

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего
образования «Казанский государственный энергетический университет»

На правах рукописи



Шагиева Гузель Камилевна

**ЭНЕРГОМАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ И
МОДЕРНИЗАЦИЯ АППАРАТОВ ОЧИСТКИ ВОДЫ ОТ
РАСТВОРЕННЫХ ГАЗОВ НА ТЭС**

05.14.14 – Тепловые электрические станции,
их энергетические системы и агрегаты

диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель –
доктор технических наук,
профессор Лаптев А.Г.

Казань – 2018

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	5
ГЛАВА 1. АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АППАРАТОВ ОЧИСТКИ ВОДЫ ОТ КОРРОЗИОННО-АКТИВНЫХ ГАЗОВ НА ТЭС	11
1.1 Коррозия оборудования на тепловых электрических станциях.....	11
1.2 Сущность термической деаэрации воды.....	14
1.3 Классификация термических деаэраторов.....	19
1.4 Классификация декарбонизаторов.....	22
1.5 Математическое описание процессов термической деаэрации и декарбонизации воды.....	24
1.6 Способы организации взаимодействия фаз в термических деаэраторах и декарбонизаторах.....	29
Выводы по 1 главе.....	33
ГЛАВА 2. МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПЛЕНОЧНЫХ НАСАДОЧНЫХ И БАРБОТАЖНЫХ ДЕКАРБОНИЗАТОРОВ И ДЕАЭРАТОРОВ	34
2.1 Теоретические основы моделирования тепломассопереноса в газожидкостных средах.....	34
2.2 Определение эффективности колонн с регулярными и нерегулярными насадками.....	39
2.3 Барботажные аппараты.....	58
2.4 Модели тепло- и массообмена в деаэраторном баке.....	62
2.5 Математическая модель теплоотдачи в пленочных десорберах.....	71
2.5.1 Зависимость теплофизических свойств воды от температуры.....	71
2.5.2 Определение коэффициентов теплоотдачи в турбулентной пленке.....	78

2.5.3 Примеры расчетов коэффициента теплоотдачи в турбулентной пленке.....	83
Выводы по 2 главе.....	89
ГЛАВА 3. СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ЭНЕРГОМАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ АППАРАТОВ.....	91
3.1 Определение эффективности пленочных контактных устройств с шероховатыми стенками при сильном взаимодействии фаз.....	91
3.2 Определение эффективности вихревого трубчатого контактного устройства.....	96
3.3 Показатель энергоэффективности пленочных декарбонизаторов и деаэраторов при сильном взаимодействии фаз.....	102
3.4 Сравнение разных способов организации процессов при удалении коррозионно-активных газов из воды.....	109
3.4.1 Расчет эффективности очистки воды от диоксида углерода и показателя энергоэффективности при гравитационном течении пленки жидкости в трубах.....	109
3.4.2 Расчет эффективности очистки воды от диоксида углерода и показателя энергоэффективности в насадочном аппарате.....	113
3.4.3 Расчет эффективности очистки воды от диоксида углерода и показателя энергоэффективности при сильном взаимодействии фаз в трубах.....	119
3.4.4 Сравнительные характеристики рассмотренных аппаратов.....	122
Выводы по 3 главе.....	125
ГЛАВА 4. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ДЕАЭРАТОРОВ И ДЕКАРБОНИЗАТОРОВ (СХЕМЫ МОДЕРНИЗАЦИИ).....	127
4.1 Деаэрация воды по схеме «турбулентное массообменное прямоточное устройство – деаэратор».....	127

4.2 Очистка воды в двухзонном декарбонизаторе.....	134
4.3 Секционирование деаэрационного бака.....	135
4.4 Модернизация установки для деаэрации воды на Казанской ТЭЦ-2.....	139
Выводы по 4 главе.....	141
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	143
ЛИТЕРАТУРА.....	146
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	165

ВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. Защита металла от коррозии на ТЭС является важной задачей. Коррозия металла приводит к снижению срока эксплуатации оборудования, преждевременному выходу из строя, а в следствии, к аварийным остановам, снижению выработки тепловой и электрической энергии, к простоям оборудования, что отрицательно сказывается на работе станции в целом и приводит к снижению ее конкурентоспособности на оптовом рынке электрической энергии и мощности.

Оборудование ТЭС в большей степени подвержено коррозии в виду присутствия в цикле вод, содержащих растворенные кислород, диоксид углерода, кислоты, щелочи, хлориды, сульфаты. Усугубляет ситуацию работа при высоких температурах и давлении.

На ТЭС аппаратами для очистки воды от коррозионно-активных газов, как правило, являются декарбонизаторы и деаэраторы. В настоящее время на рынке представлено большое многообразие аппаратов данного типа. Однако, данный факт и затрудняет их выбор. Поэтому исследования, с применением моделей и методов расчета эффективности работы аппаратов по очистке воды от растворенных газов, а также научно-технические решения по модернизации являются актуальными для ТЭС.

Несмотря на большой интерес ученых к данной тематике задачи математического моделирования и повышения эффективности работы термических деаэраторов и декарбонизаторов являются недостаточно разработанными, особенно с новыми контактными устройствами.

Работа выполнена в рамках гранта Президента РФ в научной школе Лаптева А.Г. НШ-9771.2016.8 в области знания «Технические и инженерные науки», а также в рамках научного проекта РНФ 18-79-10136 «Теоретические методы моделирования и разработки энергоэффективных импортозамещающих аппаратов очистки и глубокой переработки углеводородного сырья на предприятиях ТЭК».

Степень научной разработанности проблемы. Разработкой математических моделей деаэрационных установок занимаются ученые не один

десяток лет. Десорбцию свободного диоксида углерода и растворенного кислорода исследовали Кутателадзе С.С., Боришанский В.М., Исаченко В.П., Захаров А.А., Черная Р.Г., Кутепов А.М., Шарапов В.И., Барочкин Е.В., Галустов В.А., Ненаездников А.Ю., Горшенин С.Д., Коротков А.А., Ледуховский Г.В., в рамках научной школы профессора Лаптева А.Г. аспиранты – Долгов А.Н. и Шакирова А.Х.

Приоритетным направлением развития энергетики является повышение эффективности работы оборудования ТЭС, в том числе термических деаэраторов и декарбонизаторов. За последние десятилетия созданы различные конструкции деаэраторов и декарбонизаторов и математические модели к ним. Однако методик расчета энергомассообменной эффективности в зависимости от конструкции термических деаэраторов и декарбонизаторов не приводится, также как и сравнительных характеристик аппаратов с разным способом организации межфазной поверхности при взаимодействии жидкости и газа (пара) представлено в работах авторов не в полном объеме, особенно для новых контактных устройств.

Цель работы – с применением методов математического моделирования получить сравнительные характеристики энергомассообменной эффективности очистки воды в аппаратах с разным способом организации межфазной поверхности при взаимодействии жидкости и газа (пара), а также разработать научно-технические решения по повышению эффективности работы термических деаэраторов и декарбонизаторов на ТЭС.

Задачи исследования:

1. Разработать метод расчета эффективности очистки воды от растворенных газов в пленочных насадочных и барботажных декарбонизаторах и термических деаэраторах;
2. Разработать метод расчета эффективности пленочных контактных устройств с шероховатыми стенками при сильном взаимодействии фаз;
3. Разработать метод расчета эффективности вихревого трубчатого контактного устройства при сильном взаимодействии фаз;

4. Разработать модернизированные конструкции термических деаэраторов и декарбонизаторов;

5. Представить сравнительные энергомассообменные характеристики аппаратов.

Соответствие диссертации паспорту специальности 05.14.14. «Тепловые электрические станции, их энергетические системы и агрегаты» по формуле специальности: исследования по проблемам водоподготовки. По областям исследований: п.1 разработка научных основ методов расчета показателей качества и режимов работы агрегатов; п.2 исследование и математическое моделирование процессов, протекающих в агрегатах; п.4 разработка конструкций вспомогательного оборудования; п.5 повышение рабочего ресурса агрегатов.

