнозирования потока элютирования и потока поверхности слоя остается спорной областью из-за влияния давления и температуры на унос.

3.3.5 Массоперенос в псевдооживленных слоях

Как объяснялось ранее, когда газ течет через слой, можно наблюдать две различные части; фазу пузырьков и фазу эмульсии. В отличие от газожидкостных систем происходит обмен газа между пузырьками и плотной фазой, явление, которое многие из нас склонны описывать. Сообщается, что

этот межфазный массоперенос оказывает влияние на скорость реакции на единицу объема слоя, а также на эффективность процесса за счет уменьшения обхода непрореагировавшего газа в пузырьковой фазе до свободной части [28].

В литературе приводится два способа экспериментального измерения массообмена путем изменения концентрации трассера во времени : отдельных пузырьков и свободно пузырящегося слоя

В случае одиночных пузырьков их вводят в псевдооживленный слой с известной концентрацией нереакционноспособного индикатора. Путем измерения концентрации можно выполнить дифференциальный баланс массы, связывая концентрацию индикатора в пузырьковой и эмульсионной фазе и вертикальное положение [29,30].

В случае свободно барботажных слоев индикатор вводится как ступенчатый вход или импульс с его концентрацией, измеренной выше точки инъекции. Однако проблема, которая была подчеркнута при использовании этого метода, заключается в отсутствии универсально приемлемой гидродинамической модели, поскольку подходящий метод должен использоваться для анализа измеренного отклика.

Несколько исследователей, использующих свободно пузыряющиеся слои и однопузырьковые методы, разработали выражения для оценки коэффициента межфазного массового обмена [31, 32]. Сит и Грейс (1981) [32] рассмотрели некоторые из доступных выражений и классифицировали их на три группы моделей: 1- Модели с управлением диффузией, 2-аддитивные конвективные и диффузионные модели переноса, 3-модели взаимодействия.

В диффузионно-контролируемых моделях предполагается, что диффузия через границу облака контролирует исключительно межфазный массообмен. Сообщалось, что эти модели последовательно недооценивают общий перенос массы на порядок.

Сообщается, что в моделях аддитивной конвективной и диффузионной передачи для управления массопереносом используются два механизма: 1-диффузия и 2-конвекция или пузырьковый «сквозной поток». Эти два механизма оцениваются и затем суммируются. Сит и Грейс сообщили, что эти модели, по-видимому, правильно оценивают коэффициент массопереноса по отношению к экспериментальным значениям.

В моделях взаимодействия также предполагается, что диффузия и конвекция контролируют перенос массы. В этом случае основное различие заключается в предположении, что и диффузионный, и конвективный массоперенос взаимодействуют, и поэтому общий коэффициент массопереноса может быть меньше, чем сумма двух эффектов в отдельности. Этот метод, несмотря на то, что он дает хорошие результаты в некоторых случаях, по-видимому, не имеет согласованности во всем диапазоне размеров частиц.

Наиболее широко используемая аддитивная конвективная и диффузионная модель переноса была разработана Дэвидсоном и Харрисоном (1963) [33], которые получили выражение для коэффициента массообмена на единицу объема пузырька.

$$K = 4.5 \left(\frac{W_{\text{нп}}}{d_{\text{п}}} \right) + 5.85 \left(\frac{D^{0.5} g^{0.25}}{d_{\text{п}}^{1.25}} \right)$$

Где K - коэффициент обмена, $W_{\text{нп}}$ - минимальная скорость псевдоожижения, $d_{\text{п}}$ - диаметр пузырька, D - молекулярная диффузия газа. Диффузионный перенос иллюстрируется вторым слагаемым в правой части уравнения, а конвективный перенос - первым.

В обзорной статье Сит и Грейс (Sit and Grace, 1978) сообщили, что эта модель предсказывает значения коэффициента массового переноса, а

впоследствии представила свою собственную корреляцию для одиночных сферических трехмерных пузырьков:

$$K = \frac{2 \dot{W}_{\text{нп}}}{d_{\text{п}}} + 6.77 \left(\frac{D \cdot \varepsilon_{\text{нп}} \cdot W_{\text{п}}}{d_{\text{п}}^3} \right)^{1/2}$$

Где $W_{\text{п}}$ - скорость пузырька, $\varepsilon_{\text{нп}}$ - пустота при минимальном псевдоожигении, $W_{\text{нп}}$ - минимальная скорость псевдоожигения.

Таким образом, ясно, что общий коэффициент передачи K непосредственно связан с диаметром пузырька в обеих моделях. В следующем разделе три корреляции размеров пузырьков, изученные до сих пор, снова будут использованы для иллюстрации влияния давления, температуры и скорости на общий коэффициент массопередачи. Модель расчета Клифф и Грейс (1985) [34] будет использована для расчета скорости пузырьков:

$$w_{\text{п}} = \left\{ \begin{array}{ll} 0.711\sqrt{g \cdot d_{\text{п}}} & \text{for } d_{\text{п}} \leq 0.125D \\ 0.803\sqrt{g \cdot d_{\text{п}}} \exp\left(-\frac{d_{\text{п}}}{D}\right) & \text{for } 0.125D < d_{\text{п}} \leq 0.6D \\ 0.35\sqrt{g \cdot D} & \text{for } d_{\text{п}} > 0.6D \end{array} \right\}$$

3.3.6 Конструкция реактора с псевдоожигенным слоем

3.3.6.1 Распределитель газа

Если мы начнем описывать различные части реактора с псевдоожигенным слоем, следуя по пути газа, первая секция, с которой мы столкнемся, - это камера повышенного давления или воздушная камера, расположенные под распределительной пластиной.

Цель этой секции - предварительно равномерно распределить газ перед тем, как он пройдет распределительную решетку [35]. Исходя из

местоположения входа газа в воздушную камеру, подбирается определенная конструкция [36]. Лиц (1972) [37] разработал соотношение для горизонтальных и вертикальных газовых входов. Он предположил, что высокоскоростной газовый поток, поступающий в нагнетательный канал, горизонтально расширяется как конически-свободный поток до тех пор, пока он не рассеивается, ударяется о противоположную стену или не достигает верхней кромки нижней части распределительной решетки, что может вызвать неравномерное распределение. В случае вертикального ввода через штуцер с центром в нижней части поток газа с высокой скоростью также расширялся бы как конически-свободный поток до тех пор, пока он не рассеялась бы сам, имел бы диаметр, совпадающий с диаметром сосуда, или попадал в центральную часть пластины, что приводило к неравномерному распределению. Чтобы обеспечить равномерное распределение газа, точка входа газа должна быть отделена от распределительной пластины расстоянием $H_{\text{возд. камеры}}$ на основе критериев, представленных в таблице 3.1.

Таблица 3.1 - Уравнения проектирования заполнения

Вход газа	Условие	Уравнение
Горизонтальный	$D_{\text{входа}} > D_{\text{возд. камеры}} / 100$	$H_{\text{возд. камеры}} = 0.2D_{\text{возд. камеры}} + 0.5D_{\text{входа}}$
	$D_{\text{входа}} < D_{\text{возд. камеры}} / 100$	$H_{\text{возд. камеры}} = 18D_{\text{входа}}$
Вертикальный	$D_{\text{входа}} > D_{\text{возд. камеры}} / 36$	$H_{\text{возд. камеры}} = 3(D_{\text{возд. камеры}} - D_{\text{входа}})$
	$D_{\text{входа}} < D_{\text{возд. камеры}} / 36$	$H_{\text{возд. камеры}} = 100D_{\text{входа}}$

Лиц использовал предположение, что газ поступает в камеру повышенного давления с углом около 10 градусов. Значение проекта воздушной камеры уже давно обсуждается. Хотя многие полагают, что проект воздушной камеры не может быть критическим, если отношение давления в камере-к сетке-падение давления является достаточно высоким [36], другие, такие как Кэйдж и др. (1991) [38] считают, воздушная камера

играет важную роль для прогнозирования образования пузырьков и фонтанирования.

Конструкция распределителя

Как только газ предварительно распределяется равномерно в воздушной камере, он проходит через распределительную пластину.

В реакторе с псевдоожиженным слоем газораспределитель или решетка служит многим целям, и его конструкция часто является ключевым компонентом гидродинамических исследований. Хотя для обеспечения стабильного и равномерного псевдоожижения поперек сечения реактора, распределитель также должен минимизировать истирание твердых частиц и не допускать их попадания вниз в воздушную камеру. Распределитель также должен выдерживать вес слоя катализатора во время остановки и запуска [36]. Прежде чем перейти к конкретным проектным критериям, важно определить некоторые из фундаментальных свойств газораспределителей.

Сегодня существует множество различных моделей распределителей, некоторые из которых используются чаще, чем другие, в зависимости от рабочих параметров реактора. Тем не менее, все распределители могут быть разделены на три типа в зависимости от направления входа газа: вверх, сбоку или вниз.

Наиболее распространенным типом распределителя является перфорированная пластина, которая имеет направленный вверх поток [39]. Несмотря на то, что ее применяют во многих проектах из-за простоты изготовления, низкой цены и простоты конструкции, перфорированная пластина во многих случаях допускает проникновение слоя в воздушную камеру. В то время как для уменьшения просачивания использовались поперечные и направленные вниз распределители потока, такие как колпачки или разбрызгиватели, главным недостатком которых является их высокая цена [21].

Конструкция распределителя колпачкового типа будет представлена в следующем разделе вместе с подробной процедурой проектирования.

Падение давления в распределителе

При проектировании распределительной плиты необходимо учитывать множество переменных. Первой и самой важной переменной является перепад давления на распределителе, обычно известный как ΔP_p . Как объяснялось ранее, псевдооживление происходит, когда падение давления является достаточно высоким, чтобы поднять и суспендировать твердые частицы, уравнивая вес слоя. Это падение давления также должно быть достаточным для обеспечения равномерного распределения потока газа через все поры и предотвращения блокировки временных отверстий. Таким образом, можно понять, что минимальный перепад давления должен существовать на распределителе, чтобы обеспечить выполнение вышеуказанных условий. В большинстве проектов [21, 39] падение давления на распределителе выражается следующим образом

$$\Delta P_p \geq K \Delta P_c$$

Где K - коэффициент перепада давления сетки, а ΔP_c - перепад давления на слое, который является функцией минимальной высоты слоя- $L_{\text{мин.с}}$, плотности твердого тела – ρ_k и минимального объема пустот- $\epsilon_{\text{мин.с}}$, определяемого как:

$$\Delta P_c = g \times \rho_k \times L_{\text{мин.с}} (1 - \epsilon_{\text{мин.с}})$$

Многие исследователи пытались определить значение K и пришли к выводу, что оно зависит от различных факторов, таких как тип распределителя, диаметр реактора, минимальная высота слоя и т. Д.

Наиболее распространенным значением K , которое можно найти в литературе [39], является значение Зенз (1969), который рекомендует, чтобы отношение распределителя к перепаду давления в слое составляло 0,3 для

пузырьковых псевдооживленных слоев с направленным вверх и поперечным направлением течения и 0,1 для направленного вниз потока.

Куреши и Криси [40], с другой стороны, сообщили, что для масштаба экспериментальных реакторов, K , как правило, намного меньше. Используя значения, полученные на прототипах и заводах пилотного масштаба, они обнаружили, что для того, чтобы все отверстия были в рабочем состоянии, падение давления должно соответствовать следующему правилу для группы В по Гелдарту:

$$\frac{\Delta P_p}{\Delta P_c} \geq 0,01 + 0,2(1 - \exp\left(\frac{-0,5D_t}{L_{\text{мин.с}}}\right))$$

Теперь, когда значение K известно, важно уметь соотнести падение давления на распределителе с некоторыми из основных расчетных переменных, такими как количество отверстий, диаметр отверстий, рабочие условия и т. д., чтобы разработать наиболее подходящий распределитель для нашего рабочего диапазона.

Чтобы связать количество отверстий с перепадом давления на распределителе, первая переменная, которую следует учитывать, это скорость газа, W_g , через одно отверстие:

$$W_g = C_D \sqrt{\frac{2\Delta P_{\text{сетки}}}{\rho_g}}$$

C_D - это коэффициент разгрузки, который может быть найден графически равным 0,6 для формы с закругленным отверстием. Однако, поскольку сетки не обрамлены кромкой, C_D имеет более высокое значение около 0,8 [36].

Вторая рассматриваемая переменная - это объемный расход газа Q , который может быть выражен как функция количества отверстий, N , диаметра отверстий, d_o и скорости газа W_g следующим образом:

$$Q = N \frac{\pi d_o^2}{4} W_r$$

Объединив это соотношение с определением скорости газа через одно отверстие, мы можем получить соотношение для падения давления на распределителе относительно рабочих переменных.

$$\Delta P_p = \left[\frac{4Q}{N\pi d_o^2 C_D} \right]^2 \left(\frac{\rho_r}{2} \right)$$

Поскольку температура, давление и скорость газа будут меняться в зависимости от предполагаемого эксперимента, важно знать, как на каждую из переменных в этом уравнении влияют условия работы.

В то время как Q прямо пропорциональна скорости, плотность газа ρ_r пропорциональна давлению и обратно пропорциональна температуре. Отсюда можно сделать вывод, что перепад давления на распределителе ΔP_p пропорционален давлению, квадрату скорости и обратно пропорционален температуре.

Используя это уравнение, значение d_o или N можно найти, установив остальное. Однако для этого важно знать любые существующие ограничения на количество отверстий и диаметр отверстия.

Опасения относительно диаметров отверстий различаются в зависимости от характера используемого распределителя. Для колпачковых распределителей, чтобы гарантировать, что перепад давления на коллекторе находится на приемлемом уровне, должны быть выполнены следующие критерии [39]:

$$\left(\frac{D_H}{N_o d_o^2} \right)^2 > 5$$

Где D_H - диаметр насадки.

Размеры и расстановка колпачков распределителя

Очень ограничена информация о точных уравнениях, используемых при выборе размеров распределителей колпачкового типа, при этом большинство исследователей основывают свою конструкцию на предыдущих существующих моделях. Сандерссон (2002) [41] написал в своей диссертации, что для сравнения результатов распределители должны быть геометрически подобны. Схема распределителя с колпачками, приведена на рисунке 3.6 ниже.

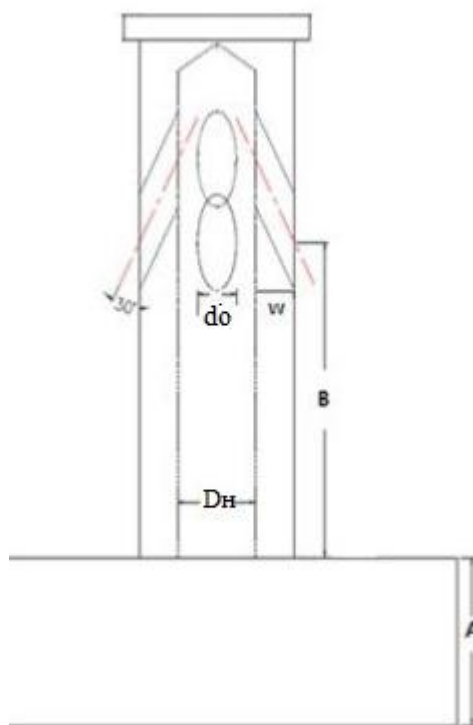


Рисунок 3.6- Схемы колпачкового распределителя

Несмотря на замечание Сандерсона, многочисленные переменные, такие как толщина пластины, расстояние между колпачками и стенкой, а также отверстия распределителя не могут быть спроектированы просто геометрическим сходством и требуют различных методов проектирования из-за их зависимости от температуры, давления и скорости. Поэтому, чтобы спроектировать новый колпачковый распределитель, необходимо

разработать методику для каждой из этих переменных в дополнение к той, которая была рассмотрена ранее для d_o и D_n .

Расстояние между колпачками

Способ, которым газ течет через распределитель, может оказать значительное влияние на его конструкцию. Газ, вытекающий из отверстий, обычно представляет собой непрерывную струю. Длина струи важна для того, чтобы определить, как сохранить качество и свести к минимуму разрушения. Карри (1991) [39] отметил, что распространение струй для различных ориентаций как в окружающих, так и экстремальных условиях может быть приближено к:

$$L_{\text{вверх}} \sim 2 L_{\text{гор}} \sim 3 L_{\text{вниз}}$$

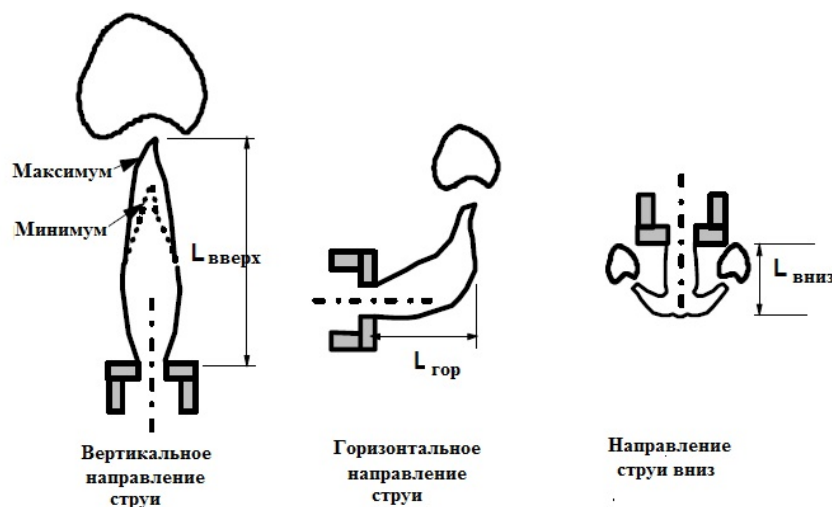


Рисунок 3.7– Форма струи.

Многие различные соотношения были разработаны за долгие годы для различных направлений и условий эксплуатации. Одна зависимость, которая представляет большой интерес к этой конструкции предложена Блейком и др. (1990) [42] для вверх направленной струи, которая, применима для

высокой температуры (20-700 °C), высокого давления (1, 3. 4-51 атм) и для А, В и D-частицы по Гелдарту.

$$\frac{L_{\text{вверх}}}{d_o} = 110 \left(\frac{W_{\Gamma}^2}{g d_o} \right)^{0,304} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\kappa}} \right)^{0,513} \left(\frac{\rho_c W_{\Gamma} d_p}{\mu} \right)^{-0,189}$$

Так как это соотношение для направленных вверх струй, сочетание с отношением Кари (1991) было описано ранее, может дать результаты для всех направлений струи.

Следовательно, зная диаметр и высоту отверстий, можно определить требуемое расстояние между каждым колпачком и стенкой, чтобы минимизировать эрозию, используя простую геометрию.

Толщина пластины распределителя

Пластина должна быть способна выдерживать вес твердых веществ во время пуска и остановки и выдерживать максимальное падение давления во время работы. Расчет толщины будет выполнен при условии, что какая-либо из этих двух приложенных сил выше.

Сила, обусловленная весом твердых тел, W , может быть рассчитана по формуле:

$$W = \rho_{\kappa} L_{\text{мин.с.}} A (1 - \varepsilon_{\text{мин.с}}) g$$

Сила, обусловленная перепадом давления, $F_{\Delta P}$, может быть рассчитана с помощью:

$$F_{\Delta P} = \Delta P_p A$$

Существует несколько методов определения минимальной требуемой толщины пластины для поддержки этой нагрузки, две из которых представлены ниже.

Первый метод был разработан для перфорированных пластин, используемых в кожухотрубчатых теплообменниках :

$$t_{\pi} = C_{o.\pi} D_p \sqrt{\frac{\Delta P_p}{\lambda f_{\pi}}}$$

Где λ - эффективность связки, которая представляет собой материал между отверстиями, которые удерживают их вместе: $\lambda = (L_o - d_o) / L_o$

f_{π} - максимально допустимое расчетное напряжение для пластины, которое может быть принято равным (в 1 - 3,5) раза расчетной плотности [46].

$C_{o.\pi}$ - расчетный коэффициент, который зависит от опоры пластины (зажата, поддерживается и т. Д.) И может быть принято равным 0,4 для зажатых пластин [46].

Второй метод был разработан для круглых опорных пластин.

$$\sigma = \frac{3 \Delta P_p r^2 (3 + \nu)}{8 t_{\pi}^2}$$

Где r - радиус пластины, ν - коэффициент Пуассона, σ - приложенное напряжение на пластине. Это уравнение можно применять с пределом текучести материала пластины, чтобы определить минимальную требуемую толщину, чтобы избежать любой постоянной деформации.

В целях безопасности наибольшая толщина, полученная с использованием обоих методов, будет выбрана в проекте.

3.3.6.2 Разделение частиц

Как только газ равномерно вводится в реактор распределительной пластиной, начинается оживление. Как упоминалось ранее, разрыв пузырьков на поверхности слоя выталкивает частицы в пространство над

слоем на различную высоту. Чтобы предотвратить истощение слоя, в пространство реактора над слоем обычно устанавливается устройство для сбора твердых частиц, для того что бы захваченный материал мог быть возвращен в слой. В литературе часто рекомендуются два типа газоразделительных устройств. Это циклоны и фильтры. Циклоны известны во всем мире из-за простой устройства, низкой стоимости и простоты эксплуатации, несмотря на их низкую эффективность для мелких частиц. Фильтры появились в качестве перспективной технологии для отделения мелких частиц. Поэтому, чтобы обеспечить универсальность реактора, внутренний циклон и фильтр размещают последовательно в пространстве реактора над слоем, как показано на рисунке 3.8.