Научная новизна работы состоит в следующем:

1. На основе применения моделей пограничного слоя и моделей структуры потоков разработаны методы расчета эффективности термических деаэраторов и декарбонизаторов следующих конструкций:

- пленочных при слабом и сильном взаимодействии пленки жидкости с газовым (паровым) потоком при движении в гладких, шероховатых каналах и с закруткой фаз;

- насадочных с регулярными и хаотичными насадками новых конструкций при пленочном режиме.

2. На основе использования трехслойной модели турбулентного пограничного слоя получено уравнение для расчета среднего коэффициента теплоотдачи при пленочном течении при различных условиях взаимодействия фаз.

3. Получено модифицированное выражение для показателя энергомассообменной эффективности декарбонизаторов и термических деаэраторов, который позволяет выполнить сравнительную оценку аппаратов.

Теоретическая и практическая значимость полученных результатов. Полученные методы расчета эффективности очистки воды от растворенных газов в термических деаэраторах и декарбонизаторах разных конструкций могут быть

использованы как при разработке вариантов модернизации действующих аппаратов, так и при проектировании новых конструкций. Приведенные результаты сравнения энергомассообменных характеристик могут быть использованы при обосновании научно-технических решений по конструкциям деаэрационных установок и декарбонизаторов. Запатентованные способы повышения эффективности и модернизации термических деаэраторов и декарбонизаторов могут применяться на ТЭС и приняты к внедрению.

Методы исследований. Для получения результатов работы использованы методы математического моделирования, аналитических исследований, экспериментальных исследований (анализ имеющихся экспериментальных данных по теме исследования), а именно модели структуры потоков в аппаратах, модели турбулентного пограничного слоя и показатель энергомассообменной эффективности аппаратов.

Достоверность и обоснованность полученных результатов подтверждается использованием апробированных методов математического моделирования, согласованием результатов расчетов по разработанным математическим моделям с известными экспериментальными данными, а также с результатами расчетов других авторов.

Основные научные положения, выносимые на защиту:

1. Методы и результаты расчета энергомассообменной эффективности очистки воды и научно-технические решения по модернизации термических деаэраторов и декарбонизаторов, полученные на основе применения моделей пограничного слоя и моделей структуры потоков, следующих конструкций:

- пленочных при слабом и сильном взаимодействии пленки жидкости с газовым (паровым) потоком при движении в гладких, шероховатых каналах и с закруткой фаз;

- насадочных с регулярными и хаотичными насадками новых конструкций при пленочном режиме.

2. Результаты расчета среднего коэффициента теплоотдачи при турбулентном пленочном течении при различных условиях взаимодействия с

газом, полученного на основе использования трехслойной модели турбулентного пограничного слоя.

3. Модернизированные схемы и аппараты деаэрации и декарбонизации воды. Сравнительные энергомассообменные характеристики аппаратов.

Реализация результатов работы. Результаты работы используются ЗАО «Ивэнергосервис» при проектировании систем очистки воды от растворенных газов на ТЭС, в частности при обосновании технических решений по реконструкции деаэрационных установок ПАО «Северсталь», а также Омской ТЭЦ-5 Омского филиала АО «ТГК-11». Полученный показатель энергоэффективности используется в ООО «Волга НИПИТЭК» (г. Самара) для научно-обоснованного выбора контактных устройств промышленных массообменных аппаратов. Результаты расчета термического деаэратора низкого давления приняты филиалом АО «Татэнерго» - «Казанская ТЭЦ-2» в качестве возможного варианта для замены пришедшего в негодность деаэратора ДА-200 ст. №7 согласно проведенного технического диагностирования.

Личное участие автора состоит в разработке методов расчета эффективности очистки воды от растворенных газов в пленочных насадочных и барботажных декарбонизаторах и термических деаэраторах, эффективности разделения смеси в деаэраторном баке, эффективности пленочных контактных устройств с шероховатыми стенками, а также с вихревым трубчатым контактным устройством при сильном взаимодействии фаз, в получении сравнительных характеристик энергомассообменной эффективности очистки воды в аппаратах с разным способом организации межфазной поверхности при течении жидкости и газа (пара).

Апробация работы. Основные результаты опубликованы и обсуждались на 14 конференциях: Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения» (г. Казань, 2012 и 2013г.); Международной школе-конференции молодых ученых «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики» в рамках Всероссийской научной конференции «XXX Сибирский теплофизический семинар»(г. Новосибирск, 2012г.); XVI и XIX

аспирантско - магистерских научных семинарах, посвященный Дню энергетика (г. Казань, 2012 и 2015г.); VIII школе-семинаре молодых ученых и специалистов академика РАН В. Е. Алемасова. «Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении» (г. Казань, 2012г.); XII Всероссийской научно-технической конференции «Приоритетные направления развития науки и технологий»(г. Тула, 2012г.); VII ежегодной Международной научно-практической конференции «Повышение эффективности энергетического оборудования - 2012»(г. Санкт-Петербург, 2012г.); VI международной научно-технической конференции «Энергосбережение в городском хозяйстве, энергетике, промышленности» (Ульяновск, 2012г.); Международной конференции: «IX Семинар ВУЗов по теплофизике и энергетике»(г. Казань, 2015г.); LXVI международной научно-практической конференции № 1 «Технические науки - от теории к практике»(г. Новосибирск, 2017г.); Международной научно-практической конференции «Актуальные направления научных исследований: от теории к практике»(г. Чебоксары, 2016г.); XXXIII Международной научно-практической конференции « Фундаментальные и прикладные исследования: проблемы и результаты»(г. Новосибирск, 2017г.).

Публикации. Материалы диссертации нашли отражение в 23 опубликованных работах, в том числе, в 7 статьях в ведущих рецензируемых журналах (из списка ВАК), из них в 2 статьях в базе SCOPUS (Теплоэнергетика), получено 3 патента на полезные модели.

Структура и объем диссертации. Диссертация состоит из введения, четырех глав, заключения, списка использованных источников из 203 наименований и приложений. Работа изложена на 164 стр., из них 148 стр. машинописного текста, 49 рисунков и 15 таблиц.

В постановке задачи диссертационного исследования, выборе и реализации методов ее решения принимала участие к.т.н., доцент ФГБОУ ВО «КГЭУ» Лаптева Е.А.

ГЛАВА 1

АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АППАРАТОВ ОЧИСТКИ ВОДЫ ОТ КОРРОЗИОННО- АКТИВНЫХ ГАЗОВ НА ТЭС

В первой главе представлен обзор работ по теме исследования.

1.1 Коррозия оборудования на тепловых электрических станциях

Защита металла от коррозии в теплоэнергетике является важной задачей. Коррозия металла приводит к снижению мощности оборудования, его поломке, а в следствии к аварийным остановам, снижению выработки тепловой и электрической энергии, к простоям оборудования, что отрицательно сказывается на работе станции в целом и приводит к снижению ее конкурентоспособности на оптовом рынке электрической энергии и мощности.

Одной из основных причин образования коррозии на ТЭС является присутствие в цикле вод, содержащих кислород, диоксид углерода, кислоты, щелочи, хлориды, сульфаты, что в сумме с работой при высоких температурах и давлении дает огромную нагрузку на металл оборудования, труб, арматуры [1]. Однако, это не единственная причина коррозии оборудования ТЭС. В таблице 1.1 представлены виды коррозии, которые возможны на тепловых электрических станциях [2-17].

Табл. 1.1 Виды коррозии.

По механизму протекания коррозионного процесса	химическая коррозия металла
	электрохимическая коррозия металла
По условиям протекания коррозионного процесса	газовая коррозия
	коррозия в неэлектролитах
	коррозия в электролитах (кислотная, солевая, щелочная)
	почвенная, грунтовая, подземная коррозии
	атмосферная коррозия
	коррозия под действием электрического тока

	контактная коррозия
	коррозия под напряжением
	коррозия, связанная с ударным или истирающим воздействием внешней среды
	подземная биологическая коррозия
По форме повреждений от коррозии	общая коррозия
	местная коррозия (коррозия пятнами, язвенная коррозия, точечная коррозия, межкристаллическая и избирательная коррозии)
В зависимости от коррозионного агента	кислородная коррозия (стояночная или эксплуатационная)
	пароводяная коррозия
	щелочная коррозия
	углекислотная коррозия и др.