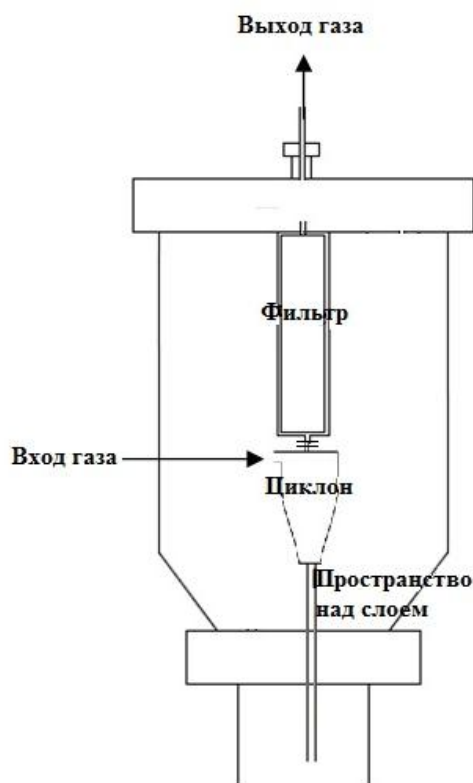


Рисунок 3.8 - Расположение циклона и фильтра в пространстве реактора над слоем.

Ниже приведено описание циклонов и фильтров, а также порядок их проектирования.

Однако перед проектированием важно ввести еще одну переменную - концентрацию пыли c (г / м³), которая является основополагающей в конструкции циклона и фильтра.

Запыленность

Как мы помним, $W_{ун}$ – это скорость уноса, которая может быть рассчитана на основе нескольких параметров. Чтобы уменьшить количество захваченных твердых частиц из реактора, кроме того, что имеет устройство для разделения частиц, обычной практикой является увеличение диаметра реактора над слоем [44]. Как наблюдал Смолдерс и Бейенс (1997), увеличение диаметра пространства реактора над слоем уменьшает скорость газа в $(D_p / D_{p \text{ над слоем}})^2$. Это уменьшение скорости приводит к значительному уменьшению потока уноса.

Используя соотношение между Smolders и Baeyens (1997), можно получить уравнение, связывающее пылевую нагрузку, c , скорость уноса, $W_{ун}$, диаметр реактора D_p и диаметр пространства реактора над слоем $D_{p \text{ над слоем}}$ следующим образом

$$c = \frac{W_{ун} \rho_g}{W_{раб}} \left(\frac{D_p}{D_{p \text{ над слоем}}} \right)^2$$

Циклоны

Газовый циклон представляет собой устройство для разделения газа и частиц, в котором газожидкостный поток вводится тангенциально в цилиндрический корпус, создавая тем самым вихрь, который в свою очередь отталкивает частицы, более плотные, чем газ-носитель, к стенкам циклона, в то время как газ выходит из верхней части аппарата. Типичный циклонный сепаратор можно увидеть на рисунке 3.9.

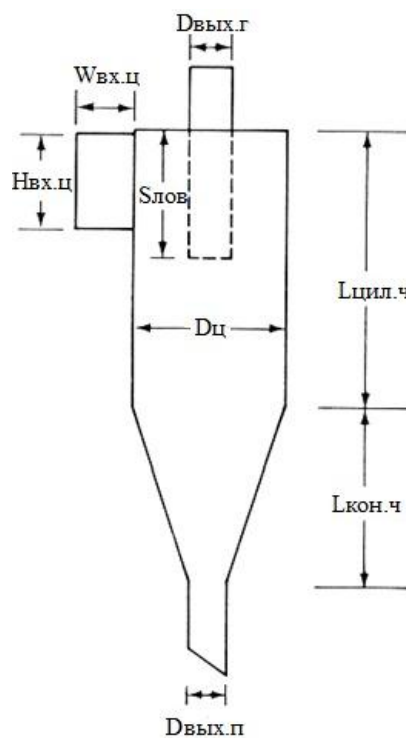


Рисунок 3.9. Типичная конструкция циклона

В литературе сообщается о нескольких моделях циклонов [45,46], наиболее часто встречающихся представлены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 - Наиболее распространенные размеры циклонов

		Высокая эффективность		Стандартный		Высокая пропускная способность	
Номер модели		(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
Диаметр корпуса	$D_{ц}/D_{ц}$	1	1	1	1	1	1
Высота входного отверстия	$H_{вх.ц}/D_{ц}$	0,5	0,44	0,5	0,5	0,75	0,8
Ширина входного отверстия	$W_{вх.ц}/D_{ц}$	0,2	0,21	0,25	0,25	0,375	0,35
Диаметр выхода газа	$D_{вых.г}/D_{ц}$	0,5	0,4	0,5	0,5	0,75	0,75
Длина вихревой	$S_{лов}/D_{ц}$	0,5	0,5	0,625	0,6	0,6	0,875

ловушки							
Длина цилиндрической части корпуса	$L_{\text{цил.ч}}/D_{\text{ц}}$	1,5	0,4	2	1,75	1,5	1,7
Длина конической части корпуса	$L_{\text{кон.ч}}/D_{\text{ц}}$	2,5	2,5	2	2	2,5	2
Диаметр выхода пылесборника	$D_{\text{вых.п}}/D_{\text{ц}}$	0,375	0,4	0,25	0,4	0,375	0,4

Исходя из этого можно сделать вывод, что все размеры циклонов непосредственно связаны с диаметром корпуса циклона $D_{\text{ц}}$. Следует определить диаметр, чтобы спроектировать наиболее эффективный циклон, необходимо вычислить несколько ключевых параметров.

Падение давления на циклоне часто рассматривается как один из важнейших параметров работы, поскольку оно напрямую связано с эффективностью разделения.

Как правило, перепад давлений определяется как разница статического давления между входом и выходом циклона и, обычно, зависит от квадрата скорости течения газа и от безразмерной величины называемой числом Эйлера, e .

$$\Delta P_{\text{ц}} = 8\rho_{\text{г}}e\left(\frac{Q}{\pi D_{\text{ц}}^2}\right)^2$$

Число Эйлера, также известное как коэффициент сопротивления, представляет собой отношение давления к инерционным силам, действующим на поток газа, и является постоянным для данной геометрии циклона или конструкции. e обычно измеряется экспериментально с чистым

воздухом; однако в случае отсутствия данных испытаний в литературе существуют различные корреляции.

Лейт и Мехта [47] рассмотрели несколько теоретических выражений и пришли к выводу, что корреляция по Шеперду и Лапплю [48] (приведенная ниже) была наилучшей из-за ее простоты и высокой точности.

$$e = \pi^2 \left(\frac{D_{ц}}{L_{ц}} \right) \left(\frac{D_{ц}}{H_{вх.ц}} \right) \left(\frac{D_{ц}}{D_{вых.г}} \right)^2$$

Интересно, что e имеет тенденцию к уменьшению, когда присутствуют значительные количества твердых веществ. Чтобы учесть этот эффект, несколько исследователей пытались разработать зависимости, связывающие e с концентрацией пыли, c (г / м³). Согласно Ромео и др. [49], наилучший доступный метод учета пыли был разработан Баскаковым и др. (1990) [50] и представлен ниже.

$$e = e_c \left(\frac{1}{3,1c^{0,7}} + 0,67c \right)$$

Фильтры

Наиболее важным параметром в фильтрах газ-твердое вещество является размер пор, который прямо пропорционален эффективности фильтра. Также на эффективность фильтра оказывает влияние коагуляция частиц и образование осадка на фильтре.

Однако важно отметить, что из-за высокотемпературного характера нашего реактора в литературе сообщалось очень мало информации о газожидкостных фильтрах при повышенных температурах.

Постановка задач исследования

Результаты обзора научной и патентной литературы позволили установить, что в настоящее время чаще применяются реактора с неподвижным слоем катализатора с аксиальным вводом сырья, но данная конструкция имеет ряд недостатков. В данной квалификационной работе рассмотрена модернизированная установка по гидроочистке дизельного топлива.

Модернизация процесса гидроочистки сводится к тому, что мы применяем псевдоожиженный слой катализатора, для того чтобы оптимизировать температуру по высоте слоя катализатора, обеспечить равномерное распределение сырья на катализаторе и устранить необходимость остановки оборудования для замены катализатора

Все вышесказанные меры позволили оптимизировать процесс.

Так как процесс гидроочистки происходит практически при постоянной температуре с небольшим экзотермическим эффектом на выходе из реактора, то отвод или подвод тепла осуществлять не требуется, поэтому конструкция реактора выглядит в виде пустотелого цилиндрического сосуда. Чтобы избежать потерь тепла и обеспечить соответствие требованиям техники безопасности аппарат покрывают теплоизоляционным слоем.

Целью работы были расчеты конструкций и внутренних устройств реакторов гидроочистки с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора, сравнение их эффективности.

4. Экспериментальная часть

4.1 Выбор катализатора

Использование в промышленности Al-Ni-Mo-катализатора марки ГП-534 позволяет снизить содержания серы до 99%, но его производительность по сырью значительно ниже, что не позволяет интенсифицировать процесс. К тому же промышленный катализатор плохо переводит ароматические углеводороды в нафтеновые. С успехом решить проблему интенсификации процесса гидроочистки поможет Al-Ni-Mo-катализаторы с добавкой CoO марки ГКД-202. Его объемная скорость по сырью 3,8-4,5 ч⁻¹, а у ГП-534 - 0,5-1,2 ч⁻¹. Таким образом, производительность катализатора ГКД-202 по сырью выше в 7,6 - 3,8 раз по сравнению ГП-534. Катализатор ГКД-202 отличается повышенной прочностью гранул, большим периодом регенерации, высокой активностью и большим сроком службы. Таким образом, целесообразным техническим решением будет применение катализатора гидроочистки ГКД-202 .

Для реактора с псевдоожиженным слоем используем мелкодисперсный алюмо-никель-молибденовый катализатор.

4.2 Гидродинамические показатели псевдооживленного слоя.

4.2.1. Расчет скоростей псевдооживления (катализатор ГКД-202)

Произведем расчет на примере алюмоникельмолибденового катализатора гидроочистки ГКД-202 с размером частиц 1,7-3 мм, плотностью частиц $\rho = 1220 \text{ кг/м}^3$.

$$Ar = \frac{d_{\text{экв}}^3 \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho) \cdot g \cdot \rho}{\mu^2}$$

Где, Ar – критерий Архимеда,

$d_{\text{экв}}$ - эквивалентный диаметр частицы, $d_{\text{экв}} = (1,7 - 3) \cdot 10^{-3} \text{ м}$,

$\rho_{\text{ч}}$ - плотность частиц кажущаяся, $\rho_{\text{ч}} = 1220 \text{ кг/м}^3$,

ρ - плотность среды, $\rho = 39,36 \text{ кг/м}^3$,

g - ускорение свободного падения, м/с^2 ,

μ - вязкость среды, $\mu = 0,03375 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$

Определяем число Архимеда для различных значений эквивалентного диаметра:

$$Ar1 = \frac{(1,7 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1220 - 39,36) \cdot 9,81 \cdot 39,36}{(0,03375 \cdot 10^{-3})^2} = 1\,966\,259$$

$$Ar2 = \frac{(2,1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1220 - 39,36) \cdot 9,81 \cdot 39,36}{(0,03375 \cdot 10^{-3})^2} = 3\,706\,397$$

$$Ar3 = \frac{(2,5 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1220 - 39,36) \cdot 9,81 \cdot 39,36}{(0,03375 \cdot 10^{-3})^2} = 6\,253\,369$$

$$Ar4 = \frac{(3,0 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1220 - 39,36) \cdot 9,81 \cdot 39,36}{(0,03375 \cdot 10^{-3})^2} = 10\,805\,821$$

Рассчитываем число Рейнольдса:

$$Re_n = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}}$$

Где Re_n – значение числа Рейнольдса, для скорости начала псевдооживления;

Ar – число Архимеда.

Рассчитаем значение числа Рейнольдса:

$$Re_{n1} = \frac{1\,966\,259}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{1\,966\,259}} = 226$$

$$Re_{n2} = \frac{3\,706\,397}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{3\,706\,397}} = 324$$

$$Re_{n3} = \frac{6\,253\,369}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{6\,253\,369}} = 433$$

$$Re_{n4} = \frac{10\,805\,821}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{10\,805\,821}} = 582$$

Определяем значение скорости начала псевдооживления:

$$W_n = \frac{\mu \cdot Re_n}{d_{\text{экв}} \cdot \rho}$$

Где W_n – скорость начала псевдооживления, м/с, μ – вязкость среды, Па*с, Re_n – значение числа Рейнольдса, $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр, м, ρ – плотность среды, кг/м³.

Рассчитаем скорости начала псевдооживления для различных значений эквивалентного диаметра:

$$W_{H1} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 226}{1,7 * 10^{-3} * 39,36} = 1,14 \text{ м/с}$$

$$W_{H2} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 324}{2,1 * 10^{-3} * 39,36} = 1,32 \text{ м/с}$$

$$W_{H3} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 433}{2,5 * 10^{-3} * 39,36} = 1,49 \text{ м/с}$$

$$W_{H4} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 582}{3 * 10^{-3} * 39,36} = 1,66 \text{ м/с}$$

Определяем значение числа Рейнольдса для расчета скорости начала уноса:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575 * \sqrt{Ar}}$$

Где Re – значение числа Рейнольдса;

Ar – число Архимеда.

$$Re_1 = \frac{1\,966\,259}{18 + 0,575 * \sqrt{1\,966\,259}} = 2\,385$$

$$Re_2 = \frac{3\,706\,397}{18 + 0,575 * \sqrt{3\,706\,397}} = 3\,294$$

$$Re_3 = \frac{6\,253\,369}{18 + 0,575 * \sqrt{6\,253\,369}} = 4\,295$$

$$Re_4 = \frac{10\,805\,821}{18 + 0,575 * \sqrt{10\,805\,821}} = 5\,663$$

По рассчитанному значению числа Рейнольдса рассчитывают значение скорости начало уноса:

$$W_{\text{ну}} = \frac{\mu * Re}{d_{\text{экв}} * \rho} \text{ м/с}$$

Где $W_{\text{ну}}$ —скорость начала уноса частиц, м/с, μ – вязкость среды, Па*с, Re – значение числа Рейнольдса, $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр, м, ρ – плотность среды, кг/м³.

$$W_{\text{ну1}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 2\,385}{1,7 * 10^{-3} * 39,36} = 12,03 \text{ м/с}$$

$$W_{\text{ну2}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 3\,294}{2,1 * 10^{-3} * 39,36} = 13,45 \text{ м/с}$$

$$W_{\text{ну3}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 4\,295}{2,5 * 10^{-3} * 39,36} = 14,73 \text{ м/с}$$

$$W_{\text{ну4}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 5\,663}{3 * 10^{-3} * 39,36} = 16,29 \text{ м/с}$$

4.2.2. Расчет скоростей псевдоожижения (мелкодисперсный катализатор)

Произведем расчет на примере алюмоникельмолибденового катализатора гидроочистки ГКД-202, измельченного до микросферических частиц размером 0,3-0,5 мм, плотность частиц=4000 кг/м³.

$$Ar = \frac{d_{\text{экв}}^3 \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho) \cdot g \cdot \rho}{\mu^2}$$

Где, Ar –критерий Архимеда,

$d_{\text{экв}}$ - эквивалентный диаметр частицы, $d_{\text{экв}} = (0,3 - 0,5) \cdot 10^{-3} \text{ м}$,

$\rho_{\text{ч}}$ -плотность частиц кажущаяся, $\rho_{\text{ч}} = 4000 \text{ кг/м}^3$,

ρ -плотность среды, $\rho = 39,36 \text{ кг/м}^3$,

g -ускорение свободного падения, м/с^2 ,

μ -вязкость среды, $\mu = 0,03375 * 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$

Определяем число Архимеда для различных значений эквивалентного диаметра:

$$Ar1 = \frac{(0,3 * 10^{-3})^3 * (4000 - 39,36) * 9,81 * 39,36}{(0,03375 * 10^{-3})^2} = 36\,250$$

$$Ar2 = \frac{(0,4 * 10^{-3})^3 * (4000 - 39,36) * 9,81 * 39,36}{(0,03375 * 10^{-3})^2} = 85\,926$$

$$Ar3 = \frac{(0,5 * 10^{-3})^3 * (4000 - 39,36) * 9,81 * 39,36}{(0,03375 * 10^{-3})^2} = 167\,823$$

Рассчитываем число Рейнольдса:

$$Re_{\text{н}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 * \sqrt{Ar}}$$

Где $Re_{\text{н}}$ –значение числа Рейнольдса, для скорости начала псевдоожижения;

Ar – число Архимеда.

Рассчитаем значение числа Рейнольдса:

$$Re_{\text{н}1} = \frac{36\,250}{1400 + 5,22 * \sqrt{36\,250}} = 15$$

$$Re_{H2} = \frac{85\,926}{1400 + 5,22 * \sqrt{85\,926}} = 29$$

$$Re_{H3} = \frac{167\,823}{1400 + 5,22 * \sqrt{167\,823}} = 47$$

Определяем значение скорости начала псевдооживления:

$$W_H = \frac{\mu \cdot Re_H}{d_{\text{ЭКВ}} \cdot \rho}$$

Где W_H —скорость начала псевдооживления, м/с, μ – вязкость среды, Па*с, Re_H – значение числа Рейнольдса, $d_{\text{ЭКВ}}$ – эквивалентный диаметр, м, ρ – плотность среды, кг/м³.

Рассчитаем скорости начала псевдооживления для различных значений эквивалентного диаметра:

$$W_{H1} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 15}{0,3 * 10^{-3} * 39,36} = 0,043 \text{ м/с}$$

$$W_{H2} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 29}{0,4 * 10^{-3} * 39,36} = 0,062 \text{ м/с}$$

$$W_{H3} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 47}{0,5 * 10^{-3} * 39,36} = 0,080 \text{ м/с}$$

Определяем значение числа Рейнольдса для расчета скорости начала уноса:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575 * \sqrt{Ar}}$$

Где Re – значение числа Рейнольдса;

Ar – число Архимеда.

$$Re_1 = \frac{36\,250}{18 + 0,575 * \sqrt{36\,250}} = 284$$

$$Re_2 = \frac{85\,926}{18 + 0,575 * \sqrt{85\,926}} = 461$$

$$Re_3 = \frac{167\,823}{18 + 0,575 * \sqrt{167\,823}} = 662$$

По рассчитанному значению числа Рейнольдса рассчитывают значение скорости начало уноса:

$$W_{\text{ну}} = \frac{\mu * Re}{d_{\text{экв}} * \rho} \text{ м/с}$$

Где $W_{\text{ну}}$ – скорость начала уноса частиц, м/с, μ – вязкость среды, Па*с, Re – значение числа Рейнольдса, $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр, м, ρ – плотность среды, кг/м³.

$$W_{\text{ну1}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 267}{0,3 * 10^{-3} * 39,36} = 0,82 \text{ м/с}$$

$$W_{\text{ну2}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 435}{0,4 * 10^{-3} * 39,36} = 0,99 \text{ м/с}$$

$$W_{\text{ну3}} = \frac{0,03375 * 10^{-3} * 625}{0,5 * 10^{-3} * 39,36} = 1,14 \text{ м/с}$$

4.3 Расчет реакторов гидроочистки дизельного топлива с неподвижным и псевдооживленным слоем катализатора

Исходные данные:

- производительность установки по сырью – 600 тыс. т/год=73529,4 кг/ч;
- Количество рабочих дней установки в году $N = 340$;
- объемная скорость подачи сырья - 4 ч^{-1} ;
- давление в реакторе – 4 МПа;
- кратность циркуляции водородсодержащего газа - $300 \text{ нм}^3/\text{м}^3$;
- плотность дизельной фракции - $850 \text{ кг}/\text{м}^3$
- температура в реакторе 370-430 С

Выход гидроочищенной фракции РТ (% мас.) на исходное сырье равен:

$$B_{\text{РТ}} = 100 - \Delta S$$

где ΔS -количество удаленной из сырья серы, % мас.

$$B_{\text{РТ}} = 100 - 3,9 = 96,1\% \text{ масс.}$$

В реактор поступает сырье, свежий водородсодержащих газ и циркулирующий водородсодержащих газ (ЦВСГ). Состав ЦВСГ указано в таблице 4.1.

Таблица 4.1 - Состав ЦВСГ

	H ₂	CH ₄
Мольная доля y'	0,88	0,12
Массовая доля y	0,48	0,52

Среднюю молекулярную массу ЦВВГ определяем по формуле

$$M_y = \sum M_i \cdot y_i'$$

где M_i - молекулярная масса i -го компонента;

y_i' - Мольная доля i -го компонента.

$$M_y = \sum M_i \cdot y_i' = 2 \cdot 0,88 + 16 \cdot 0,12 = 3,68 \text{ кг / кмоль}$$

Расходы ЦВВГ на 100 кг сырья найдем по формуле

$$G_{\text{ц}} = \left(\frac{100 \cdot K_{\text{ц}} \cdot M_{\text{ц}}}{22,4 \cdot \rho} \right)$$

$$G_y = \frac{100 \cdot 300 \cdot M_y}{850 \cdot 22,4}$$

где M_y - средняя молекулярная масса ЦВВГ, = 3,68 кг / кмоль.

$$G_y = \frac{100 \cdot 300 \cdot 3,68}{850 \cdot 22,4} = 5,8 \text{ \% (масс.)}$$

Следовательно , расходы ЦВВГ на G сырья=73529,4 кг/ч найдем по формуле

$$G_{\text{ц}} = \frac{73529,4 \cdot 5,8}{100} = 4264,7 \text{ кг/ч.}$$

4.3.1 Механический расчет реакторов

Определение средней молекулярной массы сырья

Найдём среднюю температуру в реакторе, $^{\circ}\text{C}$ по формуле

$$t = \left(\frac{t_1 + t_2}{2} \right)$$

где t_1 - температура начала отбора фракции, $^{\circ}\text{C}$; t_2 - температура конца отбора фракции, $^{\circ}\text{C}$

$$t = \frac{370 + 430}{2} = 400 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

Среднюю молекулярную массу сырья найдем по следующей

эмпирической формуле:, г/моль :

$$M_{\text{ср}} = \frac{44,29 \cdot d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}}$$

Где d_{15}^{15} - относительная плотность фракции при температуре 15 C⁰, тогда:

$$M_{\text{ср}} = \frac{44,29 \cdot 0,84}{1,03 - 0,84} = 195,81 \text{ г/моль}$$

Определяем объем сырья, м³/ч

$$V_c = \frac{G}{\rho}$$

где G - количество дизельной фракции, кг/ч; ρ - плотность дизельной фракции

$$V_c = \frac{73529,4}{850} = 86,5 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Объем катализатора в реакторе определяем по формуле, м³

$$V_K = \frac{V_c}{\omega},$$

где V_c - объем сырья , м³/ч; ω - объемная скорость подачи жидкого сырья, ч⁻¹.

$$V_K = \frac{86,5}{4} = 21,6 \text{ м}^3$$

Объем смеси паров сырья и ЦВСГ при температуре и давлении на входе в реактор находим по формуле, м³

$$V_{\text{см}} = V_{\text{пс}} + V_{\text{пвсг}}$$

где $V_{\text{пс}}$ - объем паров сырья при температуре (t) и давлении (P) в реакторе, м³/ч; $V_{\text{пвсг}}$ - объем циркулирующего и свежего ВСГ при тех же условиях, м³/ч.

Для этого сначала определяем объём паров сырья на входе в реактор по формуле, м³/ч

$$V_{\text{ПС}} = \frac{G_{\text{с}} \cdot 22,4 \cdot 0,1 \cdot Z \cdot (t + 273)}{P \cdot M_{\text{ср}} \cdot 273}$$

где $G_{\text{с}}$ - расход сырья поступающего в реактор, кг/ч; Z - коэффициент сжимаемости; t - средняя температура в реакторе, °C; $M_{\text{ср}}$ - средняя молекулярная масса сырья; P - давление в реакторе, МПа.

$$V_{\text{ПС}} = \frac{73529,4 \cdot 22,4 \cdot 0,1 \cdot 2 \cdot (400 + 273)}{4 \cdot 195 \cdot 273} = 1041 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Суммарный объём ВСГ на входе в реактор определяют по формуле м²/с

$$V_{\text{ПВСГ}} = \frac{G_{\text{ц}} \cdot 22,4 \cdot 0,1 \cdot Z \cdot (t + 273)}{M_{\text{ц}} \cdot P \cdot 273}$$

где $G_{\text{ц}}$ - расход сырья поступающего в реактор, кг/ч; t - средняя температура в реакторе, °C; $M_{\text{ц}}$ - средняя молекулярная масса сырья; P - давление в реакторе, МПа; Z - коэффициент сжимаемости, для газа значительно разбавленного водородом можно принять равным 1.

$$V_{\text{ПВСГ}} = \frac{4264,7 \cdot 22,4 \cdot 0,1 \cdot 1 \cdot (400 + 273)}{3,68 \cdot 4 \cdot 273} = 1601 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

$$V_{\text{см}} = 1041 + 1601 = 2642 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

4.3.2 Расчет размеров реактора с неподвижным слоем катализатора

Конструкция реактора представляет собой пустотелый вертикально расположенный цилиндрический аппарат адиабатного типа, выполненный в виде цилиндрического сосуда, заполненного катализатором, с аксиальным потоком сырья

Находим сечение F и диаметр d реактора по суммарному объему смеси:

$$F = \frac{V_{\text{см}}}{u} \cdot \frac{t+273}{273}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}}$$

где $V_{\text{см}}$ - суммарный объем смеси; u - линейная скорость движения сырья (0,3-0,5 м/с); π - математическая константа.

$$F = \frac{2642}{0,3 \cdot 3600} \cdot \frac{400+273}{273} = 4,52 \text{ м}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,52}{3,14}} = 2,4 \text{ м}$$

Зная сечение аппарата и объем катализатора, определяют высоту слоя катализатора

$$h_{\text{кат}} = \frac{V_{\text{к}}}{F}$$

где $V_{\text{к}}$ - объем катализатора в реакторе; F - сечение реактора.

$$h_{\text{кат}} = \frac{21,6}{4,52} = 4,8 \text{ м}$$

Распределительная зона определяется из соотношения

$$h_p = (0,08 - 0,12) h_{\text{кат}}$$

где $h_{\text{кат}}$ - высота слоя катализатора.

$$h_p = 0,12 \cdot 4,8 = 0,58 \text{ м}$$

Высота цилиндрической части реактора

$$h_{\text{цил}} = h_{\text{кат}} + h_p = 4,8 + 0,58 = 5,38 = 5,4 \text{ м}$$

а общая высота реактора :

$$H = h_{\text{цил}} + 2 \cdot h_{\text{дн.}}$$

где $h_{\text{дн}} = \frac{1}{2} \cdot d$ - высота верхнего и нижнего днища, то есть

$$H = h_{\text{цил}} + d$$

где d - диаметр реактора .

$$H = 5,4 + 2,4 = 7,8 \text{ м}$$

4.3.3 Расчет потери напора в стационарном слое катализатора

Потерю напора в слое катализатора вычисляют по формуле

$$\frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot 0,1 \cdot \mu \cdot u}{\varepsilon^3 \cdot d^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho \cdot u^2}{\varepsilon^3 \cdot d \cdot g}$$

Где ε - порозность слоя;

u - линейная скорость движения потока, фильтрующегося через слой катализатора, $u = 0,4$ м/с;

μ - динамическая вязкость смеси, $\mu = 3,4425 \cdot 10^{-6}$ Па·с;

d - средний диаметр частиц, $d = 2,35 \cdot 10^{-3}$ м;

ρ - плотность среды, $\rho = 39,36$ кг/м³;

Порозность слоя вычислим по формуле:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{к}}}$$

Где $\rho_{\text{н}}$ - насыпная плотность катализатора, равная 650 кг/м³;

$\rho_{\text{к}}$ - кажущаяся плотность катализатора, равная 1220 кг/м³.

$$\varepsilon = 1 - \frac{650}{1220} = 0,467$$

Таким образом:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} &= \frac{150 \cdot (1 - 0,467)^2 \cdot 0,1 \cdot (3,4425 \cdot 10^{-6}) \cdot 0,4}{0,467^3 \cdot (2,35 \cdot 10^{-3})^2} \\ &+ \frac{1,75 \cdot (1 - 0,467) \cdot 39,36 \cdot 0,4^2}{0,467^3 \cdot 2,35 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81} = 2\,505 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{м}} \end{aligned}$$

$$\Delta P = 2\,505 \cdot H_{\text{кат}} = 2\,505 \cdot 4,8 = 12\,024 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2} = 117\,956 \text{Па} = 0,12 \text{МПа}$$

Таким образом, потеря напора катализатора не превышает предельно допустимых значений 0,2-0,3 МПа. Поэтому к проектированию может быть принят реактор цилиндрической формы с высотой и диаметром 2,4 и 7,8 м соответственно.

4.3.4 Расчет размеров реактора с псевдооживленным слоем (катализатор ГКД-202)

Определив суммарный объем смеси, находят сечение F и диаметр d реактора :

$$F = \frac{V_{\text{см}}}{W_{\text{раб}}} \cdot \frac{t+273}{273}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}}$$

где $V_{\text{см}}$ - суммарный объем смеси; $W_{\text{раб}}$ – рабочая скорость движения сырья (1,66-12,03 м/с); π - математическая константа.

Принимаем скорость движения сырья $W_{\text{раб}} = 3,5$ м/с

$$K = \frac{W_{\text{раб}}}{W_{\text{н.п.}}} = \frac{3,5}{1,66} = 2,11$$

$K > 2$, следовательно будет наблюдаться стабильное псевдооживление.

$$F = \frac{2642}{3,5 \cdot 3600} \cdot \frac{400+273}{273} = 0,52 \text{ м}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,52}{3,14}} = 0,89 = 1 \text{ м}$$

Зная сечение аппарата и объем катализатора, определяют высоту неподвижного слоя катализатора

$$h_o = \frac{V_{\text{к}}}{F}$$

где $V_{\text{к}}$ - объем катализатора в реакторе; F - сечение реактора.

$$h_0 = \frac{21,6}{0,52} = 41,5 \text{ м}$$

Определим высоту псевдооживленного слоя катализатора

$$h = \frac{h_0 \cdot (1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon)}$$

где h - высота псевдооживленного слоя, м ;

h_0 -высота неподвижного слоя катализатора, м ;

ε_0 -порозность неподвижного слоя катализатора $\varepsilon_0 = 0,467$;

ε - порозность псевдооживленного слоя катализатора;

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21}$$

Рассчитаем значение критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{W_{\text{раб}} \cdot d_{\text{экв}} \cdot \rho}{\mu}$$

Где $d_{\text{экв}}$ - эквивалентный диаметр частицы, м ,

ρ -плотность среды, кг/м³,

μ -вязкость среды, Па·с

$$Re = \frac{3,5 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 39,36}{0,03375 \cdot 10^{-3}} = 12\,245$$

Режим движения жидкости турбулентный критерий Архимеда $Ar = (1,74 \cdot Re)^2 = 453\,958\,420$

Тогда порозность псевдооживленного слоя для $W_{\text{раб}} = 0,8 \frac{\text{м}}{\text{с}}$

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot 12\,245 + 0,36 \cdot 12\,245^2}{453\,958\,420} \right)^{0,21} = 0,64$$

Следовательно высота псевдооживленного слоя катализатора равна:

$$h_{\text{пс.кат}} = \frac{41,5 \cdot (1 - 0,467)}{(1 - 0,64)} = 61,4 \text{ м}$$

Реактор заполняют катализатором на 1/2 высоты цилиндрической части аппарата, для предотвращения выноса больших количеств частиц слоя из реактора газовым потоком. Следовательно, высота цилиндрической части реактора :

$$h_{\text{цил}} = 2h_{\text{кат}}$$

где $h_{\text{кат}}$ - определяют высоту слоя катализатора.

$$h_{\text{цил}} = 61,4 * 2 = 122,8\text{м}$$

а общая высота реактора :

$$H = h_{\text{цил}} + 2 \cdot h_{\text{дн.}}$$

где $h_{\text{дн}} = \frac{1}{2} \cdot d$ - высота верхнего и нижнего днища, то есть

$$H = h_{\text{цил}} + d$$

где d - диаметр реактора .

$$H = 122,8 + 1 = 123\text{м}$$

4.3.5. Расчет размеров реактора с псевдоожиженным слоем (катализатор мелкодисперсный)

Определив суммарный объем смеси, находят сечение F и диаметр d реактора :

$$F = \frac{V_{\text{см}}}{W_{\text{раб}}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}}$$

где $V_{\text{см}}$ - суммарный объем смеси; $W_{\text{раб}}$ – рабочая скорость движения сырья (0,08-0,82 м/с); π - математическая константа.

Принимаем скорость движения сырья $W_{\text{раб}} = 0,2$ м/с

$$K = \frac{W_{\text{раб}}}{W_{\text{н.п.}}} = \frac{0,2}{0,08} = 2,5$$

$K > 2$, следовательно будет наблюдаться стабильное псевдоожижение.

$$F = \frac{2642}{0,2 \cdot 3600} = 3,67 \text{ м}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,67}{3,14}} = 2,2 \text{ м}$$

Зная сечение аппарата и объем катализатора, определяют высоту неподвижного слоя катализатора

$$h_o = \frac{V_K}{F}$$

где V_K - объем катализатора в реакторе; F - сечение реактора.

$$h_o = \frac{21,6}{3,57} = 5,9 \text{ м}$$

Определим высоту псевдоожиженного слоя катализатора

$$h = \frac{h_o \cdot (1 - \varepsilon_o)}{(1 - \varepsilon)}$$

где h - высота псевдоожиженного слоя, м ;

h_o -высота неподвижного слоя катализатора, м ;

ε_o -порозность неподвижного слоя катализатора $\varepsilon_o = 0,467$;

ε - порозность псевдоожиженного слоя катализатора;

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21}$$

Рассчитаем значение критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{W_{\text{раб}} \cdot d_{\text{экв}} \cdot \rho}{\mu}$$

Где $d_{\text{экв}}$ - эквивалентный диаметр частицы, м ,

ρ -плотность среды, кг/м³,

μ -вязкость среды, Па·с

$$Re = \frac{0,2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 39,36}{0,03375 \cdot 10^{-3}} = 117$$

Критерий Архимеда используем для среднего размера частиц $Ar = 85\,926$

Тогда порозность псевдоожиженного слоя для $W_{\text{раб}} = 0,2 \frac{\text{м}}{\text{с}}$

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot 117 + 0,36 \cdot 117^2}{85\,926} \right)^{0,21} = 0,59$$

Следовательно высота псевдоожиженного слоя катализатора равна:

$$h_{\text{пс.кат}} = \frac{5,9 \cdot (1 - 0,467)}{(1 - 0,59)} = 7,67 \text{ м}$$

При разработке реактора с псевдоожиженным слоем катализатора следует подбирать такие условия, при которых будет обеспечиваться расширение слоя минимальное, но при этом хорошая перемешиваемость и подвижность частиц. Данные требования выполняются при расширении слоя равном 10-20 %.

$$5,9 + 5,9 \cdot (0,1 \div 0,2) = 6,49 \div 8,85 \text{ м}$$

Из чего можно сделать вывод, что условия процесса подобраны эффективно.

Реактор заполняют катализатором на 1/2 высоты цилиндрической части аппарата, для предотвращения выноса больших количеств частиц слоя из реактора газовым потоком. Следовательно, высота цилиндрической части реактора :

$$h_{\text{цил}} = 2h_{\text{кат}}$$

где $h_{\text{кат}}$ - определяют высоту слоя катализатора.

$$h_{\text{цил}} = 7,67 \cdot 2 = 15,4 \text{ м}$$

Высота воздушной камеры, расположенной под распределительной пластиной, рассчитывается из условий, ввод сырья горизонтальный и отношения диаметра штуцера подачи сырья, $d_{\text{входа}}$ к диаметру воздушной камеры, $d_{\text{в.к.}} : d_{\text{входа}} > d_{\text{в.к.}}/100$

$$h_{\text{в.к.}} = 0,2d_{\text{в.к.}} + 0,5d_{\text{входа}}$$

Диаметр воздушной камеры принимаем равным диаметру аппарата, диаметр штуцера для ввода сырья принимаем $d_{\text{входа}} = 0,5 \text{ м}$, следовательно

$$h_{\text{в.к.}} = 0,2 \cdot 2,2 + 0,5 \cdot 0,5 = 0,7 \text{ м}$$

а общая высота реактора :

$$h = h_{\text{цил}} + h_{\text{в.к}} + 2h_{\text{дн}}$$

где $h_{\text{дн}} = \frac{1}{2} \cdot d$ - высота верхнего и нижнего днища, то есть

$$h = h_{\text{цил}} + h_{\text{в.к}} + d$$

где d - диаметр реактора .

$$H = 15,4 + 0,7 + 2,2 = 18,3 \text{ м}$$

4.3.6. Расчет потери напора в псевдоожиженном слое катализатора

Потерю напора в слое катализатора вычисляют по формуле

$$\frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot 0,1 \cdot \mu \cdot u}{\varepsilon^3 \cdot d^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho \cdot u^2}{\varepsilon^3 \cdot d \cdot g}$$

Где ε - порозность слоя , $\varepsilon = 0,59$;

u - линейная скорость движения потока, фильтрующегося через слой катализатора, $u = 0,2$ м/с;

μ - динамическая вязкость смеси, $\mu = 3,4425 \cdot 10^{-6}$ Па·с;

d - средний диаметр частиц, $d = 0,4 \cdot 10^{-3}$ м;

ρ - плотность среды, $\rho = 39,36$ кг/м³;

Таким образом:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} &= \frac{150 \cdot (1 - 0,59)^2 \cdot 0,1 \cdot (3,4425 \cdot 10^{-6}) \cdot 0,2}{0,59^3 \cdot (0,4 \cdot 10^{-3})^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,59) \cdot 39,36 \cdot 0,2^2}{0,59^3 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81} = 1\,455 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{м}} \\ \Delta P &= 1\,455 \cdot H_{\text{кат}} = 1\,455 \cdot 7,67 = 11\,160 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2} = 109\,478 \text{ Па} \\ &= 0,11 \text{ МПа} \end{aligned}$$

Таким образом, потеря напора катализатора не превышает предельно допустимых значений 0,2-0,3 МПа. Поэтому к проектированию может быть

принят реактор цилиндрической формы с высотой и диаметром 2,2 и 18,3 м соответственно.

Чтобы предотвратить истощение слоя, устанавливается циклон для сбора твердых частиц, для того что бы захваченный материал мог быть возвращен в слой.

4.3.7 Расчет циклона для реактора с псевдоожиженным слоем мелкодисперсного катализатора

Проведем поверочный расчет циклона предварительно выбранного типа. Целью расчета является определение гидравлического сопротивления и размеров циклона.

Циклон типа НИИОГаз представлен на рисунке 4.1. Основные размеры циклонов НИИОГаз приведены в таблице 4.2.

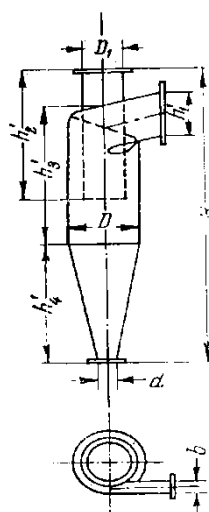


Рисунок 4.1 – Циклон типа НИИОГаз

Таблица 4.2 – Основные размеры циклонов НИИОГаз (в долях D)

Величина	Тип циклона		
	ЦН-21	ЦН-15	ЦН-11
Диаметр выходной трубы D_1	0,6	0,6	0,6
Ширина входного патрубка b	0,26	0,26	0,26

Высота входного патрубка h_1'	1,11	0,66	0,48
Высота входной трубы h_2'	2,11	1,74	1,56
Высота цилиндрической части h_3'	2,11	2,26	2,08
Высота конической части h_4'	1,75	2,00	2,00
Общая высота циклона Н	4,26	4,26	4,38
Меньшее основание конической части d	0,25	0,25	0,25
Коэффициент гидравлического сопротивления ξ	60	105	180

Таблица 4.3 – Значения величин диаметров циклонов

ЦН-21	1500	1000	500		
ЦН-15	800	600	400	200	100
ЦН-11	800	100			

Выберем из таблицы циклон ЦН-21 диаметром 1000 мм. Рассчитаем условную скорость парогазовой смеси, отнесенную к полному поперечному сечению цилиндрической части корпуса циклона.

Условную скорость находят по формуле:

$$v_{\text{усл}} = \sqrt{\frac{2}{\xi} \cdot \frac{\Delta p}{\rho_{\Gamma}}}$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления циклона,

Δp – сопротивление циклона,

ρ_{Γ} – плотность парогазовой смеси.

Расход парогазовой смеси на один циклон при определенной условной скорости:

$$V_i = 0,785 \cdot D^2 \cdot v_{\text{ycl}}$$

где D – диаметр циклона.

$$S = \frac{V}{v_{\text{ycl}}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

где V – объем парогазовой смеси, $2642 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$.

Зададимся диаметром корпуса циклона, который равен 1000 мм, определим условную скорость в циклоне. При этом необходимо учитывать, чтобы скорость входа парогазовой смеси в циклон не превышала 18 м/с.

Рассчитаем площадь сечения циклона

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} = 0,79 \text{ м}^2,$$

$$v_{\text{ycl}} = \frac{V}{S} = \frac{2642}{0,79 \cdot 3600} = 0,93 \text{ м/с}.$$

Определим гидравлическое сопротивление циклона. Сопротивление циклона определяется из выражения:

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{v_{\text{ycl}}^2 \cdot \rho_{\text{г}}}{2}$$

Гидравлическое сопротивление циклона не должно превышать 5150 Па. Если полученные величины скорости и гидравлического сопротивления не соответствуют нормам, то нужно подобрать другой тип циклона и изменить их количество.

$$\Delta p = 60 \cdot \frac{0,93^2 \cdot 39,36}{2} = 1021,3 \text{ Па} < 5150 \text{ Па}.$$

Проверим полученные данные исходя из расчета скорости входа парогазовой смеси в циклон. Скорость не должна превышать 18 м/с

Объем поступающего воздуха V_1 для циклона равен:

$$V_1 = 2642 \text{ м}^3/\text{ч} (27)$$

$$\omega = \frac{V_1}{S} = \frac{2642}{(1 \cdot 0,26) \cdot (1 \cdot 1,11) \cdot 3600} = 2,54 \text{ м/с} < 18 \text{ м/с}.$$

Полученная скорость удовлетворяет условиям. Выбранные тип и размер циклона полностью удовлетворяют заданным значениям.

4.4 Анализ температурного профиля по высоте слоя катализатора.