В настоящее время основным видом топлива, которое используется на ТЭС является газ и уголь. Однако, еще есть станции, в которых в качестве резервного топлива используется мазут. Мазут содержит большое количество веществ, оказывающих агрессивное влияние на металл труб. Газовой коррозии подвергаются топочные экраны паровых котлов (радиационная часть). В золе, образующейся при сгорании угля содержатся оксиды серы, алюминия, марганца, железа, сероводород. Все это не лучшим образом сказывается на металле.

Для защиты оборудования от коррозии выбирается металл для труб в соответствии с коррозионной активностью среды. Поддерживают величину рН среды на необходимом, для режима применяемого при эксплуатации котла, уровне. При рН больше 9,6 и отсутствии кислорода скорость коррозии практически равна нулю [1]. С ростом концентрации солей растворимость

кислорода падает, скорость кислородной коррозии уменьшается. Производят гидразинную обработку воды.

Для защиты металла труб производят очистку воды в деаэрационных установках, в декарбонизаторах. Для защиты парогенераторов теплоэлектростанций осуществляют регулярную очистку нагреваемых поверхностей от зольных отложений, используют жаропрочные и коррозионно-стойкие сплавы и стали, вводят в топливо ингибиторы коррозии, наносят защитные покрытия.

По прямому назначению основным оборудованием для очистки воды от агрессивных газов на ТЭС являются термические деаэраторы и декарбонизаторы. В них происходит термическая деаэрация воды и декарбонизация. Но стоит упомянуть технологические системы и в частности оборудование, в которых параллельно с основным процессом осуществляется деаэрация воды. К такому оборудованию можем отнести [18-48] конденсационные установки паровых турбин (низкое парциальное давление газов в паровом пространстве конденсатора при глубоком вакууме обеспечивает эффективную десорбцию газов [49]), испарительные установки. Из технологических систем, в которых осуществляется деаэрация воды можем отметить системы подпитки теплосети, системы водяного охлаждения обмотки статора генератора турбин, системы регенеративного подогрева питательной воды и нагрева сетевой воды (в них осуществляется десорбция теплоносителя)[50]. Для полного связывания остатков кислорода после деаэрации применяют обескислороживание с использованием сульфита натрия или гидразина на котлах давлением до 7МПа и только гидразина на котлах давлением 7 МПа и выше (кроме котлов с кислородными водно-химическими режимами и котлов с отпуском пара на предприятия пищевой, микробиологической, фармацевтической и др. промышленности в случае запрета санитарных органов на наличие гидразина в паре)[49, 51-53].

На ТЭС агрессивные газы поступают в питательную воду с присосами воздуха в конденсатор и аппаратуру регенеративной системы, находящуюся под вакуумом, а также с добавочной водой. Их присутствие в воде недопустимо,

необходимо применять меры по их уменьшению или полному удалению из пароводяного тракта станции.

Основным методом удаления из воды растворенных газов, применяемым на ТЭС является термическая деаэрация, которая является результирующим процессом преобладания массовой скорости десорбции (процесса выделения растворенного газа из раствора) над абсорбцией (процесса поглощения газа жидким поглотителем) [41, 54-58].

1.2 Сущность термической деаэрации воды

Термическая деаэрация воды основана на законе Генри – Дальтона, по которому равновесная концентрация растворенного в воде газа, мг/л, пропорциональна парциальному давлению этого газа P_r над ее поверхностью и не зависит от присутствия других газов [49,51, 59-63]

$$C_r = k_r \cdot P_r, \quad (1.1)$$

где k_r – коэффициент пропорциональности, зависящий от рода газа, его давления и температуры, мг / (л·Па).

Концентрацию растворенного в воде газа можно выразить через равновесное парциальное давление

$$P_p = C_r / k_r . \quad (1.2)$$

Когда парциальное давление газа над поверхностью воды ниже равновесного $P_r < P_p$ происходит десорбция (выделение) газа из раствора; если $P_r > P_p$, происходит адсорбция (поглощение) газа водой, при равенстве $P_r = P_p$ наступает состояние динамического равновесия.

Абсолютное давление над жидкой фазой представляет собой сумму парциальных давлений газов ($\sum P_r$) и водяного пара (P_{H_2O})

$$P = \sum P_r + P_{H_2O} . \quad (1.3)$$

По выражению (1.3) видно, что увеличение парциального давления водяного пара ведет к уменьшению суммы парциальных давлений газов. Таким образом, чтобы обеспечить удаление из воды растворенных в ней газов надо

заполнить пространство водяным паром. Процесс десорбции газа из раствора будет в этом случае сопровождаться подогревом воды до температуры насыщения [51].

Закон Генри применим только для идеальных растворов газов. Но бесконечно разбавленный раствор можно считать идеальным [60,62].

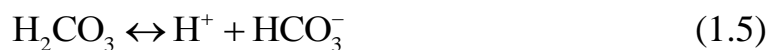
Движущей силой процесса десорбции газа является разность равновесного парциального давления газа в деаэрируемой воде и парциального давления его в паровой среде.

По сравнению с удалением O_2 выделение из воды CO_2 более сложная задача, так как в процессе подогрева воды количество углекислого газа увеличивается вследствие разложения бикарбонатов и гидролиза образующихся карбонатов [1].

Реакция растворения в воде CO_2



Молекулы угольной кислоты в свою очередь диссоциируют по первой и второй ступеням [31,55-57]



Таким образом, углекислота в деаэрируемой воде может содержаться в виде свободной углекислоты, в виде бикарбонатных ионов и карбонатных ионов (связанной углекислоты) [55]. Имеется прямая связь между формами углекислоты и показателем pH раствора [31,57], по которой при водородном показателе раствора $pH < 4,3$ CO_2 находится в воде в свободной форме (CO_2, H_2CO_3). При $pH \approx 8,33$ содержание диоксида углерода в свободной форме будет минимальным. При дальнейшем увеличении pH произойдет увеличение содержания CO_3^{2-} (карбонат-ионов) и уменьшение HCO_3^- (гидрокарбонат-ионов), свободные формы диоксида углерода будут стремиться к нулю [31,57,64].

Наличие в воде свободной углекислоты, особенно при высоких температурах среды, приводит к кислородной коррозии трубопроводов и

оборудования ТЭС. Кроме того, она оказывает воздействие на величину водородного показателя рН, происходит его снижение, что в присутствии растворенного кислорода приводит к отложениям на поверхности металла [1-10]. Диоксид углерода является катализатором коррозии, увеличивает ее интенсивность в три раза, приводит к отслаиванию защитных оксидных пленок на поверхности металла и, как следствие, к поступлению кислорода к поверхности [1].

Таким образом, уголекислота совместно с кислородом оказывают отрицательное воздействие на металл труб и оборудования, приводят к его разрушению и, как следствие, к поломке оборудования. Необходимо четко контролировать показатели качества воды. В таблицах 1.2, 1.3 представлены нормируемые показатели качества питательной воды для водотрубных котлов с естественной циркуляцией и рабочим давлением пара до 4МПа и рабочим давлением 10МПа, в таблице 1.4 подпиточной и сетевой воды [65,66].

Табл. 1.2 Нормы качества питательной воды для водотрубных котлов с естественной циркуляцией и рабочим давлением пара до 4МПа [65].