Реактор с неподвижным слоем катализатора

Процесс гидроочистки протекает с небольшим тепловым эффектом, следовательно, нет перегрева катализатора.

- расход реакционной смеси (G) = 86,5 м³/ч;
- длина слоя катализатора (L) = 4,8 м;
- диаметр аппарата ($D_{\text{ар}}$) = 2,4 м;
- порозность слоя (ϵ) = 0,467;
- давление (P) = 4 МПа;
- опорная (рабочая) температура (T_{ref}) = 400°C;
- диаметр зерна катализатора (d_p) = 2,35 мм;

С помощью разработанной на базе кафедры ХТТ и ХК программы "Моделирование каталитической гидроочистки дизельных топлив", был построен профиль температур для реактора с неподвижным слоем катализатора ГКД-202.

Расчёт материального и теплового баланса для ЛГ-24/7

Сера в сырье, % масс.

Рецикл, м3/ч

Содержание H₂, % об.

Т, °C

Печь

Подача сырья, м3/ч

Плотность сырья, т/м3

Реактор

Р, МПа

Т, °C

Сера, ppm

Расчёт

Рис. 4.2. Окно программы.

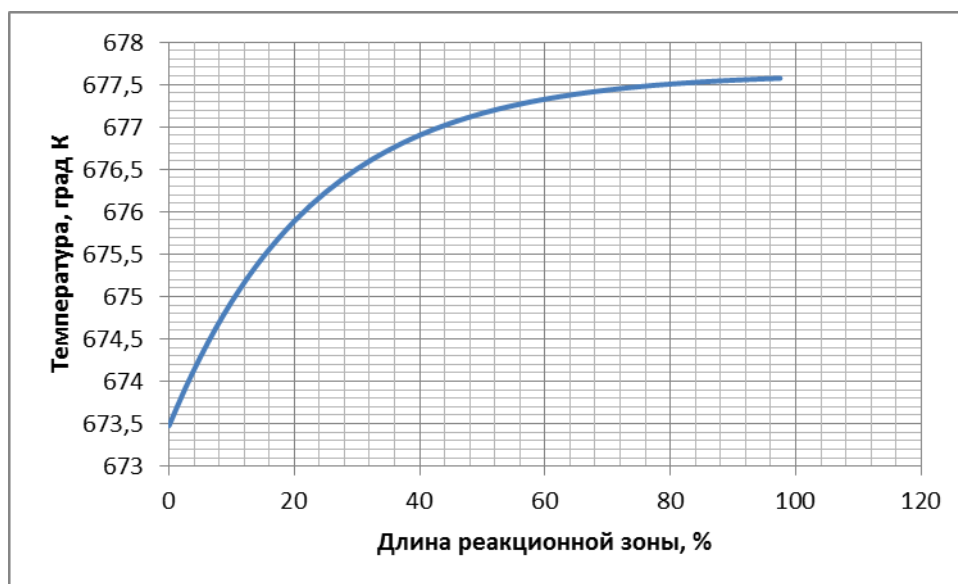


Рис. 4.3 Температурный профиль по длине стационарного слоя катализатора.

Реактор с псевдооживленным слоем катализатора

При движении потока сырья через зернистый слой турбулентность в нем развивается значительно раньше, чем при течении по трубам, причем, между ламинарным и турбулентным режимами нет резкого перехода. Ламинарный режим существует примерно при $Re < 50$.

В реакторе с псевдооживленным слоем при скорости движения сырья $W_{\text{раб}} = 0,2$ м/с значение критерия Рейнольдса составляет 117. Из чего мы можем сделать вывод, что режим движения потока турбулентный и рассматривать реактор с псевдооживленным слоем катализатора, как реактор идеального перемешивания.

За счет интенсивного теплопереноса по всему объему реактора устанавливается одинаковая температура.

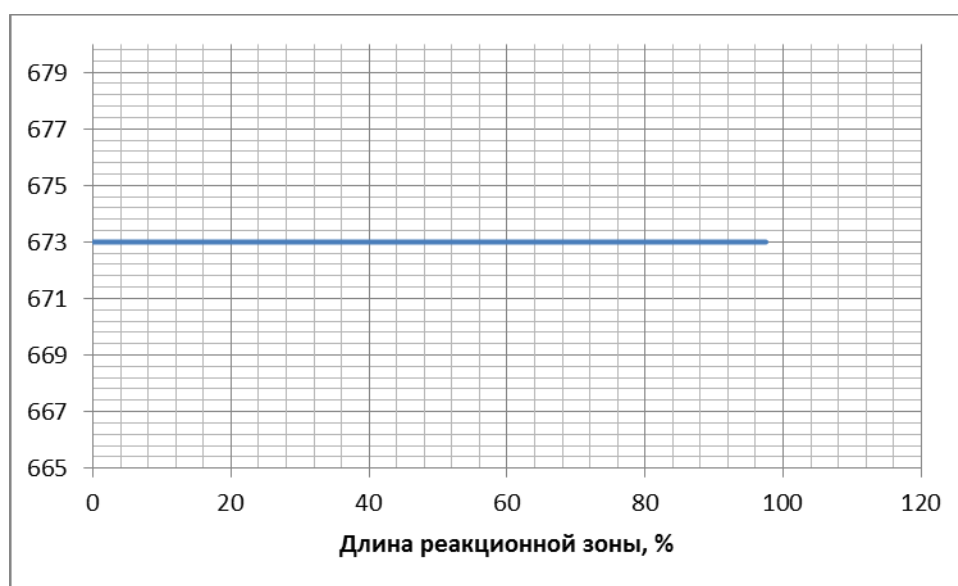


Рис. 4.3 Температурный профиль по длине кипящего слоя катализатора.

5. Финансовый менеджмент и ресурсоэффективность

Введение

Эффективное ресурсопотребление и ресурсосбережение всегда являлись достаточно актуальной проблемой. Во всех технологических процессах наблюдается потребление ресурсов, таких как вода, земля, топливо (энергия), воздух, трудовые и материальные ресурсы. Одни из наиболее важных вопросов стратегического менеджмента, является реализация и формирование стратегий ресурсосбережения на разных уровнях управления, так как ресурсоемкость является второй стороной товара, когда первой является его качество.

В последнее время коммерческая ценность разработки определяет перспективность научного исследования, что является неотъемлемым условием при выполнении поиска источников финансирования для реализации научного исследования и коммерциализации его результатов.

Гидроочистка, является одним из наиболее распространённых процессов нефтепереработки, применяемой практически на всех нефтеперерабатывающих заводах.

В данной работе отличием является высокая ресурсоэффективность и её спонсирование это выгодное финансовое вложение, так как роль процесса гидроочистки в нефтехимической промышленности возрастает, на сегодняшний день в данной области наблюдается необходимость в разработке программных комплексов, которые будут реализовывать математическую модель гидроочистки.

Цель данной магистерской диссертации - исследование процесса гидроочистки дизельного топлива в реакторах с неподвижным и псевдоожиженным слое катализатора. Работа проводилась на кафедре Томского политехнического университета «Химической технологии топлива и химической кибернетики».

С точки зрения инновационных тенденций в развитии науки и техники в Российской Федерации финансирование данного проекта является выгодной инвестицией в благополучное развитие страны. Данный проект поспособствует ускоренному восстановлению высочайшего статуса инженерных решений и позволит внедрить конкурентоспособные инновационные технологии, и, таким образом, повысить престиж Российской Федерации на общемировой научно-технической арене.

5.1 Предпроектный анализ

5.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Детальный анализ конкурирующих разработок, существующих на рынке, необходимо систематически проводить, так как на рынках наблюдается постоянное движение. Данный анализ может помочь внести коррективы в научные исследования, с целью успешного противостояния своим соперникам. Важной деталью является реалистичность оценки сильных и слабых сторон разработок конкурентов.

Анализ технологических решений конкурентов с позиции ресурсосбережения и ресурсоэффективности дает нам возможность в проведении сравнительной оценки эффективности данной научной разработки, и определении направлений в ее будущем повышении.

		Товарный продукт		
		Дизельное топливо	Товарные бензины	Авиационное топливо
Компания	«Омский НПЗ»			
	«Томский НПЗ»			
	«Ангарская НХК»			

Рисунок 5.1 - Сегментирование рынка разработок в области математического моделирования гидроочистки дизельного топлива

Из рисунка 5.1 видно, что «Омский НПЗ» занимается выпуском только дизельного топлива, «Томский НПЗ» – товарного бензина, а «Ангарская НХК» выпуском большого наименования продуктов, дизельного топлива, товарного бензина, авиационного топлива.

Анализ рынка показал, что в результате исследования и разработки будут актуальны и интересны для следующих компаний, «Омский НПЗ» и «Ангарская НХК».

5.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Данный анализ был произведен с помощью оценочной карты (табл. 18), в которой: ф – реактор с псевдоожиженным слоем катализатора, к1 – реактор с неподвижным слоем катализатора с аксиальным вводом сырья, к2- реактор с неподвижным слоем катализатора с радиальным вводом сырья.

Таблица 5.1 — Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений (разработок)

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б _ф	Б _{к1}	Б _{к2}	К _ф	К _{к1}	К _{к2}
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
Повышение производительности труда пользователя	0,05	5	5	3	0,25	0,25	0,15
Удобство в эксплуатации (соответствует требованиям потребителей)	0,1	5	4	3	0,50	0,40	0,30

Надежность	0,05	4	4	3	0,20	0,20	0,15
Безопасность	0,01	5	5	5	0,05	0,05	0,05
Качество интеллектуального интерфейса	0,05	4	5	4	0,20	0,25	0,20
Экономические критерии оценки эффективности							
Конкурентоспособность продукта	0,3	5	5	3	1,50	1,50	0,90
Уровень проникновения на рынок	0,1	4	5	2	0,40	0,50	0,20
Предполагаемый срок эксплуатации	0,05	5	5	4	0,25	0,25	0,20
Послепродажное обслуживание	0,05	5	4	2	0,25	0,20	0,10
Финансирование научной разработки	0,04	3	4	2	0,12	0,16	0,08
Срок выхода на рынок	0,2	2	4	3	0,40	0,80	0,60
Итого	1	47	50	34	4,12	4,56	2,93

Предлагаемый продукт лидирует по таким весомым критериям как «Повышение производительности труда пользователя», «Удобство в эксплуатации», «Предполагаемый срок эксплуатации», «Послепродажное обслуживание». Данные конкурентные преимущества помогут предлагаемому программному продукту завоевать доверие покупателя и оставаться на рынке.

Помимо преимуществ выявлены и недостатки предлагаемого продукта, такие как «Качество интеллектуального интерфейса» и «Финансирование научной разработки», «Срок выхода на рынок».

5.1.3 Диаграмма Исикавы

С целью установления причинно-следственных связей, возникающих в ходе выполнения моделирования процесса крекинга углеводородов через

стадию образования промежуточного соединения, сформирована диаграмма Исикава. Основными факторами, влияющими на объект исследования, являются методы, оборудование и исполнитель.



Рисунок 5.2. Причинно-следственная диаграмма

Анализируя факторы, влияющие на реализацию поставленной задачи, можно принять следующие меры по оптимизации выполнения работы. Для фактора «оборудование» возможно рассмотреть вариант использования аналогичных программ доступных в общем пользовании. Для фактора «методы» вариантом решения проблемы является накопление и анализ данных на основе проведения собственных расчетов. Для фактора «магистрант» предлагается выполнять поэтапную и структурированную проверку возможных гипотез.

5.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

Таблица 5.2 — Оценка степени готовности научного проекта к коммерциализации

№ п/п	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
-------	--------------	--	---

1	Определен имеющийся научно-технический задел	4	3
2	Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	2	2
3	Определены отрасли и технологии для предложения на рынке	3	3
4	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынке	2	2
5	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	4	3
6	Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	2	2
7	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	2	2
8	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	1	2
9	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	2	2
10	Разработана стратегия (форма)реализации научной разработки	3	2
11	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	1	1
12	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	1	1
13	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	2	2
14	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	1	1
15	Прорабатывается механизм	3	2

	реализации научного проекта		
	ИТОГО БАЛЛОВ	33	30

По сумме баллов проект и знания разработчика считаются средне перспективными.

5.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования

Для обеспечения коммерческой отдачи от реализации проекта возможно применение таких методов коммерциализации научных разработок, как торговля патентными лицензиями, передача ноу-хау, инжиниринг, франчайзинг, организация собственного предприятия и т.д.

В качестве метода коммерциализации результатов научно-технического исследования наиболее удобным является инжиниринг.

Который, в данном случае, реализуется путем заключения договора на осуществление изучения и оптимизации промышленного процесса. Стороной консультантом выступает научно-исследовательская группа научной организации (университет, кафедра). Заказчик представлен в лице производственной организации (завод, фабрика)

5.2 Инициация проекта

Для определения нового проекта необходимо составление Устава проекта. В рамках магистерской работы предполагается наличие таких критериев, как цели и результаты проекта, организационная структура проекта, ограничения и допущения проекта (таблица 3-6).

5.2.1 Цели и результат проекта

Таблица 5.3 — Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидание заинтересованных сторон
Научное объединение кафедры (студенты, преподаватели)	1) Освоение принципиально новой (для научной группы) области исследования и моделирования 2) Коммерческое продвижение проекта 3) Развитие и укрепление связей с отраслью промышленности (производственные компании, заводы) в области совместных научных разработок.
Представители промышленности (компании, заводы)	1) Получение проекта, способствующего оптимизации, энерго-и ресурсосбережению действующего производства. 2) Развитие и укрепление связей с научным объединением (университет, кафедра) в области совместных научных разработок.
Университет, к которому относится научное объединение	Продвижение статуса учебного заведения, повышение научного престижа
Научные объединения сторонние (конкурирующие)	Опасения в связи с появлением конкурентоспособного проекта

Таблица 5.4 — Цели и результаты проекта

Цели проекта:	Расчет и разработка конструкций реакторов гидроочистки дизельного топлива с неподвижным и движущимся слоем катализатора.
Ожидаемые результаты проекта:	Сравнительный анализ эффективности рассматриваемых конструкций. Выявление перспективности использования псевдоожижения в гидроочистке.

Критерии приемки результата проекта:	1) Новизна идеи 2) Адекватность относительно действующего промышленного процесса 3) Расчеты обеспечивают получение набора необходимых производственных показателей 4) Универсальность 5) Простота и точность
Требование к результату проекта:	Максимальное соответствие критериям приемки результата проекта

5.2.2 Организационная структура проекта

Таблица 5.5 — Рабочая группа проекта

№ п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функция	Трудозатраты, час.(за 2 года)
1	Самборская М.А, доцент каф. ХТТиХК	Руководитель проекта	Координирование проекта, консультирование	120
2	Курзаева М.С, магистрант каф. ХТТиХК	Исполнитель по проекту	Сбор и анализ литературных данных, выполнение поставленных задач, интерпретация результатов	3840

5.2.3 Ограничения и допущения проекта

Таблица 5.6 — Ограничения проекта

Фактор	Ограничения /допущения
Бюджет проекта. Источник финансирования	Материальная база научной группы (кафедры)
Сроки проекта	09.16 -06.17

Дата утверждения плана управления проектом	15. 02. 17
Дата завершения проекта	08.06.17

5.3 Планирование и управление научно-техническим проектом

5.3.1 Бюджет научного исследования

Выполнение научных исследований влечет за собой ряд материальных затрат для обеспечения эффективной и комфортной работы.

Таблица 5.7 — Сырье, материалы, комплектующие изделия и покупные полуфабрикаты

Наименование	Кол-во	Цена за единицу, руб	Сумма, руб
Тетрадь	2 шт	25	50
Ручка	6 шт	20	120
Карандаш	2 шт	12	24
Картридж для принтера	1 шт	550	550
Бумага	1 шт	300	300
Всего за материалы			1044
Транспортно-заготовительные расходы (3-5%)			53
Итого по статье			1097

Таблица 5.8 — Расчет затрат по статье «Спецоборудование для научных работ»

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, тыс. руб	Общая стоимость оборудования, тыс. руб
1	ПО Microsoft office	1	1,557	1,557
2	ПО AutoCAD	1	23,037	23,037

Таблица 5.9 — Расчет основной заработной платы

№ п/п	Исполнитель по категориям	Трудоемкость, чел.-дн.	Заработная плата, приходящаяся на один чел.-дн., тыс.руб.	Всего заработная плата по тарифу (окладам), тыс.руб.
1	Руководитель	10	1,19	11,9
2	Магистрант	160	0,36	57,6

Статья расчета заработной платы включает в себя основную заработную плату работников и дополнительную.

$$C_{зп} = Z_{осн} + Z_{доп}, \quad (5.1)$$

где $Z_{осн}$ — основная заработная плата;

$Z_{доп}$ — дополнительная заработная плата.

В свою очередь основная заработная плата определяется как:

$$Z_{осн} = Z_{дн} \cdot T_{раб}, \quad (5.2)$$

где $Z_{осн}$ — основная заработная плата одного работника;

$T_{раб}$ — продолжительность работ, выполняемых научно

— техническим работником, раб. дн.;

$Z_{дн}$ — среднедневная заработная плата работника, руб.

Средняя заработная плата рассчитывается по формуле:

$$Z_{дн} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d}, \quad (5.3)$$

где Z_m — месячный должностной оклад работника, руб;

M — количество месяцев работы без отпуска в течении года;

при отпуске в 24 раб. дня $M = 11,2$ месяца, 5 — дн. неделя;

при отпуске в 48 раб. дней $M = 10,4$ месяца, 6 — дн. неделя;

F_d — действительный годовой фонд рабочего времени научно

— технического персонала, раб. дн. (таблица 5.10).

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_m = Z_b \cdot (k_{пр} + k_d) \cdot k_p, (5.4)$$

где Z_b — базовый оклад, руб;

$k_{пр}$ — приемлимый коэффициент;

k_d — коэффициент доплат и надбавок;

k_p — районный коэффициент.

Таблица 5.10 — Баланс рабочего времени за два года

Показатели рабочего времени	Руководитель	Магистрант
Календарное число дней	730	730
Количество нерабочих дней		
-выходные дни	104	104
- праздничные дни	28	28
Потери рабочего времени		
-отпуск	48	48
-невыходы по болезни	14	14
Действительный годовой фонд рабочего времени	536	536

Таблица 5.11 — Расчет основной заработной платы

Исполнитель	З _б , руб.	k _р	З _м , руб.	З _{дн} , руб.	T _{раб} , раб. дн.	З _{осн} , руб.
Руководитель	36 800	1,3	47 840	1 173	268	314 364
Магистрант	2 200	1,3	2 860	70	268	18 760

Дополнительная заработная плата рассчитывается исходя из 10-15% от основной заработной платы:

$$З_{\text{доп}} = k_{\text{доп}} \cdot З_{\text{осн}}, (5.5)$$

где $З_{\text{доп}}$ — дополнительная заработная плата, руб;

$k_{\text{доп}}$ — коэффициент дополнительной зарплаты;

$З_{\text{осн}}$ — основная заработная плата, руб.

Таблица 5.12 — Заработная плата исполнителей НТИ

Заработная плата	Руководитель	Магистрант
Основная зарплата	314 364	18 760
Дополнительная зарплата	47 155	2 814
Итого по статье С _{зп}	361 519	21 574

Отчисления на социальные нужды во внебюджетные фонды:

$$С_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}), (5.6)$$

где $k_{\text{внеб}}$

— коэффициент отчисления на уплату во внебюджетные фонды.

На 2014 г. в соответствии с Федеральным законом от 24.07.2009 №212-ФЗ установлен размер страховых взносов равный 30%. На основании пункта 1 ст.58 закона №212-ФЗ для учреждений, осуществляющих образовательную и научную деятельность в 2014 году водится пониженная ставка – 27,1%. Стипендиальный выплаты студентам, магистрам и аспирантам не облагаются налогом.

Отчисления на социальные нужды составляют

$$C_{\text{внеб}} = 0,271 \cdot (314\,364 + 47\,155) = 97\,971 \text{ руб.}$$

Научные и производственные командировки ($C_{\text{ком}}$) составляют 10% $C_{\text{зп}}$ исполнителей проекта и равны

$$C_{\text{ком}} = 0,1 \cdot (361\,519 + 21\,574) = 38\,309 \text{ руб.}$$

Накладные расходы составляют 80% от суммы основной и дополнительной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнении темы.

Расчет накладных расходов ведется по следующей формуле:

$$C_{\text{накл}} = k_{\text{накл}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}), (5.7)$$

Где $k_{\text{накл}}$ - коэффициент накладных расходов.

$$C_{\text{накл}} = 0,8 \cdot (361\,519 + 21\,574) = 306\,474$$

Общие затраты за два года реализации проекта с учетом всех вышеупомянутых пунктов составили

$$\begin{aligned} \text{Общ. З.} &= 1\,097 + 1\,557 + 23\,037 + 361\,519 + 21\,574 + 97\,971 + 38\,309 \\ &+ 306\,474 = 850\,138 \text{ руб.} \end{aligned}$$

5.3.2 Организационная структура проекта

Исходя из рекомендаций выбран проектный вариант организационной структуры проекта.