Наименование показателя	Рабочее давление, МПа(кгс/см ²)			
	0,9 (9)	1,4 (14)	2,4 (24)	4 (40)
1	2	3	4	5
Прозрачность по шрифту, см, не менее	30	40	40	40
Общая жесткость, мкг-экв/кг	$\frac{30^*}{40}$	$\frac{15^*}{20}$	$\frac{10^*}{15}$	$\frac{5^*}{10}$
Содержание соединений железа (в пересчете на Fe), мкг/кг	Не нормируется	$\frac{300^*}{\text{Не нормируется}}$	$\frac{100^*}{200}$	$\frac{50^*}{100}$
Содержание соединений меди (в пересчете на Cu), мкг/кг	не нормируется			$\frac{10^*}{\text{не нормируется}}$

Продолжение табл. 1.2

1	2	3	4	5
Содержание растворенного кислорода, мкг/л	$\frac{50^*}{100}$	$\frac{30^*}{50}$	$\frac{20^*}{50}$	$\frac{20^*}{30}$
Значение pH при температуре 25 °С	8,5-10,5			
Содержание нефтепродуктов, мг/кг	5	3	3	0,5

*В числителе указаны значения для котлов, работающих на жидком топливе, в знаменателе – на других видах топлива.

Табл. 1.3 Нормы качества питательной воды для водотрубных котлов с естественной циркуляцией и рабочим давлением пара 10МПа.

Показатель	Для котлов, работающих	
	на жидком топливе	на других видах топлива
1	2	3
Общая жесткость, мкг-экв/кг	1	3
Содержание соединений железа (в пересчете на Fe), мкг/кг	20	30
Содержание соединений меди (в пересчете на Cu), мкг/кг	5	
Содержание растворенного кислорода, мкг/л	10	
Значение pH при температуре 25 °С	9,1 ± 0,1	
Содержание нефтепродуктов, мг/кг	0,3	

Табл. 1.4 Показатели качества подпиточной и сетевой воды [65,66]

Показатель	Система теплоснабжения					
	Открытая			Закрытая		
	Температура сетевой воды, °С					
	125	150	200	115	150	200
Прозрачность по шрифту, см, не менее	40	40	40	30	30	30
Карбонатная жесткость, мкг-экв/кг:						
при рН не более 8,5	<u>800*</u> 700	<u>750*</u> 600	<u>375*</u> 300	<u>800*</u> 700	<u>750*</u> 600	<u>375*</u> 300
при рН более 8,5	Не допускается			По расчету [66]		
Содержание растворенного кислорода, мкг/л	50	30	20	50	30	20
Содержание соединений железа (в пересчете на Fe), мкг/кг	300	<u>300*</u> 250	<u>250*</u> 200	<u>600*</u> 500	<u>500*</u> 400	<u>375*</u> 300
Значение рН при температуре 25°С	7,0-8,5			7,0-11,0		
Свободная углекислота, мг/л	отсутствует					
Содержание нефтепродуктов, мг/кг	1,0					

По таблицам 1.2-1.4 видно, что показатели качества воды нормируются по типу применяемого оборудования, по рабочему давлению пара, по тому в каком цикле станции будет использоваться очищенная воды. При этом видно, что содержание кислорода для всех типов вод должно быть меньше 50 мкг/л, а диоксид углерода должен отсутствовать.

1.3 Классификация термических деаэраторов

Термические деаэраторы – это аппараты специального назначения, которые предназначены для проведения процесса термической деаэрации воды на ТЭС. В термическом деаэраторе происходит взаимодействие обрабатываемой воды и пара, в результате чего коррозионно – активные газы с выпаром удаляются через штуцер в центральной части колонки, а деаэрированная вода из колонки попадает в деаэраторный бак, который предназначен для аккумуляции запаса воды [49, 51-52]. Увеличение времени пребывания воды при температуре близкой к температуре насыщения в деаэраторном баке приводит к росту эффективности процесса деаэрации. А установка барботажного коллектора в деаэраторном баке способствует диспергированию воды, повышению поверхности контакта фаз и, как следствие, к увеличению эффективности очистки воды. При малых расходах воды, когда нет необходимости создания запаса воды, применяют безколонковые деаэраторы (без бака-аккумулятора), в этом случае запас воды формируется в корпусе деаэратора.

Для примера на рисунке 1.1 представлена принципиальная схема деаэратора струйно-барботажного типа атмосферного давления [64].

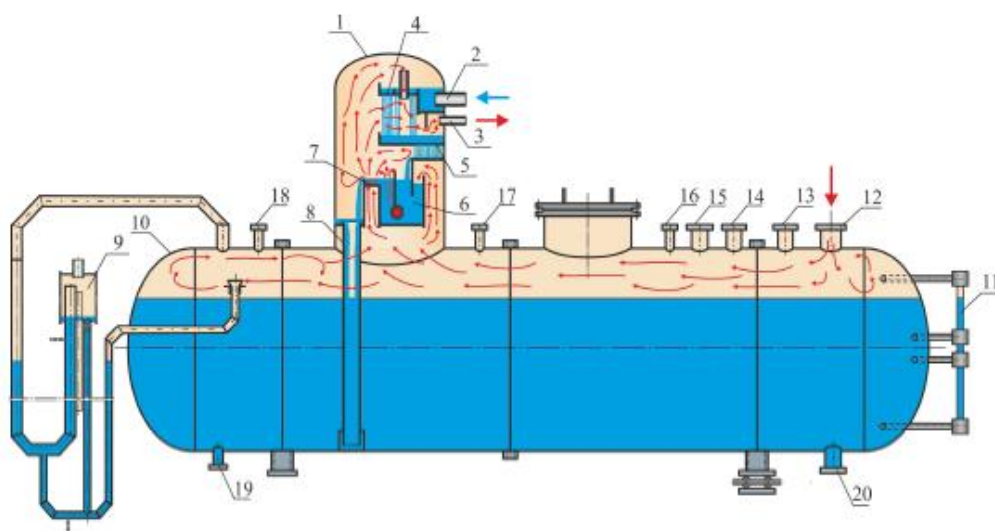


Рис.1.1 Принципиальная схема деаэратора струйно-барботажного типа атмосферного давления: 1 – деаэрационная колонка; 2 – подвод основного потока воды; 3 – отвод выпара; 4 – тарелка струеобразующая; 5 – перепускная тарелка; 6 – барботажный колодец; 7 – барботажный лист; 8 – опускной трубопровод; 9 –

предохранительное сливное устройство; 10 – деаэрационный бак; 11 – указатель уровня; 12 – подвод основного пара; 13 – штуцер для сброса от сепаратора непрерывной продувки котла; 14 – штуцер ввода перегретых конденсатов; 15 – резервный штуцер; 16 – штуцер подвода пара к затопленному барботажному устройству деаэрационного бака (при наличии); 17 – штуцер для ввода питательной воды из линии рециркуляции питательных насосов; 18 – штуцер для ввода паровоздушной смеси из парового пространства подогревателей; 19 – дренажный штуцер; 20 – штуцер отвода деаэрированной воды

Деаэраторы, в которых осуществляется дегазация питательной воды, являются одновременно смешивающими подогревателями в регенеративной системе турбоустановок [49].

По назначению термические деаэраторы паротурбинных установок электростанций подразделяются на [49, 51-52]:

- 1) деаэраторы питательной воды паровых котлов;
- 2) деаэраторы добавочной воды и обратного конденсата внешних потребителей;
- 3) деаэраторы подпиточной воды тепловых сетей.

По давлению греющего пара на [49, 51-52]:

1) деаэраторы повышенного давления (тип ДП, рабочее давление 0,6– 0,7 МПа, реже 0,8–1,2 МПа, температура насыщения 158–167°С и соответственно 170–188°С); Применяются для обработки питательной воды энергетических котлов с начальным давлением пара 10 МПа и выше. Использование на ТЭС деаэраторов данного типа позволяет уменьшить количество последовательно включенных ПВД, что, в свою очередь, приводит к повышению надежности и удешевлению установки.

2) атмосферные деаэраторы (тип ДА, рабочее давление 0,12 МПа, температура насыщения 104°С) . Работают с небольшим избытком внутреннего давления над атмосферным (приблизительно 0,02 МПа), необходимым для самотечной эвакуации выделяющихся газов в атмосферу. Преимуществом атмосферных деаэраторов является минимальная толщина стенки корпуса

(экономия металла). Применяют главным образом для добавочной воды испарителей и подпиточной воды тепловых сетей.