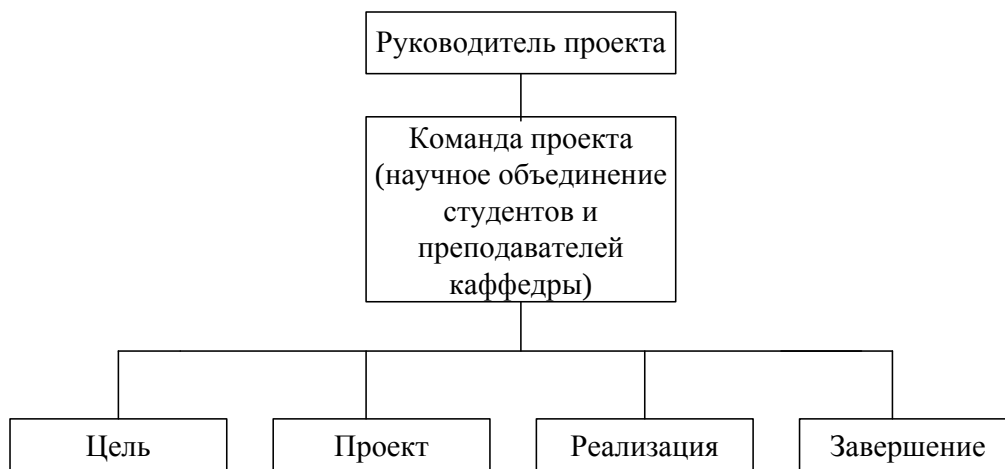


Рисунок 5.3 — Проектная структура проекта

5.3.3 Матрица ответственности

С целью распределения ответственности между участниками проекта сформирована матрица ответственности (таблица 5.13).

Таблица 5.13 — Матрица ответственности

Этапы проекта	Руководитель проекта	Магистрант
Формирование актуальной проблемы	И	О
Выбор методики решения	С	И
Литературный обзор	С	И
Проведение расчетов	С	И
Анализ полученных данных	С	И
Структурирование и оформление результатов	С	И

Ответственный (О)– лицо, отвечающее за реализацию этапа проекта и контролирующее его ход.

Исполнитель (И) – лицо (лица), выполняющие работы в рамках этапа проекта

Согласующее лицо (С) – лицо, осуществляющее анализ результатов проекта и участвующее в принятии решения о соответствии результатов этапа требованиям.

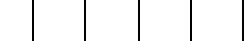
5.3.4 План проекта

С целью иллюстрации графика выполнения работы строится календарный план для максимального по длительности исполнения работ в рамках научно-исследовательского проекта на основе временных показателей проведения научного исследования с разбивкой по месяцам и

декадам (10 дней) за период времени дипломирования. Календарный план-график приведен в Таблице 5.14.

ТАБЛИЦА 5.14.КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН ГРАФИК

Обозначения: Руководитель –  ; Магистрант – 

№ работ	Вид работ	Исполнители	T_{ki} , кал. Дн.	Продолжительность выполнения работ																																
				сент.			окт.			ноя.			дек.			январ.			февр.			март			апрель			май			июнь					
				1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33				
1	Составление и утверждение технического задания	Руководитель	3																																	
2	Выбор направления исследований	Руководитель, магистрант	5																																	
3	Календарное планирование работ по теме	Магистрант	4																																	
4	Изучение литературы, выбор катализатора	Руководитель, Магистрант	110																																	
5	Расчет реакторов с неподвижным и движущимся слоем катализатора	Руководитель, магистрант	40																																	
6	Проектная разработка конструкций	Магистрант	30																																	

[illegible]

5.4 Определение ресурсной, финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования

5.4.1 Оценка сравнительной эффективности исследования

Определение эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования. Его нахождение связано с определением двух средневзвешенных величин: финансовой эффективности и ресурсоэффективности.

Интегральный финансовый показатель разработки определяется как:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{\text{pi}}}{\Phi_{\text{max}}} , \quad (5.8)$$

где $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$ – интегральный финансовый показатель разработки;

Φ_{pi} – стоимость i-го варианта исполнения;

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

Полученная величина интегрального финансового показателя разработки отражает соответствующее численное увеличение бюджета затрат разработки в размах (значение больше единицы), либо соответствующее численное удешевление стоимости разработки в размах (значение меньше единицы, но больше нуля).

Таблица 5.15 — Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии	Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	Аналог 1	Аналог 2

1. Способствует росту производительности труда пользователя	0,25	5	5	3
2. Удобство в эксплуатации	0,20	4	5	3
3. Энергосбережение	0,20	5	5	4
4. Надежность	0,20	5	5	3
6. Материалоемкость	0,15	5	5	5
ИТОГО	1			

$$I_{\text{р.-тек.пр.}} = 0,25 * 5 + 0,20 * 4 + 0,20 * 5 + 0,20 * 5 + 0,15 * 5 = 4,8$$

$$I_{\text{р.-аналог 1}} = 0,25 * 5 + 0,20 * 5 + 0,20 * 5 + 0,20 * 5 + 0,15 * 5 = 5,0$$

$$I_{\text{р.-аналог 2}} = 0,25 * 3 + 0,20 * 3 + 0,20 * 4 + 0,20 * 3 + 0,15 * 5 = 3,5$$

В результате проведенной работы была спроектирована и создана конкурентоспособная разработка, отвечающая современным требованиям в области ресурсоэффективности и ресурсосбережения. Сравнение значений интегральных показателей ресурсоэффективности позволило понять, что более эффективным вариантом решения поставленной в магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности является исполнение 1 или 2.

6. Социальная ответственность

Введение

Фракции получаемые при первичной переработке сернистых нефтей, не могут быть использованы как готовые нефтепродукты из-за присутствия в них сернистых, азотистых, хлоросодержащих и других соединений, которые снижают мощности двигателей и наносят огромный вред окружающей воздушной среде выделениями диоксидов серы, азота и других вредных веществ. Наилучшим способом очистки топлива от указанных соединений является процесс гидроочистки под давлением в присутствии катализаторов и водорода.

В настоящее время гидроочистке подвергают почти все нефтяные топлива, как прямогонные, так и вторичного происхождения : бензин, керосин, реактивное и дизельное топливо, вакуумный газойль. Процесс гидроочистки применяют также для облагораживания компонентов смазочных масел и парафинов.

Весьма существенным является улучшение технико-экономических показателей установок, что достигается повышением производительности труда, снижением себестоимости товарной продукции, сокращением энергетических затрат, удельного расхода металла, капиталовложений и эксплуатационных расходов.

Тема: Моделирование реактора гидроочистки дизельного топлива.

Объект исследования: Реактора гидроочистки дизельного топлива с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора

Производственная безопасность.

6.1. Анализ вредных факторов, которые могут возникнуть при эксплуатации объекта исследования.

6.1.1 Утечка токсичных и вредных веществ в атмосферу.

Перечень вредных химических веществ, выделяющихся в воздух рабочей зоны, их ПДК и класс опасности приведены в Таблице 1 [6.1, 6.2, 6.3].

Таблица 6.1- Перечень вредных веществ, выделяемых в воздух рабочей зоны

Наименование сырья, материалов, реагентов, изготавливаемой продукции	Наименование вредных веществ	ПДКр.з., мг/м ³	Класс опасности
Дизельное топливо	Углеводороды	300	4
Сероводород	Сероводород	10	2
Газ углеводородный	Углеводороды	300	4
Катализатор	Пыль катализатора	1	2

В таблице 6.2 приведено токсикологическое действие вредных веществ, приведенных в таблице 6.1

Таблица 6.2-Токсикологическое воздействие химических веществ [54]

Вещество	Токсикологическое воздействие
Дизельное топливо	Раздражение слизистой оболочки и кожи человека.
Сероводород	При вдыхании, небольшая концентрация может быть причиной головокружения, тошноты, головной боли. При более высокой концентрации – комы, судорог, отека легких, летального исхода. При однократном вдыхании высокой концентрации наступает мгновенная смерть.
Газ углеводородный	Малотоксичен. Пропан и этан обладают слабым наркотическим эффектом. Бутан в высоких концентрациях вызывает галлюцинации, удушье, сердечную аритмию.
Пыль катализаторная	Вызывает раздражение слизистых оболочек, отек

	легких, поражение дыхательных путей. Металлы в составе катализатора могут накапливаться в организме.
--	--

6.1.2 Отклонение показателей микроклимата рабочего помещения.

Микроклимат комнаты следует поддерживать на оптимальном уровне с помощью системы водяного центрального отопления, естественной вентиляции, а также искусственного кондиционированием и дополнительного прогрева в холодное время года. Помещения следует оборудовать системой отопления, кондиционирования воздуха или эффективной приточно-вытяжной вентиляцией.

Данные работы можно отнести к работам средней тяжести с затратой энергии 175..232 Вт (категория IIa), как связанные с постоянной ходьбой, выполняемые стоя или сидя, но не требующие перемещения тяжестей (в основное время работы). Допустимые нормы микроклимата в рабочей зоне производственных помещений изложены в [58]

6.1.3 Повышенный уровень шума и вибрации

Шумы и вибрации оказывают негативное влияние на здоровье человека.

Для уменьшения уровня шума следует сделать звукоизоляцию с применением материалов, обладающих максимальным коэффициентам звукопоглощения в области частот 63-8000 Гц для отделки помещений (разрешенные органами и учреждениями Госсанэпиднадзора), подтвержденных специальными акустическими расчетами [56].

Для понижения уровня вибраций и шума применяемого оборудования и приборов следует устанавливать его на фундамент и амортизирующую прокладку, описанные в нормативных документах. Вибрация оборудования на рабочем месте не превышает допустимой величины, установленной [57].

6.1.4 Недостаточная освещенность рабочей зоны

Большое санитарно-гигиеническое значение имеет рациональное освещение производственных помещений и территории установки. В соответствии со СНИП 23-05-95 «Естественное и искусственное освещение» в помещениях и на территории установки предусмотрено естественное и искусственное освещение. Освещенность в помещениях и наружных установках принята:

- в насосных помещениях – 30-50 люкс;
- в компрессорных помещениях – 50-70 люкс;
- в операторной – 150-200 люкс;
- территория установки – 10 люкс;
- коридоры лестничных клеток, санитарные узлы – 30 люкс;
- коридоры, переходы – 10 люкс.

Во всех производственных помещениях коэффициент естественного освещения принят не менее 1,0 из расчета бокового освещения.

6.2. Анализ опасных факторы, которые могут возникнуть при эксплуатации объекта исследования.

6.2.1. Механические опасности

Множество элементов установки гидроочистки содержат механические движущиеся части. К ним можно отнести компрессоры, насосы подачи дизельной фракции, водородсодержащего газа, пневматические приводы задвижек, вспомогательная техника и пр.

С целью предотвращения травм, получаемых от движущихся механических частей, следует проводить постоянный контроль наличия и надежности крепления ограждений (кожухов) вращающихся частей оборудования, соблюдать правила техники безопасности.

6.2.2. Термические опасности

В ходе процесса гидроочистки, газосырьевая смесь подвергается нагреву до температур, не менее 340 °С. Аппарат проходят процессы с веществами в газообразном состоянии при высоких температурах и давлениях. Присутствие на установке аппаратов и трубопроводов с высокой температурой создает опасность термических ожогов. С целью предотвращения возникновения ожогов необходимо производить контроль безупречности состояния тепловой изоляции, использования предусмотренной спец. одежды, соблюдения правил техники безопасности.

6.2.3 Электробезопасность

При движении диэлектрических продуктов, таких как газ, жидкости, нефтепродукты по стальным трубопроводам и аппаратам, создаются условия, способствующие возникновению зарядов статического электричества на установке. Во взрывоопасных производствах, связанных с применением легко воспламеняемых горючих жидкостей и газов, искровые разряды статического электричества вызывают взрывы или пожары, могут повлечь за собой аварии и несчастные случаи.

В производственных условиях накопление зарядов статического электричества происходит в следующих случаях:

- при наливке диэлектрических жидкостей в емкости "падающей" струей, при перемешивании в аппаратах с перемешивающими устройствами;
- при протекании диэлектрических жидкостей по металлическим трубам, резиновым шлангам;

- при выходе из сопел сжатых и сжиженных газов, особенно, если в них присутствуют взвешенные вещества.

Заземление аппарата, емкости, трубопровода, вентиляционного короба, кожуха термоизоляции аппарата и трубопровода, является одним из способов борьбы со статическим электричеством [55]. Наличие заземления обеспечивает отвод образующихся зарядов в землю и предотвращает накапливание до величины, при которой может произойти образование искры. Заземление осуществляется подключением аппаратов, трубопроводов, машин двумя или несколькими отводами к общему контуру заземления. Величина сопротивления заземления растеканию зарядов должна быть не более 0,5 Ом и проходить ежегодную проверку.

Металлические кожухи термоизоляции трубопроводов и аппаратов, вентиляционные короба должны иметь непрерывную металлическую связь.

Защита оборудования установки от прямых ударов и вторичных воздействий молний осуществляется устройством молниеприемника на высшей точке аппарата. Защита зданий от воздействия атмосферного электричества обеспечивается металлической сеткой, уложенной под покровный материал и заземленный в нескольких точках [55].

6.2.4 Пожаровзрывобезопасность

Потенциальная опасность технологических блоков, где обращаются взрывопожароопасные продукты, заключается в возможности разгерметизации аппаратов и трубопроводов, проливе горючих жидких продуктов, выбросе парогазовой, взрывоопасной среды.

Для предупреждения аварийной разгерметизации систем установки следует обеспечить ведение технологического процесса в соответствии с нормами режима.

Среди организационных и технических мероприятий, осуществляемых для устранения возможности пожара, выделяют следующие меры:

- эксплуатация только исправного оборудования;
- периодический инструктаж по пожарной безопасности;
- наличие ответственного за пожарную безопасность помещения;
- отключение электрооборудования, освещения и электропитания по окончании работ;
- курение в строго отведенном месте;
- содержание путей и проходов для эвакуации людей в свободном состоянии.

Для своевременной ликвидации очагов возможных загораний применяются первичные средства пожаротушения, в соответствии с [59].

Средства пожаротушения и противопожарный инвентарь в исправном состоянии и окрашен в красный цвет.

6.3 Экологическая безопасность.

6.3.1. Анализ влияния объекта исследования на окружающую среду

При эксплуатации установки происходят выделения и выбросы загрязняющих веществ в атмосферу.

Выбросы происходят в результате утечек в уплотнениях аппаратов, регулирующей, запорной и предохранительной арматуры, фланцевых соединений, периодические выбросы при капитальном ремонте установки.

Допускается временное накопление и хранение отходов на территории установки, как исключение, в следующих случаях:

- а) использование отходов в последующем технологическом цикле с целью их полной утилизации;
- б) временное отсутствие транспортных средств для вывоза.

При перевозке и захоронении отходов необходимо выполнять требования организационного положения «Порядок обращения с отходами».

В зависимости от технологии переработки нефти определяется объем образующихся сточных вод и степень их загрязненности. При авариях ремонте аппаратов, оборудования, и трубопроводов категорически запрещается сброс в канализацию нефтяных и химических продуктов, не являющихся сточными водами. При сбросе сточных вод в заводские сети канализации, контролируется содержание веществ, которые могут вызывать коррозию материала труб или их засорение и обрастание. Запрету подвергается сброс в канализацию шламов с установок .

Температура производственных сточных вод, сбрасываемых в канализацию, не должна превышать 40 С.

6.3.2. Обоснование мероприятий по защите окружающей среды.

Основными средствами защиты природной среды от вредных воздействий является применение строгого соблюдения технологического регламента, герметизации оборудования, технологическая дисциплина, применение эффективных уплотнений для насосов и фланцевых соединений.

Объемы выбросов загрязняющих веществ в атмосферу не должны превышать ПДВ, установленные для предприятия на текущий период.

В таблице 6.4 приведены образующие в производстве сточные воды и способы их утилизации.

Таблица 6.4 –Сточные воды и способ их утилизации

Наименование стока	Объем сточных вод (м3/час)	Способ утилизации	Периодичность выбросов	Место сброса	Установленная норма содержания загрязнений в стоках (мг/л)
Вода от мытья полов, промывки	5,0	Направляют ся на очистные	Постоянно	В систему промлив	Содержание нефтепродукто в не более 500

лотков и охлаждения сальников насосов		сооружения		невой канализации	мг/л
Вода от промывки и пропарки аппаратов	10,0	Направляются на очистные сооружения	1 раз в 2 года	В систему промлив невой канализации	Содержание нефтепродуктов не более 500 мг/л
Подтоварная вода	1,0	Направляются на очистные сооружения	Постоянно	В систему промлив невой канализации	Содержание нефтепродуктов не более 500 мг/л

В таблице 6.5 приведены отходы и способы их утилизации и переработки.

Таблица 6.5 – Отходы производства [65]

Наименование отхода	Место складирования	Периодичность образования	Способ утилизации
Отработанный катализатор	Выгружается в металлические бочки и отправляется в цех складирования	Не более 1 раза в 5 лет	Направляется на переработку на лицензированное предприятие

6.4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях.

Функционирование установки полностью зависимо от надлежащей работы оборудования и от непрерывной подачи сырья, топливного газа и электроэнергии. При прекращении подачи любого из данных компонентов

или отказе какой-либо части оборудования может возникнуть нарушение нормальной работы и потребность полной остановки.

Степень нарушения работы зависит от скорости обнаружения неполадки, и мер принимаемых по ее устранению.

Отказы в снабжении установки во многих случаях вызваны условиями, возникающими за ее пределами. Продолжительность таких перерывов в снабжении может изменяться, и это может решающим образом влиять на характер принимаемых мер.

Все необходимые действия персонала определяются степенью серьезности и продолжительности отказа какой-либо системы. Операторы должны заранее тщательно изучить меры, которые необходимо предпринять в таких ситуациях.

6.4.1. Анализ вероятных ЧС. Обоснование мероприятий по предотвращению ЧС и разработка порядка действия в случае возникновения ЧС

Случаи, которые вызывают нарушение технологического режима и создают угрозу вывода оборудования из строя, а также способны повлечь за собой аварию и угрожают здоровью обслуживающего персонала, квалифицируются как аварийные.

При возникновении аварийной ситуации при работе установки обслуживающий персонал обязан незамедлительно приступить к принятию соответствующих мер, оповестить диспетчера завода и руководство цеха; в случае необходимости вызывать пожарный расчет, газоспасательную службу, скорую помощь.

Ситуация на установке считается аварийной при:

1. прекращении подачи сырья на установку;
2. прекращении подачи свежего ВСГ;

3. остановке циркуляционного компрессора;
4. прекращении подачи электроэнергии;
5. разгерметизации аппаратов и трубопроводов, работающих под давлением;
6. Нарушении в системах канализации

В случаях аварий и производственных инцидентов обслуживающий персонал должен действовать согласно плану локализации аварийных ситуаций (ПЛАС).

6.4.1.1. Прекращение подачи сырья

При прекращении подачи сырья в тройник смешения происходит резкое возрастание температуры в реакторе, что влечет за собой снижение активности катализатора в результате его перегрева.

При падении расхода сырья до 40 м³/час от сырьевых насосов срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Технологический персонал обязан:

1. Продублировать остановку сырьевого насоса по блокировке. Перекрыть арматуру на сырьевом насосе и на клапанной сборке по расходу сырья в тройник смешения.

2. Произвести настройку циркуляцию ВСГ по блокам.

6.4.1.2. Прекращение подачи свежего ВСГ

Технологический персонал обязан:

1. Перекрыть арматуру на щите отдува и на приеме свежего ВСГ.

При длительном отсутствии и падении давления на блоках:

2. Остановить сырьевые насосы и закрыть выкидные задвижки.
3. Вывести установку на отдельную циркуляцию.
4. Провести газовую циркуляцию на блоках со снижением температуры.
5. Закрыть выход продукта с установки.

6.4.1.3. Остановка центробежного компрессора

При падении расхода ВСГ на блок до 16 000 нм³/час срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Технологический персонал обязан:

1. Перекрыть запорную арматуру на компрессоре.
2. Перекрыть выход с установки.
3. Наладить циркуляцию по блокам стабилизации по малому.
4. По возможности поддерживать давление на реакторном блоке.

6.4.1.4. Прекращение подачи электроэнергии

Вследствие прекращения подачи электроэнергии приводит остановка компрессоров, воздуходувок, насосов, вентиляторов. При отключении электроэнергии на один ввод срабатывает система автоматического включения резерва (АВР). Если АВР не сработала или отключаются оба ввода, технологический персонал обязан:

1. Перекрыть запорную арматуру на центральном насосе.
2. Перекрыть запорную арматуру на компрессорах.
3. Установить тумблеры всех электродвигателей в положение «выключено».

4. По возможности поддерживать давление на реакторном блоке.

6.4.1.5. Разгерметизация аппаратов и трубопроводов, работающих под давлением

Технологический персонал обязан:

1. Вызвать службы ВГСО, предупредить ВПЧ, сообщить диспетчеру.
2. Удалить из опасной зоны всех работающих.
3. Снять сырье, остановить сырьевые насосы.
4. Остановить центральные компрессоры.
5. Остановить блок, где произошла разгерметизация.
6. Отсечь задвижками дефектный участок, сбросить давление.

6.4.1.6. Нарушение в системах канализации

Обязанностью старшего оператора является уведомление диспетчера завода и дежурного цеха о принятии мер по предотвращению разлива нефтепродукта, которые содержатся в канализационных стоках. Направить сток по поверхности покрытия за границу установки путем организации валиков из песка или другого подсобного материала, настроить при помощи эжектора, гидроэлеватора перекачку сточных вод помимо места подпора. После ликвидации аварии и освобождении территории установки от стоков, проверить все приемки, каналы и откачать попавшие в них нефтесодержащие стоки.

6.5. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности.

6.5.1. Специальные правовые нормы трудового законодательства.

Для обеспечения безопасности жизни и здоровья работников в процессе выполнения трудовой деятельности применяется комплекс мер, содержащий правовые, социально-экономические, организационно-технические, санитарно-гигиенические, лечебно-профилактические, реабилитационные и иные мероприятия [68].

Обеспечение охраны здоровья и условий труда, соответствующих требованиям безопасности, изложены в Статье 37 [69] и являются незаблемыми правами граждан. На основании Конституции РФ базируется ряд законов и нормативных актов, уточняющих и расширяющих понятие охраны и защиты труда.

Значимым документом является Трудовой кодекс [68], охватывающий вопросы от правового возникновения трудовых отношения, до детального рассмотрения трудового договора, времени отдыха и профессиональной подготовки работника, охраны труда, разрешения трудовых споров и т.д. Согласно Главе 35 [68] для обеспечения контроля за соблюдением на предприятиях мер по охране труда и здоровья работников, существует ряд служб – федеральные и органы исполнительной власти субъектов РФ, а также органы местного самоуправления. Государственный надзор за исполнением трудового законодательства и иных нормативных правовых актов, осуществляют Генеральный прокурор Российской Федерации и подчиненные ему прокуроры в соответствии с федеральным законом. Кроме того, непосредственно на предприятии согласно [70] уполномоченной организацией проводится социальная оценка условий труда. Возможно создание на предприятии внутренних комиссий или комитетов на базе профсоюзов.

Правовой документ [71] конкретизирует правовые аспекты взаимоотношений работодателей и работников в области охраны труда (гарантии, права и обязанности работников; обязанности работодателей; полномочия органов государственной власти в области охраны труда и т.д.). Статья 8 [71] гласит, что рабочее место должно соответствовать требованиям

охраны труда и быть защищенным от влияния вредных и (или) опасных производственных факторов и её организация должна соответствовать правовым нормам, а также антропометрическим, социальным, психофизическим данным работника. Кроме того, работник должен быть проинформирован об условиях и охране труда на рабочем месте, о существующем риске повреждения здоровья, а также о мерах по защите от воздействия вредных или опасных производственных факторов [71].

Сохранение жизни и здоровья работника является приоритетной задачей. Для её выполнения при поступлении на работу проводится медосмотр, с целью проверки здоровья кандидата на соответствие. В соответствии с Приложением N1 данного документа, для выявления воздействия вредных факторов и вероятности развития профессиональных заболеваний, проводятся плановые медосмотры с участием врачей и проведением лабораторных исследований.

Немаловажно развитие нормативной базы охраны труда в РФ и в международном ключе. Так документ [72] является межгосударственным стандартом, и содержит практические рекомендации, предназначенные для использования всеми, на кого возложена ответственность за управление охраной труда [60].

Заключение

В результате исследования были разработаны два реактора гидроочистки дизельного топлива со стационарным и псевдоожиженным слоем катализатора.

Исходные параметры при расчете реакторов были приняты одинаковыми : производительность установки по сырью – 600 тыс. т/год, давление в реакторе – 4 МПа, кратность циркуляции водородсодержащего газа - $300 \text{ м}^3/\text{м}^3$, температура в реакторе 370-430 С

Подобранны катализаторы, ГКД-202 Новокуйбышевского завода для реактора со стационарным слоем и мелкодисперсный алюмо-никель-молибденовый для реактора с псевдоожиженным слоем.

Определен интервал скоростей устойчивого псевдоожижения: для катализатора ГКД-202 1,66 -10,056 м/с; для мелкодисперсного катализатора 0,08- 0,82 м/с.

Произведен технологический расчет основных размеров реакторов: со стационарным слоем $d = 2,4 \text{ м}$, $H = 7,8 \text{ м}$; с псевдоожиженным слоем катализатора ГКД-202 $d = 1 \text{ м}$, $H = 123 \text{ м}$; с псевдоожиженным слоем мелкодисперсного катализатора, $d = 2,2 \text{ м}$, $H = 18,3 \text{ м}$.

Для реактора с псевдоожиженным слоем мелкодисперсного катализатора, с целью предотвращения уноса твердых частиц подобран циклон диаметром 1000мм.

Проведен анализ распределения температур по высоте слоя катализатора, в реакторе со стационарным слоем температура монотонно растет, а в реакторе с кипящим слоем по всему объему устанавливается одинаковая температура.

Применение псевдоожиженного слоя в реакторе гидроочистки по сравнению со стационарным слоем дает нам следующие преимущества:

- Возможность замены катализатора без остановки процесса;
- Равномерность оптимальной температуры по всей высоте слоя

катализатора;

- Повышение эффективности контакта реакционной смеси с частицами катализатора.

Наряду с достоинствами псевдоожигенному слою свойственны и определенные недостатки.

- Объем реактора для той же массы катализатора в случае псевдоожигенного слоя больше;
- В реакторе наблюдается режим идеального перемешивания, следовательно, моделирование таких систем становится более сложным и, соответственно, усложняются проблемы масштабного перехода, промышленной реализации;
- Наличие существенного уноса частиц требует большого свободного пространства аппарата и эффективных циклонных систем

Для окончательного вывода о целесообразности применения псевдоожигенного слоя в реакторе гидроочистки дизельного топлива требуется экономическая оценка.

Список публикаций студента

1. Курзаева М. С. Моделирование реактора гидроочистки дизельного топлива / М. С. Курзаева ; науч. рук. Н. И. Кривцова // Химия и химическая технология в XXI веке : материалы XVII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, посвященной 120-летию Томского политехнического университета, 17–20 мая 2016 г., г. Томск. — Томск : Изд-во ТПУ, 2016. — [С. 35-358].

2. Курзаева М. С. Моделирование реактора гидроочистки с псевдоожиженным слоем катализатора / М. С. Курзаева ; науч. рук. — к.т.н., доцент М.А. Самборская // Химия и химическая технология в XXI веке : материалы XVIII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, 29 мая – 01 июня 2017 г., г. Томск, Томский политехнический университет. — Томск : Изд-во ТПУ, 2017. — [С. 313-556].

Список литературы

1. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. – М.: ЦНИИТЭ-нефтехим, 2000. – 224 с.
2. Ахметов С.А.. Технология глубокой переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002. – 671 с.
3. Аспель Н.Б. Гидроочистка моторных топлив/ Н.Б. Аспель., Г.Г. Демкина.-Л.: Химия, 1977.-160 с.
4. Математическое моделирование многокомпонентных химических процессов: учебное пособие / А.В. Кравцов, Н.В. Ушева, О.Е. Мойзес, А.Ф. Федоров; Томский политехнический университет – 2-е изд., – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2015. – 108 с.
5. Забродский С. С. Гидродинамика и теплообмен в псевдоожиженном (кипящем) слое. М.—Л., Госэнергоиздат, 1963.
6. Дэвидсон Дж., Харрисон Д. Псевдоожижение: Пер. с англ. - М.: Химия, 1974. - 725 с.
7. Псевдоожижение / Под ред. В. Г. Айнштейна, А. П. Баскакова. - М.: Химия, 1991. - 400 с.
8. Химия нефти и газа: учеб. пособ. для вузов /А.И. Богомолов [и др.]; под ред. В.А. Проскурякова, А.Е. Драбкина. - Л.: Химия, 1981. - 359 с.
9. Рогов, С.П. Гидрооблагораживание сернистого сырья - путь к повышению выхода и качества масел / С.П. Рогов, Е.Д. Радченко, Е.Б. Солодкова //Химия и технология топлив и масел. - 1986. - №10. - С. 2-4.
10. Внедрение процесса гидрооблагораживания сырья для производства масел / Е.Д. Радченко [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 1992. - №3. - С. 34-36.

11. А.с. 95121611 Российская Федерация, В01J23/883, А. Способ гидроочистки нефтяных фракций / С.И. Глинчак, Р.Р. Алиев, Э.Ф. Каминский, Н.А. Григорьев, В.А. Овсянников, А.П. Скибенко, Н.А. Осокина, Ю.Б. Сорокин. - 1997.

12. Получение экологически чистого дизельного топлива: гидроочистка на катализаторах серии ГКД / Р.Р. Алиев [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 1997. - №6. - С. 11-13.

13. Гидроочистка дизельного топлива на АКМ-катализаторе / В.Г. Дырин [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 1989. - №12. - С. 39.

14. Гидрообессеривание дизельных топлив и вакуумных дистиллятов на мелкогранулированных катализаторах / Л.Н. Осипов [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 1994. - №4. - С. 7-9.

15. Отечественные технологии и катализаторы гидроочистки нефтяных фракций / Н.Р. Сайфуллин [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 2001. - №2. - С. 13-15.

16. Комбинированный способ осернения катализаторов на установках гидроочистки / Н.Я. Виноградова [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 1996. - №4. - С. 26-27.

17. Овсянников, В.А. Опыт эксплуатации цеолитсодержащих катализаторов гидроочистки / В.А. Овсянников, Н.А. Григорьев, Р.Р. Алиев // Химия и технология топлив и масел. - 1996. - №5. - С. 34-35.

18. Отечественные установки гидроочистки / А.И. Ёлшин [и др.] // Химия и технология топлив и масел. - 2005. - №3. - С. 15-17

19. Дидушинский Я. Основы проектирования каталитических реакторов. М.: Химия, 1972 г. – 376 с.

20. Нагиев М. Ф. Основы разработки комплексных химических процессов и проектирование реакторов. Баку: Аз. Гос. Изд-во, 1961 г. – 490 с.
21. M. Pell, "GAS FLUIDIZATION HANDBOOK OF POWDER TECHNOLOGY, VOL. 8," Drying Technology, vol. 10, pp. 805-805, 1992/06/01 1992.
22. H. Ernst-Ulrich and W. Joachim, "Elutriation and Entrainment," in Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems, ed: CRC Press, 2003.
23. T. Baron, C. L. Briens, and M. A. Bergounou, "Study of the transport disengaging height," The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 66, pp. 749-760, 1988.
24. D. Geldart, Gas Fluidization Technology: U.M.I.
25. H.-P. Wan and C.-S. Chyang, "Transport Disengaging Height and Elutriation Rate of a Vortexing Fluidized Bed," Journal of Chemical Engineering of Japan, vol. 31, pp. 977-986, 1998.
26. E. K. Levy, H. S. Caram, J. C. Dille, and S. Edelstein, "Mechanisms for solids ejection from gas-fluidized beds," AIChE Journal, vol. 29, pp. 383-388, 1983.
27. M. Y. Large JF, Bergounou MA., "Interpretative model for entrainment in a large gas fluidized bed," presented at the International Powder Bulk Solids Handling and Processing Conference, Chicago, 1976.
28. W. Wu and P. K. Agarwal, "The Effect of Bed Temperature on Mass Transfer between the Bubble and Emulsion Phases in a Fluidized Bed," The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 81, pp. 940-948, 2003.

29. L. D. a. J. F. Richardson, " Gas interchange between bubbles and the continuous phase in a fluidized bed," Trans. Inst. Chem. Eng, vol. 44, pp. 1293-1305, 1966.
30. S. P. Sit and J. R. Grace, "Interphase mass transfer in an aggregative fluidized bed," Chemical Engineering Science, vol. 33, pp. 1115-1122, 1978.
31. D. Kunii and O. Levenspiel, Fluidization Engineering: Butterworth-Heinemann, 1991.
32. S. P. Sit and J. R. Grace, "Effect of bubble interaction on interphase mass transfer in gas fluidized beds," Chemical Engineering Science, vol. 36, pp. 327-335, 1981.
33. E. R. Gilliland, "Fluidised particles, J. F. Davidson and D. Harrison, Cambridge University Press, New York (1963). 155 pages. \$6.50," AIChE Journal, vol. 10, pp. 783-785, 1964.
34. R. a. J. R. G. Clift, " Continuous Bubbling and Slugging," in Fluidization, R. C. a. D. H. J.F. Davidson, Ed., Second Edition ed London, UK: Academic Press, 1985, pp. 73–132.
35. "Fluid Bed Design Aspects," in Fluid Bed Technology in Materials Processing, ed: CRC Press, 1998.
36. W. C. Yang, "Fluidization, Solids Handling, and Processing - Industrial Applications," ed: William Andrew Publishing/Noyes, 1998.
37. Litz, "Design of gas distributors," Chemical engineering, vol. November 13, pp. 162-166, 1972.
38. H. Kage, N. Iwasaki, H. Yamaguchi, and Y. Matsuno, "Frequency Analysis of Pressure Fluctuation in Fluidized Bed Plenum," Journal of Chemical Engineering of Japan, vol. 24, pp. 76-81, 1991.

39. S. R. Karri and W. Joachim, "Gas Distributor and Plenum Design in Fluidized Beds," in Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems, ed: CRC Press, 2003.
- 40 A. E. Qureshi and D. E. Creasy, "Fluidised bed gas distributors," Powder Technology, vol. 22, pp. 113-119, 1979.
41. P. J. Sanderson, "Experimental verification of the simplest scaling laws for bubbling beds at large scales," Doctorate of Philosophy, Department of Chemical Engineering, Monash University, 2002.
42. T. R. Blake, H. Webb, and P. B. Sunderland, "The nondimensionalization of equations describing fluidization with application to the correlation of jet penetration height," Chemical Engineering Science, vol. 45, pp. 365-371, 1990.
43. I. Tosun and M. S. Willis, "Drag stress—pressure drop relationship in filtration," Chemical Engineering Science, vol. 38, pp. 485-487, 1983.
44. C. L. Briens, M. A. Bergougnou, and T. Baron, "Reduction of particle entrainment from gas-fluidized beds. Prediction of the effect of disengagement zones," Powder Technology, vol. 62, pp. 135-138, 1990.
45. C. D. Cooper and F. C. Alley, Air pollution control: a design approach: Waveland Press, 2002.
46. R. H. Perry and D. W. Green, "Perry's Chemical Engineers' Handbook (7th Edition)," ed: McGraw-Hill, 1997.
47. D. Leith and D. Mehta, "Cyclone performance and design," Atmospheric Environment (1967), vol. 7, pp. 527-549, 1973.
48. C. B. Shepherd and C. E. Lapple, "Flow Pattern and Pressure Drop in Cyclone Dust Collectors Cyclone without Intel Vane," Industrial & Engineering Chemistry, vol. 32, pp. 1246-1248, 1940/09/01 1940.

49. R. L. M. e. al, "Improving hot gas filtration behaviour in PFBC power plants," in The 15th International conference on fluidised bed combustion, Savannah, Georgia, USA, 1999.

50. A. P. Baskakov, V. N. Dolgov, and Y. M. Goldobin, "Aerodynamics and heat transfer in cyclones with particle-laden gas flow," Experimental Thermal and Fluid Science, vol. 3, pp. 597-602, 1990.

51. ГОСТ 12.1.005-88. Система стандартов безопасности труда. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны.

52. ГОСТ 12.0.230-07. Система безопасности труда. Системы управления охраной труда. Общие требования.

53. ГОСТ 12.1.007-76 ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности.

54. Вредные вещества в промышленности. Справочник для химиков, инженеров и врачей. Изд.7-е, пер. и доп. В трёх томах. Том III. Неорганические и элементоорганические соединения / Под ред. Н. В. Лазарева и И. Д. Гадаскиной. Л.: Химия, 1977.

55. РД 34.21.122 "Инструкцией по проектированию и устройству молниезащиты зданий и сооружений"

56. Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки: санитарные нормы СН 2.2.4/2.1.8.562-96 110 утверждены Постановлением Госкомсанэпиднадзора России 31 октября 1996 г. № 36. Москва.

57. Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий: санитарные нормы СН 2.2.4/2.1.8.566-96: утверждены

Постановлением Госкомсанэпиднадзора России от 31 октября 1996 г. № 40. Москва.

58. СанПиН 2.2.4.548–96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений¹³. Санитарно-эпидемиологические правила и нормативы СанПиН 2.2.2/2.4.1340-03.

59. Федеральный закон Российской Федерации от 28 декабря 2013 г. N 426-ФЗ «О специальной оценке условий труда»

60. ГОСТ 12.1.002–84. Электрические поля промышленной частоты. Допустимые уровни и требования к проведению контроля на рабочем мест. – введ. 01.01.1986.- М.: Стандартинформ, 2009. – 7 с.

61. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны: гигиенические нормативы ГН 2.2.5.1313-03: утверждены главным государственным санитарным врачом РФ 27.04.2003. Москва.

62. Гигиенические требования к аэроионному составу воздуха производственных и общественных помещений: санитарно-эпидемиологические правила и нормативы СанПиН 2.2.4.1294-03: утверждены Главным государственным санитарным врачом Российской Федерации 18 апреля 2003г. Москва.

63. Санитарно-эпидемиологические правила и нормативы СанПиН 2.2.2/2.4.1340-03.

64. Правила по охране труда при эксплуатации электроустановок; приказ Минтруда России от 24.07.2013 N 328н, зарегистрировано в Минюсте России 12.12.2013 N 30593.

65. Санитарно-эпидемиологическое заключение «Катализатор гидроочистки ГКД-202», №63.01.06.217.П.001271.07.01 от 02.06.2001 г.

66. Приказ МЧС РФ от 18 июня 2003г.№313 «Об утверждении Правил пожарной безопасности в Российской Федерации (ППБ 01-03)».

67. Федеральный закон от 23 февраля 2013 г. N 15-ФЗ "Об охране здоровья граждан от воздействия окружающего табачного дыма и последствий потребления табака"

68. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 N 197-ФЗ (принят ГД ФС РФ 21.12.2001) (ред. от 30.12.2008)// СПС Консультант.

69. Конституция Российской Федерации (принята на всенародном голосовании 12 декабря 1993 г.) .

70. Федеральный закон Российской Федерации от 28 декабря 2013 г. N 426-ФЗ "О специальной оценке условий труда".

71. Федеральный закон от 17.07.1999 N 181-ФЗ "Об основах охраны труда в Российской Федерации" (ред. от 09.05.2005, с изм. от 26.12.2005) // СПС Консультант.

72. Межгосударственный стандарт ГОСТ 12.0.230-2007 «Система стандартов безопасности труда.

73. Приказ Минздравсоцразвития России от 09.12.2009 N 970н "Об утверждении Типовых норм бесплатной выдачи специальной одежды, специальной обуви и других средств индивидуальной защиты работникам нефтяной промышленности, занятым на работах с вредными и (или) опасными условиями труда, а также на работах, выполняемых в особых температурных условиях или связанных с загрязнением" .

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Раздел 3.3
Fluidized bed reactor

Студент:

Группа	Ф.И.О.	Подпись	Дата
2KM5A	Курзаева Маргарита Сергеевна		

Консультант кафедры ХТТ и ХК:

Должность	Ф.И.О.	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры ХТТ и ХК ИПР	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н., доцент		

Консультант – лингвист кафедры ИЯПР:

Должность	Ф.И.О.	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры иностранных языков	Сыскина Анна Александровна	к.фил.н., доцент		

3.3 Fluidized bed reactor

3.3.1 Fluidized Bed Principles

As the name would suggest, fluidized bed reactors use the principles of fluidization where gas is passed through a distributor on which granular solid materials lie (usually a catalyst) at sufficiently high speeds to suspend the solid and cause it to behave like a liquid. These properties result in many advantages, among which uniform particle distribution, gas solid contact and intense mixing, high conversion per unit mass of catalyst, uniform temperature gradient and continuous state operation [21].

Before proceeding any further, it is of the upmost importance to define the different parts of a fluidized bed reactor. At the beginning, gas is passed through a grid, also known as a gas distributor, which provides stable and even fluidization across the reactor cross-section by creating a pressure drop. A plenum chamber is usually placed under the grid in order to pre-distribute the gas uniformly before it flows through the distributor. The solids placed above the grid constitute the bed which level, also known as the bed height, may vary based on the operating conditions of the reactor; such as gas velocity, gas properties and solid properties. The vertical space above the bed height which takes the larger volume of the whole unit has the main task of preventing large amounts of the bed material from being carried out of the reactor by the gas stream.

A solid collection device such as a cyclone or filters is usually placed inside the freeboard in order to return entrained material to the bed[21]. These different sections are illustrated in Figure 1 below.

When gas flows through the bed, two distinct parts can be observed; the bubble phase and the emulsion phase. Voids, also referred to as bubbles, constitute the bubble phase and are created as a result of gas flowing through the bed. As gas velocity is increased, these bubbles often lose their shape as they move upward to

burst at the bed surface which induces particle ejection into the freeboard. The emulsion phase refers to the solid rich part of the bed. As particles are injected into the freeboard, their concentration will decay with height, as some will fall back into the bed, before becoming constant. The distance between the point where solid concentration becomes constant and the surface of the fluidized bed is referred to as the Transport Disengaging Height (TDH) [22] and is illustrated in Figure 3.3.