3) вакуумные деаэраторы (тип ДВ, рабочее давление 0,0075 – 0,05 МПа, температура насыщения 40–80°С). Применяются главным образом для очистки подпиточной воды тепловых сетей, воды в тракте химической подготовки. В конденсаторах паровых турбин также производится деаэрация воды. Однако на пути от конденсатора до конденсатного насоса содержание кислорода может увеличиться за счет подсоса воздуха через сальники насосов и другие неплотности. Для удаления выделяющихся из воды газов используется эжектор (давление в вакуумном деаэраторе ниже атмосферного).

По способу обогрева деаэрируемой воды на [49, 51-52] :

1) деаэраторы смешивающего типа со смешением греющего пара и обогреваемой деаэрируемой воды. Этот тип деаэраторов применяется на всех без исключения ТЭС и АЭС; греющий пар вводится в нижнюю часть колонки, заполняя ее, а вода в ее верхнюю часть. Поток воды дробится на капли, струи или пленки для увеличения поверхности контакта с паром и движется навстречу ему сверху вниз. Выделяющиеся из воды газы удаляются через линию выпара, расположенную в верхней части колонки.

2) деаэраторы перегретой воды с внешним предварительным нагревом воды отборным паром. Вода поступает сначала в предвключенный поверхностный подогреватель, где вода, подлежащая последующей деаэрации, нагревается до температуры, превышающей на 5–10°С температуру насыщения при давлении в деаэраторе. Чтобы вода в подогревателе не закипела, давление воды должно быть на 0,2–0,3 МПа выше, чем в деаэраторе. При вводе в деаэратор давление воды снижается и вода вскипает, выделяя пар, который заполняет колонку.

По конструктивному выполнению (по принципу образования межфазной поверхности)на[49, 51-52] :

1)деаэраторы с поверхностью контакта, образующейся в процессе движения пара и воды:

а) струйно-барботажные;

- б) пленочного типа с неупорядоченной насадкой;
- в) струйного (тарельчатого) типа;
- 2) деаэраторы с фиксированной поверхностью контакта фаз (пленочного типа с упорядоченной насадкой).

Кроме десорбции коррозионно-активных газов из воды и обеспечения запаса воды деаэратор в тепловой схеме турбоустановки обеспечивает прием дренажей ПВД, рециркуляции питательных насосов, отсоса пара от штоков клапанов и др. [52]. Из деаэратора осуществляется отбор пара на уплотнения и на эжекторы.

Разработкой конструкций устройств по очистки воды от агрессивных газов долгое время занимаются сотрудники НПО ЦКТИ им. И.И. Ползунова (ЦКТИ).

Относительно новыми конструкциями деаэраторов являются деаэраторы с центробежно-вихревыми элементами: кавитационные деаэраторы типа «АВАКС»[67]; щелевые деаэраторы ООО «КВАРК ПромЭнергоСистемы»[57,68-69]; распылительные деаэраторы В.С. Галустова [57,70-71]; струйные вихревые деаэраторы (СВД) [69,72-73]; центробежно-вихревые деаэраторы (ДЦВ) Б.А. Зимина [74-77]. В них интенсификация процесса десорбции осуществляется за счет создания вихревых центробежных потоков воды и пара. В вихревых потоках под действием выталкивающей силы Архимеда и центробежной силы в центре вихря образуется область уменьшенного давления, куда из жидкости выталкиваются пузырьки выделяющегося газа [54].

На ТЭС для удаления углекислоты кроме деаэраторов используют декарбонизаторы, роль которых также очень важна и часто напрасно занижается. Декарбонизаторы устанавливаются в качестве первой ступени десорбции диоксида углерода в ВПУ ТЭС и котельных после узла умягчения или снижения щелочности при противонакипной обработке воды.

1.4 Классификация декарбонизаторов

Удаление из воды растворенных газов в декарбонизаторах осуществляется при контакте воды с воздухом. Декарбонизаторы устанавливают обычно в качестве первой ступени очистки воды, чаще всего после Н-На катионитного

умягчения и ионитного обессоливания воды, так как после этих стадий очистки в воде накапливается избыточное по сравнению с исходной водой содержание CO_2 . На рисунке 1.2 представлена принципиальная схема декарбонизатора пленочного типа [78].

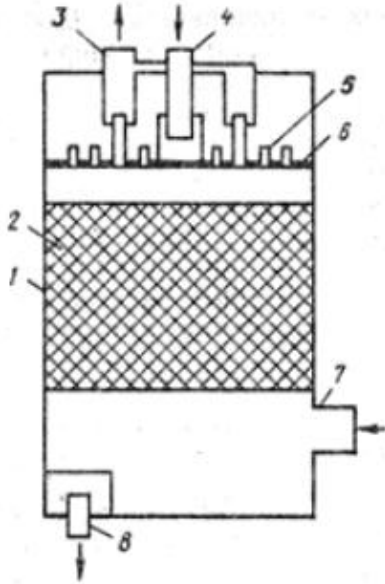


Рис. 1.2 Принципиальная схема декарбонизатора пленочного типа: 1 – бак; 2 – насадка; 3 – патрубок отвода газов; 4 – патрубок подачи воды; 5 – распределительные сопла; 6 – щит; 7 – патрубок подачи воздуха; 8 – гидрозатвор

Декарбонизатор представляет собой стальной цилиндр, внутри которого располагается насадка (или другое контактное устройство). Вода подается через патрубок 4, со щита 6 сливается через распределительные сопла на поверхность насадки. Навстречу пленки жидкости движется воздух, подаваемый вентилятором через патрубок 7. И далее, совместно с удаляемым углекислым газом, выводится в атмосферу через патрубок 3. Очищенная вода через гидравлический затвор поступает в бак декарбонизированной воды, который располагается под днищем декарбонизатора [78].

Декарбонизаторы классифицируются по ряду признаков [1]:

1. По способу подачи воды:
 - пленочные (с упорядоченной и неупорядоченной насадкой);
 - капельные (вакуум-эжекционные и распылительные аппараты);
 - барботажные;

- пенные.
2. По принципу образования межфазной поверхности:
 - аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз (насадочные);
 - аппараты со свободной поверхностью контакта фаз (распылительные, эжекционные, пенные, барботажные).
 3. По схеме движения воды и воздуха:
 - прямоточные (обычно распылительные и вакуумно-эжекционные аппараты);
 - противоточные (обычно насадочные, барботажные и пенные).
 4. По числу ступеней:
 - одноступенчатые (насадочные и распылительные);
 - многоступенчатые (вакуумно-эжекционные, пенные, отдельные конструкции распылительных декарбонизаторов).

Основное отличие деаэраторов и декарбонизаторов в составе элементов деаэрационной колонки. В деаэраторах струйно-барботажного типа главными ее частями являются струйный отсек, барботажные листы (провальные и непровальные), барботажный коллектор. В деаэраторах пленочного типа основным элементом является насадка.

Изучением процессов очистки воды от коррозионно-активных газов в термических деаэраторах и декарбонизаторах не один десяток лет занимаются ученые всего мира.

1.5 Математическое описание процессов термической деаэрации и декарбонизации воды

В настоящий момент опубликовано большое количество научных работ, в которых основной акцент делается на математическое описание (математическое моделирование) процессов термической деаэрации и декарбонизации воды.

Одними из ранних работ, в которых на основе теории подобия разработаны математические модели процессов деаэрации, являются работы С.С. Кутателадзе, выполненные совместно с В.М. Боришанским (исследования десорбции растворенного кислорода в струйных отсеках деаэраторов), М.А. Стариковичем

[79-82], В.А. Зысиным (исследования деаэрации при смешении воды с паром (при барботаже), И.И. Оликера, В.А. Пермякова [55, 58, 83-89] (исследования термической деаэрации в вакуумных деаэраторах, деаэраторах атмосферного и повышенного давления с барботажными устройствами), В.М. Боришанского, А.А. Захарова, Р.Г. Черной, М.П. Белоусова (исследования струйных отсеков термических деаэраторов).

Исследованием деаэрации воды в струйных отсеках деаэраторной колонки, на барботажных тарелках, проведением испытаний в деаэрационных колонках, а также математическим моделированием процессов происходящих в них занимался И.К. Гришук [90-95] в 50-60-х годах прошлого века.

В.И. Шараповым совместно с Д.В. Цюрой, О.В. Малининой и другими сотрудниками научно-исследовательской лаборатории проведено огромное количество работ касаемых очистки воды в термических деаэраторах и декарбонизаторах, среди которых имеются также статические (регрессионные) модели [96-116].

В.С. Галустовым на основе многофакторного эксперимента получены статистические модели преимущественно в распылительных аппаратах [70, 117-118].

Относительно недавними являются исследования, проведенные А.А. Кудиновым совместно с С.К. Зиганшиной, Н.В. Борисовым, касаемые исследований работы вакуумно-кавитационных деаэраторов, получены математические модели по результатам полного или дробного факторного эксперимента [119-124].

Сотрудниками ИГЭУ выполнен большой объем работ, касаемых моделирования процессов происходящих в декарбонизаторах и термических деаэраторах.

Барочкиным Е.В. в рамках работы над диссертацией «Анализ и оптимальный синтез теплообменных систем со сложной конфигурацией потоков в энергетических и химических комплексах» [125] была разработана матричная модель деаэрации воды в многоступенчатых аппаратах струйного и барботажного

типа с учетом внутренних источников массы. Проведены эксперименты по изучению тепломассообменных процессов при струйном и барботажном режимах деаэрации и их критериальная обработка. Произведена параметрическая идентификация и проверка адекватности предложенных моделей процессов тепло- и массопереноса в ряде промышленных аппаратов. На основе экспериментальных данных были предложены выражения для коэффициентов тепло- и массопередачи при струйном и барботажном режимах деаэрации.

Магдиевым Е.В. при написании диссертации «Моделирование и оптимизация процессов в термических деаэраторах» [126] были разработаны ячеечные модели стационарных и нестационарных процессов в деаэраторах, которые дают возможность согласовывать уровень декомпозиции системы с уровнем располагаемого эмпирического обеспечения модели. Были проведены эксперименты переходных режимов при изменении расхода пара в атмосферном деаэраторе струйно-барботажного типа. На их основе были получены зависимости технологических параметров от времени. Решена задача оптимального управления расходами теплоносителей.

В рамках написания диссертации Феткуловым М.Р. «Совершенствование технологий термической деаэрации воды тепловых электрических станций» [127] построены графические динамические характеристики процесса термической деаэрации. Данные характеристики позволяют прогнозировать изменение концентрации кислорода в деаэрированной воде во времени при изменении режимных параметров и регулировать процессы термической деаэрации воды. Установлена зависимость между режимными параметрами процесса деаэрации и остаточной концентрацией кислорода в деаэрированной воде. Получены эмпирические выражения, которые показывают динамику изменения остаточной концентрации кислорода в деаэрированной воде при изменении режимных факторов.

Необходимо отметить огромный вклад Жукова В.П., Мизонова В.Е., Виноградова В.Н. в исследовании технологических процессов термической деаэрации воды.

Коротковым А.А. в диссертации «Повышение эффективности декарбонизации воды термическими деаэраторами атмосферного давления» [128] произведены расчетно-экспериментальные исследования статических условий работы струйных отсеков атмосферных деаэраторов по удалению свободного диоксида углерода и влияние этих условий на стабильность содержания диоксида углерода в деаэрированной воде. Проведены экспериментальные исследования процессов удаления диоксида углерода в струйных и барботажных элементах деаэраторов атмосферного давления. Получены экспериментальные значения кинетических характеристик процессов термического разложения гидрокарбонатов в деаэляторах при наличии и отсутствии парового барботажа в водяном объеме деаэрационного бака. Рассмотрена эффективность парового барботажа в деаэрационном баке на эффективность декарбонизации воды атмосферными деаэраторами.

Ненаездниковым А.Ю. в рамках написания диссертации «Повышение эффективности атмосферных деаэрационных установок с барботажными устройствами» [129] разработана математическая модель процессов тепломассопередачи в барботажных ступенях атмосферных деаэраторов с учетом влияния эволюции межфазной поверхности и циркуляции воды в деаэрационном баке, проведены экспериментальные исследования удаления растворенного кислорода в барботажной ступени деаэрационного бака с коллектором для подачи пара погружного типа, на основании которых выполнена идентификация ячеечной модели.

Росляковым А.Н. в диссертации «Расчетно-экспериментальное исследование десорбции растворенного кислорода в центробежно-вихревом деаэраторе» [54] разработана математическая модель и метод расчета площади межфазной поверхности в вихревом потоке жидкости в центробежно-вихревой ступени деаэрационных установок, работающий в режиме перегретой воды, для идентификации которой проведены экспериментальные исследования.

В рамках написания диссертации «Обеспечение нормативной эффективности декарбонизации воды в атмосферных деаэляторах при их

проектировании и эксплуатации» Горшениным С.Д. [64] разработана методика расчета степени термического разложения гидрокарбонатов с учетом гидродинамической обстановки в деаэрационном баке, методика расчета рН деаэрированной воды и концентрации в ней свободной углекислоты при известных характеристиках деаэратора. Разработан алгоритм расчета показателей эффективности декарбонизации воды в деаэраторах атмосферного давления.

Ледуховским Г.В. сделан огромный вклад в исследования процессов очистки воды в термических деаэраторах. В рамках написания диссертации на соискание ученой степени доктора технических наук «Совершенствование действующих и обоснование новых технологий термической деаэрации воды» [50] произведена систематизация опубликованных данных, характеризующих работу деаэраторов и обобщение данных, касающихся математического моделирования деаэрационных установок. Разработан единый подход к моделированию процессов деаэрации теплоносителей в установках различной структуры, конструктивного исполнения или условий эксплуатации. Разработана математическая модель совмещенных процессов движения воды и термического разложения гидрокарбонатов в деаэрационных баках. Предложенная математическая модель использована для обработки данных натурных испытаний деаэраторов и др. не менее важные результаты работы.

В рамках научной школы профессора Лаптева А.Г. на базе ФГБОУ ВО «КГЭУ» по исследованию атмосферных термических деаэраторов защищены диссертации Долгова А.Н. и Шакировой А.Х.

В диссертации Долгова А.Н. «Повышение эффективности атмосферных термических деаэраторов тепловых электрических станций» [130] разработана математическая модель термической деаэрации воды в неупорядоченном насадочном слое; выполнен учет влияния на массопередачу в насадке тепловых эффектов при деаэрации кислорода из воды паром; получена зависимость для расчета концентрации растворенного газа в жидкости по высоте аппарата при процессах дегазации в неупорядоченном насадочном слое.

В диссертации Шакировой А.Х. [131] «Метод расчета и совершенствование аппаратного оформления очистки воды от растворенных газов и тонкодисперсной фазы в барботажных аппаратах ТЭС» получена математическая модель и разработан метод расчета очистки воды от растворенного кислорода в барботажном деаэраторе; получено выражение для расчета коэффициента обратного перемешивания с применением зависимости Тейлора; выполнено обобщение разработанной математической модели и метода расчета барботажного термического деаэратора для расчета профиля концентрации и эффективности удаления тонкодисперсной фазы из воды в барботажных флотаторах ТЭС; для выбора энергетически рациональных режимов и конструкций термических деаэраторов и барботажных флотаторов предложено использовать энергетический коэффициент Антуфьева.

Таким образом, уже не одно поколение занимается изучением и моделированием процессов, происходящих в термических деаэраторах и декарбонизаторах. Однако ряд вопросов, еще остаются открытыми. Например, моделирование десорбции при сильном взаимодействии фаз (пленки жидкости и газа), в колоннах с насадками с шероховатой поверхностью, а также определение энергомассообменной эффективности аппаратов.

Эффективность очистки воды в термических деаэраторах и декарбонизаторах во многом зависит от способа организации взаимодействия фаз и принципа образования межфазной поверхности.