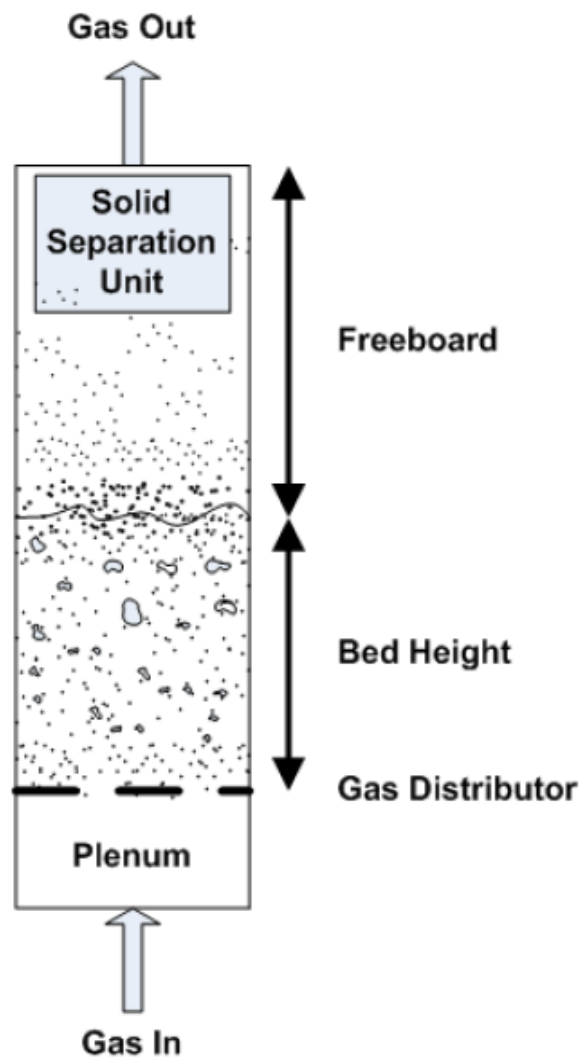


Figure 3.3- Fluid Bed Sections

As far as the designing of fluidized beds is concerned, the freeboard must be dimensioned to have a height of at least the Transport Disengaging Height . This can prove itself to be a hard task when dealing with high temperature and pressure as the determination of Transport Disengaging Height tend to be more difficult.

In the literature, two distinct TDH values have been reported depending on the type of used particles: coarse or fine. Due to their terminal velocity being larger

than the superficial gas velocity, coarse particles are ejected out of the bed by the bursting bubbles before falling back. The height they reach is referred to as the splash height or TDH(C). Fines on the other hand, have terminal velocities smaller than the gas and therefore reach more important heights which are referred to as TDH(F). In most design applications TDH(F) is simply referred to as TDH due to its higher value, and therefore this terminology will be used throughout this work.

Several research papers have been dedicated to the study and prediction of the TDH based on different influencing parameters such as the superficial gas velocity, bubble diameter, and solids and gas properties. the relationships to predict the TDH can be observed clearly in an extensive review outlined in three categories: graphical correlations, semi-empirical models, and empirical correlations[23-25].

3.3.2 Fluidization Regimes

Fluidization behaviour may differ based on the operating conditions of the reactor; such as gas velocity and gas and solid properties. Upon these observations, researchers have long established the existence of different fluidization regimes which are illustrated in Figure 3.4.

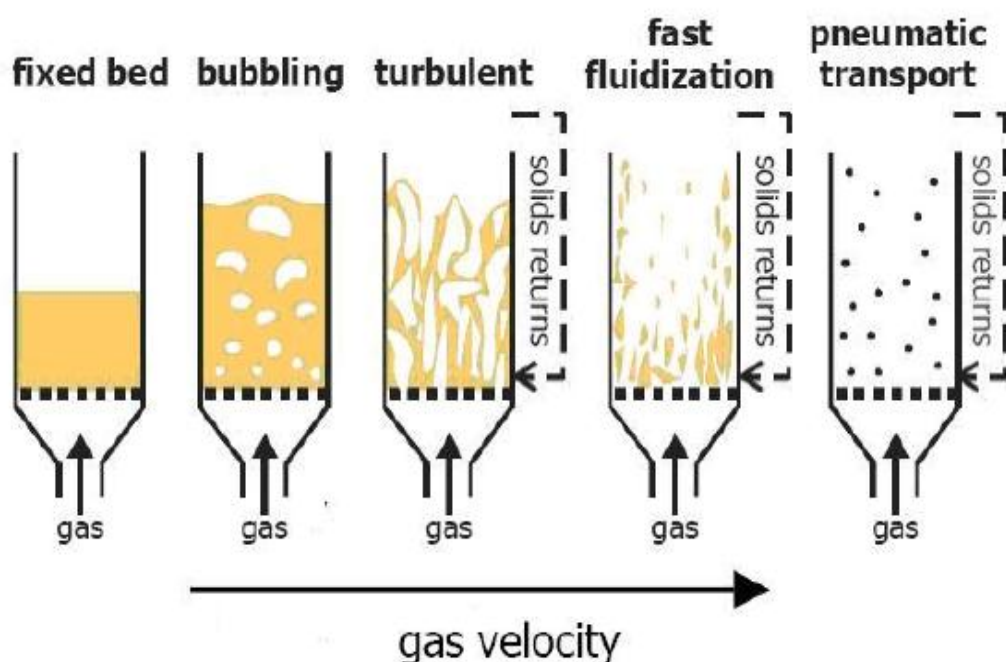


Figure 3.4- Fluidization regimes

The state of fluidization begins at the minimum fluidization velocity W_{mf} . When increasing the gas flow through the layer, there exists a velocity known as the minimum fluidization velocity, W_{mf} , at which the resulting pressure drop is high enough to lift and suspend the solids by balancing the weight of the bed.

When the gas flow is further increased, the bubbling regime is reached. This regime starts when a minimum bubbling velocity, W_{mb} , is reached, where bubbles appear and a distinction between the bubble and emulsion phase can be established. As these bubbles move upward in the bed, they tend to burst at the bed surface; ejecting particles into the freeboard.

The turbulent regime is reached when the terminal velocity of the ejected particles, W_c , is surpassed by the gas and the bed material no longer falls back as it is entrained out of the reactor. A solid particle collection device such as a cyclone or filters is usually placed at a high enough height to ensure particles recirculation and avoid depletion of the bed as the velocity is increased. Under these conditions, despite bubbles often losing their shape, beds with recognizable surfaces are referred to as turbulent fluidized beds.

The fast fluidization regime is characterized by the dominance of the gas phase as the bed level disappears due to a further increase in gas velocity. The transition velocity from the turbulent to the fast fluidization regime is referred to as the transport velocity, W_{tr} , with reactors operating under these conditions known as fast fluidization fluidized bed reactors.

Depending on the desired product or the wanted effect, fluidized bed reactors can be operated in any of the aforementioned regimes. For instance, due to many distinct advantages, turbulent fluidized bed reactors are sometimes preferred to both bubbling and fast fluidization reactors because of their dynamic gas-solids contacting, high solids holdup, high exchange rate of the gas between the void and the emulsion phases, and relative spatial uniformity in flow properties. Industrial examples include Fischer-Tropsch synthesis, acrylonitrile production .

3.3.3 Effects of Particle Size and Density

The behaviour of fluidized solids have been divided into four groups by Geldart (1973) based on the difference in density between the fluidizing gas and the used particles, $(\rho_p - \rho_g)$ and by the mean particle size d_p as illustrated on Figure 3.5.

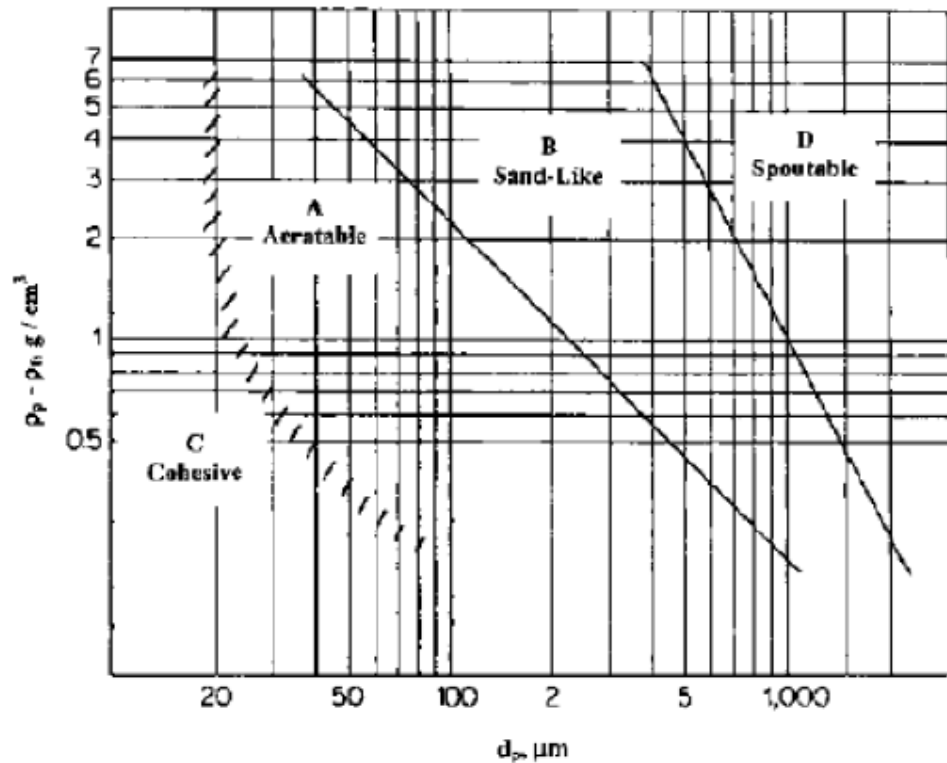


Figure 3.5- Geldart Particles

Geldart C Particles : This group is characterized by cohesive or very fine particles (usually less than 20 microns). Due to their large surface area combined with low mass, interparticle forces tend to be greater than those resulting from the action of the gas which in turns renders fluidization extremely difficult. As a result, particles fail to flow in a manner that produces bubbles and the bed is unable to expand.

Geldart A Particles: In this group, particles with a small mean particle size or/and low particle density. In fact, manufactured catalysts often belong to this group with particle sizes ranging from 20 to 100 microns. Due to the slightly cohesive structure of these particles, gas velocity must be increased beyond W_{mf} in order for bubbles to occur.

Geldart B Particles: These particles are characterized by being like sand with a mean particle diameter of about 150 microns. Due to the non cohesiveness of these particles, bubbles appear as soon as fluidization starts (ie $W_{mf}=W_{mb}$) shifting the bed behaviour to the bubbling regime.

Geldart D Particles: These are large and/or dense particles in the order of 1 or more millimetres. When velocity is increased, a jet is formed in the bed creating a spouting motion.

3.3.4. Solid Mixing and Entrainment

In most fluidized bed applications, the freeboard occupies the largest volume of the reactor and thus particular care must be taken when designing it. As the freeboard has the main task of preventing large amounts of the bed material from being carried out of the reactor by the gas stream, understanding solid entrainment above the bed (the flux of solids carried out of the fluidized bed by the gas) is fundamental in the sizing of this section. Furthermore, understanding the influence of the freeboard diameter, particle properties and operating conditions can play a fundamental role in the design of the solid separation unit that will be installed.

After ejection of the particles into the freeboard, their velocity will gradually decelerate which would lead to one of two scenarios: the solids will either be entrained out of the reactor or will fall back into the bed.

The most generally used model to predict the entrainment rate was created by Large et al (1976) [27]. According to Large et al, modelling of the entrainment flux, for a given particle size, consists of the addition of two fluxes. The first flux involved in the modelling of the total entrainment according to Large et al is that of the continuously flowing solids from the bed surface to the outlet of the reactor, also known as the elutriation flux.

The second flux involved in the modelling of the total entrainment according to Large et al is that of the solids which tend to fall back into the bed.

Furthermore, Large et al reported that the bed surface flux decreases exponentially with increasing height above the bed surface. Despite agreement

between researchers on the format of the model of Large et al, developing suitable correlations to predict both the elutriation flux and the bed surface flux remains an area of dispute due to the influence of pressure and temperature on entrainment .

3.3.5. Mass Transfer in Fluidized Beds

As explained earlier, when gas flows through the bed, two distinct parts can be observed; the bubble phase and the emulsion phase. As opposed to gas-liquid systems, an interchange of gas occurs between the bubble and dense phase; a phenomena that many have tempted to describe. In fact, this inter-phase mass transfer have been reported to influence the reaction rate per unit bed volume as well as process efficiency by reducing the bypassing of unreacted gas in the bubble phase to the freeboard [28].

In the literature, mass exchange has been measured experimentally by varying tracer concentration with time and analyzing the results for two cases: single bubbles and freely bubbling beds.

In case of single bubbles, they are introduced in a fluidized bed with a known concentration of a non-reactive tracer. By measuring the concentration, a differential mass balance can be performed relating the concentration of the tracer in the bubble and emulsion phase, and the vertical location [29, 30].

In case of freely bubbling beds, the tracer is introduced as a step-input or pulse with its concentration measured above the point of injection. An issue however that has been highlighted when using this method is the absence of a universally acceptable hydrodynamic model since a suitable one has to be used to analyse the measured response.

Several researchers using the freely bubbling beds and the single bubble methods have developed expressions for the estimation of the interphase mass exchange coefficient [31, 32]. Sit and Grace (1981) [32] reviewed some of the available expressions and classified them into three groups of models: 1- Diffusion controlled models, 2- Additive convective and diffusive transfer models, 3- Interaction models.

In diffusion controlled models, diffusion across the cloud boundary is assumed to be solely controlling the interphase mass transfer. These models were reported to consistently underestimate the overall mass transfer by an order of magnitude.

In additive convective and diffusive transfer models, two mechanisms are reported to control mass transfer: 1- diffusion, and 2- convection or bubble “throughflow”. These two mechanisms are each evaluated and then summed. Sit and Grace reported that these models seemed to correctly evaluate mass transfer coefficient with respect to experimental values.

In interaction models, diffusion, and convection are also assumed to control mass transfer. In this case, the main difference lies in the assumption that both diffusive and convective mass transfer interact and therefore the overall mass transfer coefficient can be less than the sum of the two effects in isolation. This method, despite yielding great results for some cases, seems to lack consistency over the whole range of particle size examined.

The most commonly used additive convective and diffusive transfer model was developed by Davidson and Harrison (1963) [33] who obtained an expression for mass interchange coefficient per unit bubble volume.

$$K = 4.5 \left(\frac{W_{mf}}{d_b} \right) + 5.85 \left(\frac{D^{0.5} g^{0.25}}{d_b^{1.25}} \right)$$

Where K is the interchange coefficient, W_{mf} is the minimum fluidization velocity, d_b is the bubble diameter and D is the molecular diffusivity of the gas. The diffusive transfer is illustrated by the second term on the right-hand side of equation, while the convective transfer is represented by the first term.

$$K = \frac{2W_{mf}}{d_b} + 6.77 \left(\frac{D \cdot \epsilon_{mf} \cdot W_b}{d_b^3} \right)^{1/2}$$

Where W_b is the bubble velocity, ϵ_{mf} is the voidage at minimum fluidization and W_{mf} is the minimum fluidization velocity.

Thus, it is clear that the overall transfer coefficient K is directly related to bubble diameter in both models. In the following section, the three bubble size correlation studied thus far will be again used to illustrate the effect of pressure, temperature and velocity on the overall mass transfer coefficient. The model of Clift and Grace (1985)[34] will be used in order to compute the bubble velocity:

$$W_b = \left\{ \begin{array}{ll} 0.711\sqrt{g \cdot d_b} & \text{for } d_b \leq 0.125D \\ 0.803\sqrt{g \cdot d_b} \exp\left(-\frac{d_b}{D}\right) & \text{for } 0.125D_t < d_b \leq 0.6D \\ 0.35\sqrt{g \cdot D} & \text{for } d_b > 0.6D \end{array} \right\}$$

3.3.6. DESIGN OF THE FLUIDIZED BED REACTOR

3.3.6.1 Operating and Design Conditions

If we start describing the different parts of a fluidized bed reactor by following the path of the gas, the first section that we will encounter is the plenum chamber or the wind box located under the distributor plate.

The purpose of this section is to pre-distribute the gas uniformly before it passes the distributor plate [35]. Based on the location of the gas inlet into the wind box, certain design maybe preferred over others [36]. Litz (1972) [37] developed correlations for horizontal and vertical gas entries. He suggested that the high-velocity gas stream entering the plenum channel horizontally expands as a conically-free flow until it dissipates, hits the opposite wall, or have its upper edge strike the bottom of the distributor plate which can cause maldistribution. In case of vertical entry through a nozzle centered in the bottom, the high velocity gas stream would also expand as the conically-free flow, until it vanished itself, have its diameter coincide with the vessel diameter or hit a central portion of the plate

causing maldistribution. To ensure uniform distribution of gas entry point, gas must be separated from the distribution plate at a distance H_{plenum} on the basis of criteria presented in table 3.1.

Table 3.1- Plenum Design Equations

Gas Entry	Condition	Equation
Horizontal	$D_{\text{entry}} > D_{\text{plenum}}/100$	$H_{\text{plenum}} = 0.2D_{\text{plenum}} + 0.5D_{\text{entry}}$
	$D_{\text{entry}} < D_{\text{plenum}}/100$	$H_{\text{plenum}} = 18D_{\text{entry}}$
Vertical	$D_{\text{entry}} > D_{\text{plenum}}/36$	$H_{\text{plenum}} = 3(D_{\text{plenum}} - D_{\text{entry}})$
	$D_{\text{entry}} < D_{\text{plenum}}/36$	$H_{\text{plenum}} = 100D_{\text{entry}}$

Litz used the assumption that gas enters the plenum chamber with an angle of about 10 deg. The importance of plenum design has long been debated. While many believe that plenum design might not be critical if the bed-pressure-drop-to-grid-pressure-drop ratio is high enough [36], others such as Kage et al (1991) [38] believe that it plays a critical role as it can be used to predict bubble formation and eruption.

Distributor Design

Once the gas is pre-distributed uniformly in the wind box, it passes the distributor plate.

In a fluidized bed reactor, the gas distributor or grid, serves many purposes and its design is often a key component for hydrodynamic studies. While having to provide stable and even fluidization across the reactor cross-section, the distributor must also minimize attrition of the solids and prevent them from falling into the wind box beneath. The distributor must also be capable of supporting the bedweight during shutdown and start-up [36]. Before getting into the specific design criteria, it is important to define some of the fundamental properties of gas distributors.

Many different distributor models exist today with some used more than others depending on the reactor operating variables. Nonetheless, all distributors can be

divided into three types depending on the direction of the gas inlet: upwardly, laterally, or downwardly.

The most common type of distributor is the perforated plate which has an upwardly-directed flow [39]. Although used in many applications because of its simple fabrication, low price and easy design, the perforated plate was proven on many occasions to allow bed weepage to the wind box. While laterally and downwardly directed flow distributors, such as bubble cap or spargers, have been used to reduce weepage, their higher price has always been a major disadvantage [21].

The design of a bubble cap distributor will be presented in the following section along with a detailed design procedure.

Distributor pressure drop

Many variables have to be considered when designing a distributor plate. The first and upmost important variable is the pressure drop across the distributor, commonly known as ΔP_d . As explained earlier, fluidization occurs when a pressure drop is high enough to lift and suspend the solids by balancing the weight of the bed. This pressure drop must also be sufficient in order to provide equal distribution of gas flow through all pores and prevent temporary orifice blockage. One can therefore understand that a minimum pressure drop must exist across the distributor in order for the aforementioned conditions to be met. In most design books [21, 39], the pressure drop across the distributor is expressed as follows

$$\Delta P_d \geq K \Delta P_b$$

Where K is the grid pressure drop coefficient and ΔP_b is the pressure drop across the bed which is a function of the minimum bed height- $L_{\min b}$, the solid density- ρ_b , and the minimum bed voidage- $\epsilon_{\min b}$, defined as:

$$\Delta P_b = g \times \rho_b \times L_{\min b} (1 - \epsilon_{\min b})$$

Many researchers have tried to identify the value of K and have concluded that it depends on different factors such as the distributor type, the reactor diameter, the minimum bed height, etc.

The most common value of K that can be found in the literature [39] is that of Zenz (1969) who recommends the attitude of the distributor to the pressure drop in the layer was be 0.3 for bubbling fluidized beds with upwardly and laterally directed flow and 0.1 for downwardly directed flow .

Quershi and Creasy[40] on the other hand reported that for pilot scale reactors, K tends to be a lot smaller. Using values obtained from prototypes and pilot scale plants, they found that in order for all holes to be operational, the pressure drop should obey the following rule for Geldart B:

$$\frac{\Delta P_d}{\Delta P_b} \geq 0,01 + 0,2(1 - \exp\left(\frac{-0,5D_t}{L_{\min b}}\right))$$

With the value of K now known, it is important to correlate the pressure drop across the distributor to some of the fundamental design variables such as the number of holes, hole diameter, operating conditions, etc... in order to be able to design the most flexible distributor for our operating range.

In order to relate the number of holes with the pressure drop across the distributor, the first variable to consider is the gas velocity, W_h , across one hole:

$$W_h = C_D \sqrt{\frac{2\Delta P_{grid}}{\rho_g}}$$

C_D is the discharge coefficient which can be found graphically to be about 0.6 for a shape edged orifice. However, since grids are not shaped-edged, C_D has a higher value of about 0.8 [38].

The second variable to consider is the volumetric flow rate of the gas, Q , which can be expressed as a function of the number of holes, N , hole diameter, d_h , and the gas velocity W_h as follow:

$$Q = N \frac{\pi d_h^2}{4} W_h$$

By combining this relation with the definition of the gas velocity across one hole, we can obtain a relation for the pressure drop across the distributor with respect to the operating variables.

$$\Delta P_d = \left[\frac{4Q}{N\pi d_h^2 C_D} \right]^2 \left(\frac{\rho_g}{2} \right)$$

Since temperature, pressure and gas velocity will be varied depending on the intended experiment, it is fundamental to know how each of the variables in this equation is affected by the operating conditions.

While Q is directly proportional to the velocity, the gas density, ρ_g , is proportional to pressure and inversely proportional to the temperature. One can therefore conclude that the pressure drop across the distributor, ΔP_d , is proportional to the pressure, the square of the speed, and inversely proportional to the temperature.