1.6 Способы организации взаимодействия фаз в термических деаэраторах и декарбонизаторах

Одним из способов повышения эффективности работы термических деаэраторов и декарбонизаторов на ТЭС является увеличение площади поверхности контакта фаз. По способу образования межфазной поверхности декарбонизаторы и термические деаэраторы подразделяются на аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз и с поверхностью контакта, образующейся в процессе движения пара (воздуха) и воды. К аппаратам с фиксированной поверхностью контакта фаз относятся пленочные аппараты с

упорядоченной насадкой. К аппаратам второго типа относятся термические деаэраторы струйно-барботажного, пленочного типа с неупорядоченной насадкой, струйного (тарельчатого) типа и декарбонизаторы распылительные, эжекционные, пенные, барботажные. Остановимся подробнее на аппаратах по очистке воды от растворенных газов пленочного, струйного и барботажного типа, которые нашли наибольшее применение на энергетических предприятиях.

В пленочных аппаратах газ или пар контактируют с жидкостью, которая перемещается в виде тонкой пленки по поверхности контактных элементов. Пленочное течение можно условно разделить на режим слабого (гравитационное течение пленки) и сильного взаимодействия фаз (восходящее или нисходящее движение пленки с газовым потоком, когда газ транспортирует жидкость). При слабом взаимодействии фаз газовый или паровой поток практически не влияет на характеристики пленочного течения (касательное напряжение на стенке значительно больше касательного напряжения на межфазной поверхности пленки с газом). Такой режим реализуется в пленочном аппарате с вертикальной стенкой при скорости газа менее 6-8 м/с при нормальных условиях [132].

При высоких скоростях газа или пара на контактных устройствах происходит восходящее или нисходящее движение пленки жидкости в прямоточном режиме (касательное напряжение на межфазной поверхности значительно превышает касательное напряжение на стенке). Такой режим относится к режиму сильного взаимодействия фаз [132].

В каждом конкретном случае вид пленочного течения обуславливают технологические, технико-экономические и другие факторы, однако наиболее простыми по своей конструкции чаще всего являются пленочные теплообменные аппараты с гравитационными пленками.

Насадочные устройства обладают более низким гидравлическим сопротивлением и большей пропускной способностью по сравнению с тарельчатыми, однако в тарельчатых аппаратах движение потоков более организовано и путем совершенствования конструкции тарелок можно достигнуть их достаточно высокой эффективности.

В таблице 1.5 представлены требования, предъявляемые к насадочным контактными устройствам [133].

Табл. 1.5 Требования, предъявляемые к насадочным контактными устройствам

Технологические	Высокая эффективность
	Высокая пропускная способность
	Низкое гидравлическое сопротивление
	Малая удерживающая способность
Конструктивные	Большая удельная геометрическая поверхность
	Более высокая доля свободного объема
	Большая часть омываемой поверхности
	Меньшее сопротивление движению встречных потоков
	Равномерное распределение контактирующих потоков по всему поперечному сечению аппарата.
	Необходимая механическая прочность насадочных элементов
	Необходимая коррозионная стойкость и термостойкость
Технико-экономические	Низкая материалоемкость
	Технологичность

Насадки подразделяют на регулярные и нерегулярные. Нерегулярные имеют хаотическую структуру и загружаются в навал. Регулярные, наоборот, имеют упорядоченную структуру, по многоканальной модели насадочного слоя [133] они представляют собой систему параллельных каналов постоянной формы и сечения по высоте, одинаковой формы по поперечному сечению насадочного слоя. Регулярные насадки эффективнее нерегулярных в виду отсутствия застойных зон жидкости, меньшего гидравлического сопротивления и большей пропускной способности [133].

Для осуществления процессов десорбции используются и тарельчатые аппараты.

От способа образования межфазной поверхности на тарелках зависит их эффективность. Различают барботажный и струйный гидродинамический режимы работы тарелок. В барботажном режиме на тарелках поддерживается слой жидкости (сплошная фаза), через который барботирует восходящий поток газа (дисперсная фаза), распределяясь в жидкости пузырьками. С повышением нагрузок по газу происходит инверсия фаз, при которой в сплошной (газовой) фазе распределена в виде капель и струй дисперсная (жидкая) фаза, такой режим называется струйным.

В барботажном режиме работают ситчатые, колпачковые, клапанные, а также провальные тарелки. Для тарелок первых трех типов барботаж газа и движение жидкости происходят в условиях перекрестного тока благодаря равномерно распределенным на плато тарелок их элементам (отверстиям, колпачкам, клапанам) и наличию переливных устройств (переливных и приемных карманов); задержка жидкости задается высотой переливной перегородки (10-100 мм). Свободное сечение (суммарная площадь всех отверстий или щелей) для прохода газа составляет 1-30%, а площадь, занимаемая переливными устройствами, - около 20% от площади поперечного сечения колонны. На тарелках четвертого типа реализуется противоточный контакт фаз [132].

В термических деаэраторах, как правило, не ограничиваются струйными тарелками, в качестве последней по ходу жидкости устанавливают барботажную тарелку, для улучшения эффективности очистки воды.

Барботаж может осуществляться не только на поверхности тарелки, но и в толще воды деаэраторного бака.

Деаэраторный бак служит не только в качестве бака-аккумулятора деаэрированной воды, но и в качестве одной из ступеней деаэрации. В воде, поступающей в деаэраторный бак из колонки, содержатся диоксид углерода и кислород. По мере движения воды в деаэраторном баке происходит удаление мельчайших газовых пузырьков, кроме этого, при определенной выдержке и температурных условиях протекают реакции термического разложения гидрокарбонатов, карбонатов и нестойких органических веществ. При длительном

пребывании воды в деаэрационном баке (более 20 минут), при удельном расходе вентиляционного пара 16-18 кг/т деаэрированной воды и при концентрации CO_2 после колонки деаэратора 3,3-9,4 мг/л происходит полное удаление свободного диоксида углерода [128]. Затопленные барботажные устройства позволяют обеспечить более глубокое разложение гидрокарбонатов и карбонатов [1]. При использовании парового барботажа в баке деаэратора существенно увеличивается эффективность удаления именно химически связанных форм углекислоты [128].

Струйные, пленочные, барботажные аппараты имеют свои достоинства и недостатки. В термических деаэраторах обычно применяют несколько ступеней очистки (например струйная и барботажная или пленочная и барботажная (в деаэрационном баке), что позволяет повысить эффективность очистки воды. Для определения наиболее энергоэффективного способа организации взаимодействия фаз в аппаратах, необходимы соответствующие методики расчета.

Выводы по 1 главе

1. Произведен анализ коррозии оборудования на тепловых электрических станциях. Представлены способы защиты от коррозии, основные методы удаления растворенных газов, применяемые на ТЭС.

2. Описана сущность термической деаэрации, приведены классификации термических деаэраторов и декарбонизаторов.

3. Представлены работы, посвященные математическому описанию процессов, происходящих в термических деаэраторах и декарбонизаторах, сведения об ученых занимавшихся и занимающихся этими вопросами.

4. Рассмотрены режимы течения жидкости в декарбонизаторах и термических деаэраторах и способы взаимодействия жидкости с паром (воздухом).

В связи с развитием и модернизацией конструкций десорберов необходимы продолжения исследований в области как математического моделирования, так и в сравнительных энергомассообменных характеристиках декарбонизаторов и деаэраторов, используемых на ТЭС.

ГЛАВА 2

МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПЛЕНОЧНЫХ НАСАДОЧНЫХ И БАРБОТАЖНЫХ ДЕКАРБОНИЗАТОРОВ И ДЕАЭРАТОРОВ

Целью главы является разработка методов и алгоритмов расчета эффективности очистки воды от растворенных газов в пленочных насадочных и барботажных декарбонизаторах и термических деаэратах. Рассмотреть различные условия взаимодействия воздуха и водяного пара с очищаемой водой. Разработать способ стабилизации температурного режима декарбонизатора.

Для достижения поставленной цели в данной главе использованы модели турбулентного пограничного слоя, модификация гидродинамической аналогии переноса, а также модели структуры потоков (диффузионная и ячеечная).