Using this equation, the value of d_h or N can be found by fixing the other. However, in order to do so, it is important to be aware of any existing restrictions on the number of holes and hole diameter.

Concerns regarding hole diameters differ based on the nature of the used distributor. For bubble cap distributors, in order to ensure that the pressure drop across the header is at an acceptable level, the following criteria should be met [39]:

$$\left(\frac{D_h^2}{N_h d_h^2} \right)^2 > 5$$

Where D_h is the diameter of the header.

Bubble cap distributor dimensioning and spacing

Very limited information exists on the exact equations used in the sizing of bubble cap distributors, with most researchers basing their design on previous existing models. Sandersson (2002) [41] wrote in his thesis that for comparison of results, distributors must be geometrically similar. The schematics of the bubble cap distributor currently used in our laboratory can be found in Figure 3.6 below.

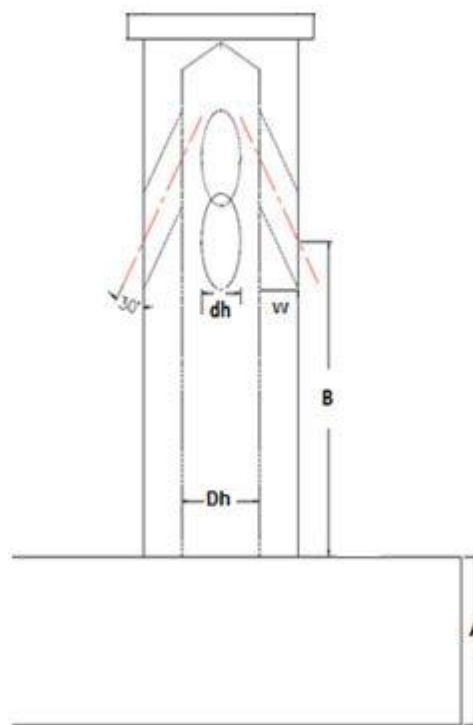


Figure 3.6- Schematics of bubble cap distributor

Despite the remark of Sandersson, multiple variables such as the plate thickness, the distance between the bubble caps and the wall, and the holes of the distributor cannot be designed simply by geometric similarities and require different design techniques due to their dependency on temperature, pressure and velocity. Therefore, in order to design our new bubble cap distributor, a procedure

must be developed for each of these variables in addition to that of d_h and D_h discussed earlier.

Bubble cap spacing

The manner in which the gas flows through the distributor can have a significant impact on its design. Gas flowing from the holes is usually in the form of a continuous jet. The jet length is important in order to determine how far to keep internals and minimize erosion. Karri (1991) [31] noted that the jet penetrations for various orientations at both ambient and extreme conditions can be approximated by:

$$L_{up} \sim 2 L_{hor} \sim 3 L_{down}$$

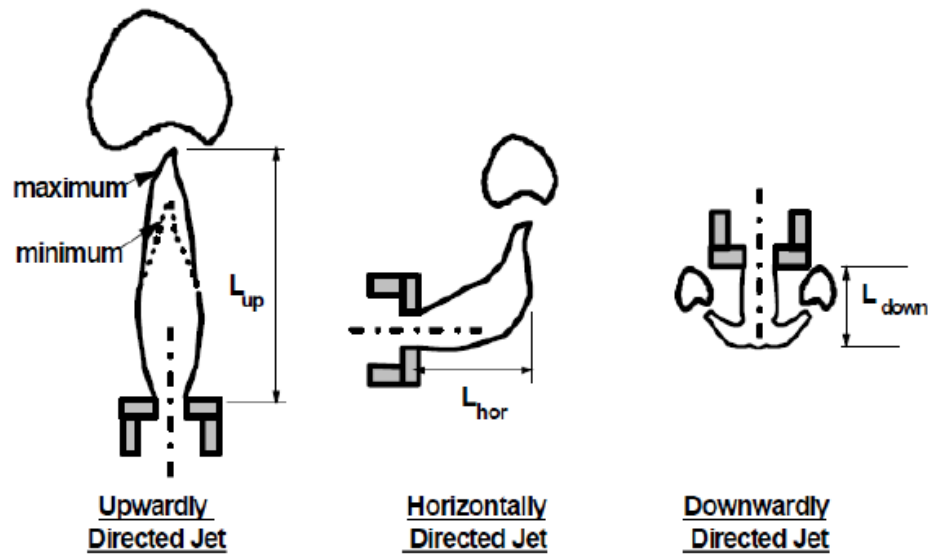


Figure 3.7- Jet configurations

Many different correlations have been developed over the years for different orientations and operating conditions. One correlation that is of great interest to this design is that by Blake et al (1990) [42] for upwardly directed jets which are applicable for high temperature (20-700 °C), high pressure (1, 3, 4-51 atm) and for Geldart A, B and D particles.

$$\frac{L_{up}}{d_h} = 110 \left(\frac{W_h^2}{g d_h} \right)^{0,304} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0,513} \left(\frac{\rho_s W_h d_p}{\mu} \right)^{-0,189}$$

This correlation is for upwardly directed jets, a combination with the relation of Kari (1991) described earlier, can provide results for all jet configurations.

Consequently, knowing the holes diameter and height can lead to the determination of the required spacing between each cap and the wall to minimize erosion by using simple geometry.

Plate thickness

The plate should be able to carry the weight of the solids during start-up and shutdown, and handle the maximum pressure drop during operation. The thickness calculations will be performed based on which ever of these two applied forces is higher.

The force due to the weight of the solids, W , can be calculated by:

$$W = \rho_p L_{mf} A (1 - \varepsilon_{mf}) g$$

The force due to the pressure drop, $F_{\Delta P}$, can be calculated by:

$$F_{\Delta P} = \Delta P_d A$$

Several methods exist in order to determine the minimum required plate thickness to support this load, two of which are presented below.

The first method was developed for perforated plates used in shell and tube heat exchangers :

$$t_p = C_{ph} D \sqrt{\frac{\Delta P_d}{\lambda f_p}}$$

Where λ is the ligament efficiency which represents the material between the holes that holds them together: $\lambda = (L_h - d_h) / L_h$

f_p is the maximum allowable design stress for the plate which can be approximated by (1-3.5) times of the yield strength [46].

C_{ph} is the design factor which depends on the edge support of the grid (clamped, supported, etc.) and can be approximated to 0.4 for clamped plates [46].

The second method used was developed for circular supported plates .

$$\sigma = \frac{3\Delta P_d r^2 (3 + \nu)}{8t_p^2}$$

Where r is the plate radius, ν is Poisson's ratio, and σ , the applied stress on the plate. This equation can be applied with the yield strength of the plate material in order to determine the minimum required thickness to avoid any permanent deformation.

For safety purposes, the largest thickness obtained, using both methods, will be chosen in the design.

3.3.6.2. Particle Separation

Once the gas is uniformly injected into the reactor by the distributor plate, fluidization starts. As mentioned earlier, bursting of bubbles at the surface of the bed ejects particles into the freeboard to various heights. In order to prevent the bed from being depleted, a solid collection device is usually placed inside the freeboard so that entrained material can be returned to the bed. Two types of gas-particle separation units are often recommended in the literature; these are cyclones and filters. Cyclones have been globally renowned because of their simple structure, low cost and ease of operation despite their low efficiencies for small particles. Filters have emerged as a promising technology for the separation of small particles. Therefore, in order to allow flexibility of reactor, an internal cyclone and filter are placed in series in the freeboard as illustrated in Figure 3.8.

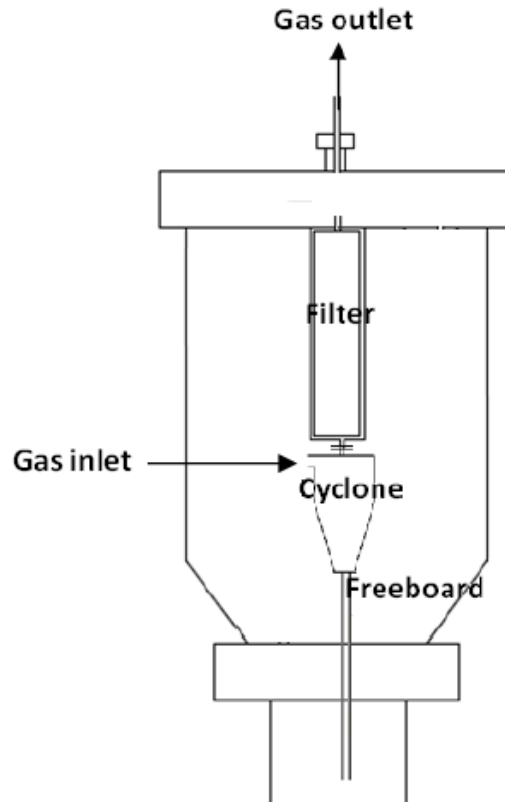


Figure 3.8- Cyclone and filter disposition in the freeboard

A review on both cyclone and filters is presented below, along with their design procedure.

However, before presenting these design procedures, it is important to introduce another variable, the dust concentration, c (g/m³), which is fundamental in the design of both cyclone and filter.

Dust loading

As we recall, W_{tr} is the entrainment rate which can be calculated based on several parameters. To reduce the number of captured solid particles out of the reactor, in addition of having a particle separation device, a common practice is to increase the diameter of the freeboard [44]. As observed by Smolders and Baeyens (1997), increasing the freeboard diameter reduces the gas velocity by a factor $(D_t/D_{fb})^2$. This reduction in velocity leads to a significant reduction of the entrainment flux.

Using the relation by Smolders and Baeyens (1997), it is possible to obtain an equation that relates the dust load, c , the entrainment rate, W_{tr} , the reactor diameter, D_t , and the freeboard diameter, D_{fb} , as follows:

$$c = \frac{W_{tr}\rho_g}{W} \left(\frac{D_t}{D_{fb}} \right)^2$$

Cyclones

A gas cyclone is a gas-particle separation device where the gas-solid stream is introduced tangentially into a cylindrical body, therefore creating a vortex which in turns pushes any particle denser than the carrier gas towards the walls of the cyclone while the gas exits at the top. A typical cyclone separator can be viewed in Figure 3.9.

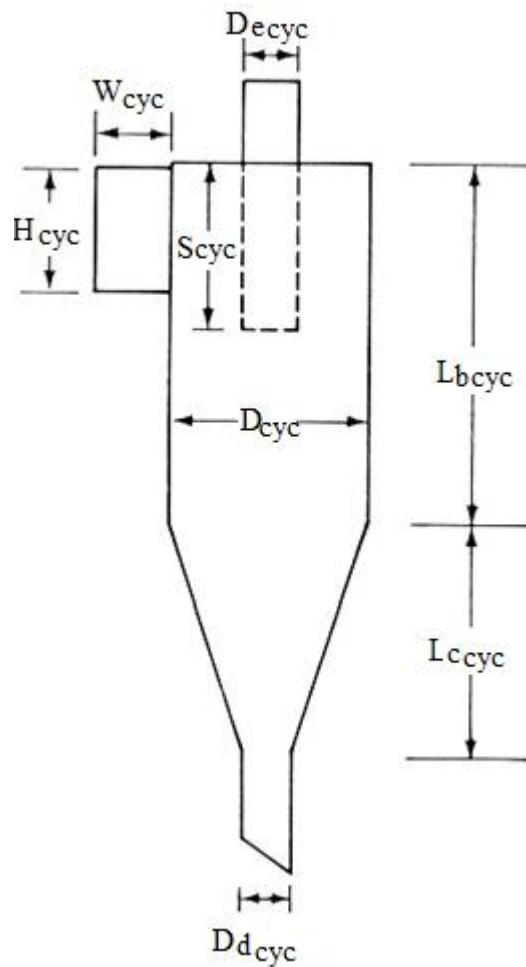


Figure 3.9- Typical cyclone configuration.

Several cyclone models have been reported in the literature [45,56] with the most common listed in table 3.2.

Table 3.2- Most common cyclone dimensions

		High Efficiency		Conventional		High Throughput	
Model number		(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
Body Diameter	D_{cyc}/D_{cyc}	1	1	1	1	1	1
Height of Inlet	H_{cyc}/D_{cyc}	0.5	0.44	0.5	0.5	0.75	0.8
Width of Inlet	W_{cyc}/D_{cyc}	0.2	0.21	0.25	0.25	0.375	0.35
Diameter of Gas Outlet	D_{ecyc}/D_{cyc}	0.5	0.4	0.5	0.5	0.75	0.75
Length of Vortex Finder	S_{cyc}/D_{cyc}	0.5	0.5	0.625	0.6	0.6	0.875
Length of Body	L_{bcyc}/D_{cyc}	1.5	0.4	2	1.75	1.5	1.7
Length of Cone	L_{ccyc}/D_{cyc}	2.5	2.5	2	2	2.5	2
Diameter of Dust Outlet	D_{dcyc}/D_{cyc}	0.375	0.4	0.25	0.4	0.375	0.4

As can be clearly seen, all cyclone dimensions are directly related to the cyclone body diameter, D_{cyc} . In order to determine this diameter so as to design the most efficient cyclone, several key parameters must be calculated.

The pressure drop across the cyclone is often regarded as one of the most important performance parameters as it is directly related to the separation efficiency.

Generally, the pressure drop is defined as the difference of static pressure between the inlet and the outlet of the cyclone and is usually related to the square of the gas flow rate by a dimensionless group referred to as the Euler number, e .

$$\Delta P_{cyc} = 8\rho_g e \left(\frac{Q}{\pi D_{cyc}^2} \right)^2$$

The Euler number, also known as the resistance coefficient, represents the ratio of pressure to inertial forces acting on the gas flow and is constant for a given cyclone geometry or design. e is usually measured experimentally with clean air; however, in case of the lack of test data, different correlations exist in the literature.

Leith and Mehta [47] reviewed several theoretical expressions and concluded that the correlation by Shepherd and Lapple [48] (given below) was the best available due to its simplicity and high accuracy.

$$e = \pi^2 \left(\frac{D_{cyc}}{L_{cyc}} \right) \left(\frac{D_{cyc}}{H_{cyc}} \right) \left(\frac{D_{cyc}}{D_{e\ cyc}} \right)^2$$

Interestingly, Eu tends to decrease when significant amounts of solids are present. In order to account for this effect, several researchers have tempted to develop correlations relating Eu with the dust concentration, c (g/m³). According to Romeo et al [49], the best available method to account for dust loading was developed by Baskakov et al (1990) [50] and is presented below.

$$e = e_c \left(\frac{1}{3,1c^{0,7}} + 0,67c \right)$$

Filters

The most important parameter in gas-solid filters is the pore size which is directly proportional to filter efficiency. Coagulation of particles and filter cake, have also been reported to affect filter efficiency.

It is however important to note that due to the high temperature nature of our reactor, very few information have been reported in the literature regarding gas-solid filters at elevated temperatures.

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

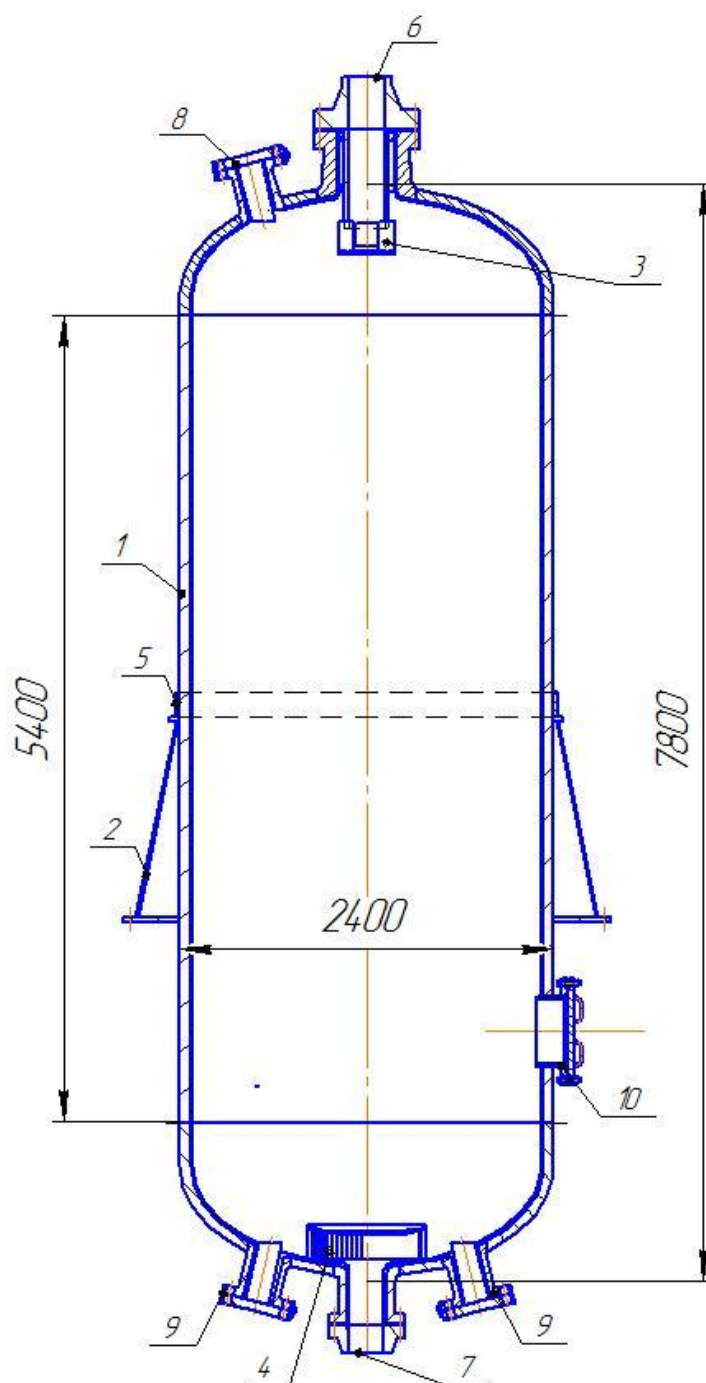


Рисунок П.1 Реактор со стационарным слоем катализатора.

1-корпус реактора, 2- опора, 3- распределитель, 4- сборник, 5-опорное кольцо, 6-штуцер входа продукта, 7-штуцер выхода продукта, 8-штуцер загрузки катализатора, 9- штуцер выгрузки катализатора, 10- люк-лаз.

ПРИЛОЖЕНИЕ В

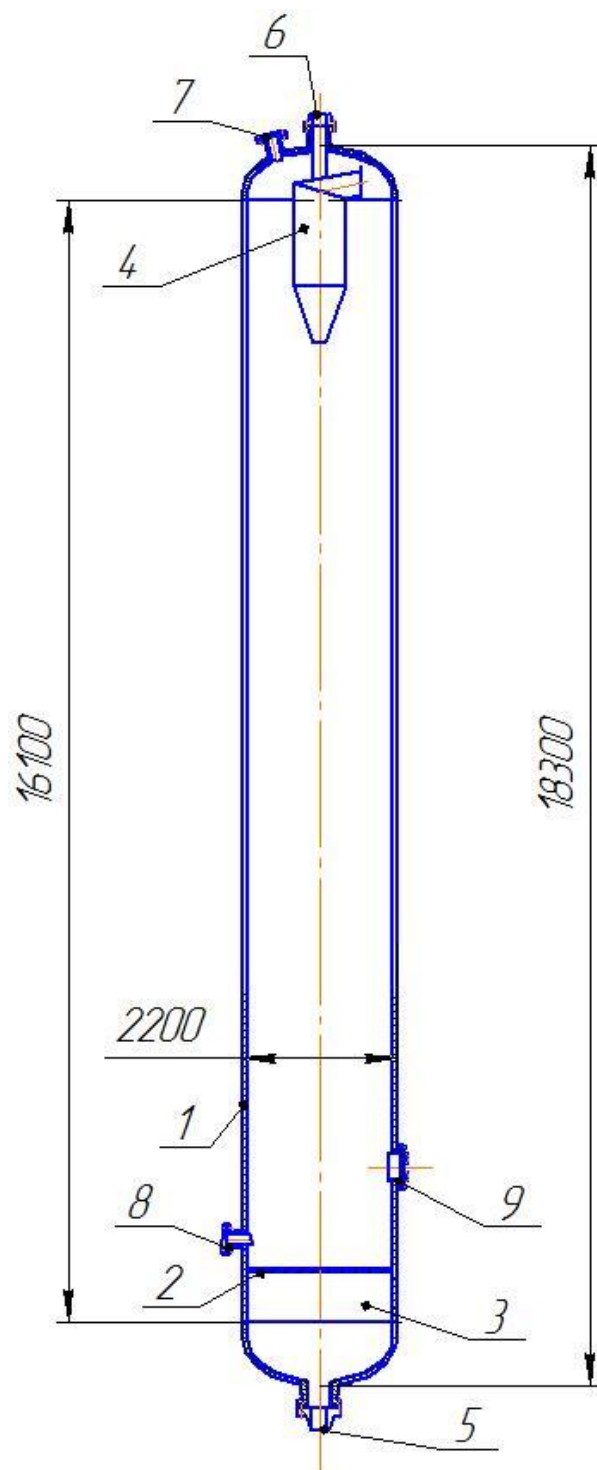


Рисунок П.2 Реактор с псевдоожиженным слоем катализатора.

1-корпус реактора, 2-распределительная решетка, 3- воздушная камера, 4-циклон, 5-штуце входа сырья, 6-штуцер выхода продукта, 7-штуцер загрузки катализатора, 8-штуцер выгрузки катализатора, 9- люк-лаз.