Результаты опубликованы в статьях [144,148, 150, 169].

2.1 Теоретические основы моделирования тепломассопереноса в газожидкостных средах

При разделении многокомпонентных смесей, как правило, происходит одновременный перенос импульса, массы и энергии. Для математического описания массообменного процесса необходимо записать общую систему уравнений, которая описывает основные виды переноса и их взаимное влияние.

Рассмотрим стационарное движение среды. Система уравнений движения, массо- и теплопереноса в векторной форме имеет вид [134]

$$(V\nabla)V = -\frac{1}{\rho} \text{grad}p + \nabla[(v + v_T)\nabla V], \quad (2.1)$$

$$\text{div}V = 0, \quad (2.2)$$

$$(V\nabla)C = \nabla[(D) + ID_T]\nabla C, \quad (2.3)$$

$$(V\nabla)T = \nabla[(a + a_T)\nabla T], \quad (2.4)$$

где V – трехмерный вектор осредненной скорости, компонентами которого являются его проекции на пространственные координаты Ox , Oy , Oz ; ρ -

плотность среды; p – давление; ν, ν_T – коэффициенты молекулярного и турбулентного обмена; C – вектор-столбец, содержащий мольные концентрации компонентов смеси; I – единичный вектор; $[D]$ – квадратная матрица коэффициентов молекулярной диффузии; D_T – коэффициент турбулентной диффузии; T – температура; a, a_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной теплопроводности.

Система уравнений (2.1) – (2.4) вместе с краевыми условиями и условиями равновесия составляет теоретическую основу моделирования тепломассопереноса в промышленных аппаратах и позволяет получить распределение полей скоростей, температуры, концентрации и рассчитать эффективность процесса и выполнить проектирование аппаратов [134].

На интенсивность тепломассопереноса влияют скорость относительного движения фаз, количество дисперсной фазы, площадь поверхности раздела, режимные параметры работы аппарата, физические свойства взаимодействующих сред [134].

Гидродинамика двухфазных сред (по сравнению с однофазной) может осложняться спонтанной межфазной конвекцией (эффект Марангони – изменяет поверхностное натяжение и может интенсифицировать массопередачу), наличием химических реакций или поверхностно-активных веществ (уменьшает скорость массопереноса за счет уменьшения скорости движения межфазной поверхности пузырей и капель), процессами испарения и конденсации и др. [134].

Для математического описания процессов переноса в двухфазных средах уравнения переноса (2.1) - (2.4) записывают отдельно для сплошной и дисперсной фаз с условиями термодинамического равновесия, что приводит к значительным затруднениям при численном решении в виду того, что дисперсная фаза на промышленном контактном устройстве имеет элементы различной формы и размеров и хаотично распределена в пространстве [135].

Рассмотрим частный вид записи уравнения массопереноса с применением моделей структуры потоков с объемными источниками массы.

Используем диффузионную модель структуры потоков. Уравнения двухпараметрической модели при стационарном режиме с объемным источником массы переходящего компонента имеют вид [60, 61, 134, 141, 142]:

- для плоскопараллельного течения

$$u_{\text{ж}} \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = D_{\text{п}(y)} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial y^2} + D_{\text{п}(x)} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial x^2} \pm R_c, \quad (2.5)$$

- для цилиндрического канала

$$u_{\text{ж}} \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = D_{\text{п}(r)} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right) + D_{\text{п}(x)} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial x^2} \pm R_c, \quad (2.6)$$

где $C_{\text{ж}}$ – концентрация растворенного газа в воде, кг/кг; $u_{\text{ж}}$ – средняя скорость движения жидкости, м/с; x – продольная координата, м; y – поперечная координата, м; r – радиальная координата, м; $D_{\text{п}(y)}$ – коэффициент перемешивания в поперечном направлении, м²/с; $D_{\text{п}(x)}$ – коэффициент перемешивания в продольном направлении, м²/с; $D_{\text{п}(r)}$ – коэффициент перемешивания в радиальном направлении, м²/с; R_c – объемный источник массы; знак \pm – зависит от притока или стока массы компонента.

Диффузионные модели (2.5) или (2.6) записываются для каждой фазы с использованием объемных межфазных источников и условий равновесия [137, 138, 142, 146].

Преимуществом диффузионных моделей является то, что не требуется решение системы уравнения движения, т.к. используется средняя скорость среды, а неравномерности полей скоростей учитываются параметрически за счет коэффициентов перемешивания. Однако даже в такой постановке требуются сложные экспериментальные исследования коэффициентов $D_{\text{п}(x)}$, $D_{\text{п}(y)}$ и $D_{\text{п}(r)}$. Поэтому наибольшее применение находит однопараметрическая диффузионная модель, где коэффициент перемешивания $D_{\text{п}}$ интегрально учитывает все неравномерности в аппарате.

Это уравнение с объемным источником массы имеет вид

$$u_{\text{ж}} \frac{dC_{\text{ж}}}{dx} = D_{\text{п}} \frac{d^2 C_{\text{ж}}}{dx^2} \pm R_c. \quad (2.7)$$

Параметром идентификации в уравнении (2.7) является коэффициент перемешивания $D_{\text{п}}$, который часто называют коэффициентом обратного или продольного перемешивания (эффективный коэффициент переноса, который зависит от турбулентной и молекулярной диффузии). В одномерной постановке диффузионной модели (2.7) и экспериментальном определении коэффициента $D_{\text{п}}$ методом импульсного ввода трассера (индикатора) в аппарат, он учитывает и вклад поперечного перемешивания, возможные застойные зоны, рецикл, байпас и т.д. [60, 63, 138, 142, 162, 181].

Уравнение (2.7) можно записать в безразмерном виде с концентрацией $C_{\text{ж}}=C_{\text{ж}}/C_{\text{нж}}$ и координатой $x=x/l$, и разделив все члены на среднюю скорость $u_{\text{ср}}$, тогда имеем

$$\frac{dC_{\text{ж}}}{dx} = \frac{1}{\text{Pe}} \frac{d^2C_{\text{ж}}}{dx^2} \pm \frac{R_c l}{u_{\text{ж}} C_{\text{нж}}}, \quad (2.8)$$

где $C_{\text{нж}}$ – концентрация на входе; $\text{Pe} = u_{\text{ж}} l / D_{\text{п}}$ – число Пекле структуры потока, которое изменяется от нуля для аппарата идеального перемешивания, до бесконечно большого значения для аппарата идеального вытеснения.

С граничными условиями

$$\text{при } x=0; C_{\text{ж}} = C_{\text{нж}} - \frac{1}{\text{Pe}} \frac{dC_{\text{ж}}}{dx} (\text{вход}), \text{ (условие Данквертса),}$$

$$\text{при } x=l; \frac{dC_{\text{ж}}}{dx} = 0 (\text{выход}),$$

где l – линейный размер: длина аппарата (канала), м.

Объемный источник переходящей массы записывается в виде

$$R_c = K_{\text{ж}} a_v (C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*), \quad (2.9)$$

где $K_{\text{ж}}$ – коэффициент массопередачи, м/с; a_v – удельная поверхность контакта фаз, м²/м³; $C_{\text{ж}}^*$ – концентрация равновесная в жидкости к концентрации в газе (паре), находится по уравнению Генри.

Уравнение (2.8) с источником (2.9) решается совместно с уравнением баланса массы компонента в фазах

$$LdC_{\text{ж}} = GdC_{\text{г}}, \quad (2.10)$$

и условием равновесия. Учитывая, что при десорбции труднорастворимых газов (CO_2 , O_2) основное сопротивление переносу компонента сосредоточено в жидкой фазе, и тогда коэффициент массопередачи практически равен коэффициенту массоотдачи в жидкой фазе ($K_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}}$).

Можно выполнить переход от диффузионной модели к ячеечной. Связь между параметрами диффузионной модели (Pe) и ячеечной модели (n) устанавливается, как правило, из равенства статических характеристик функций распределения. При их сравнении установлено [138,139], что однозначная связь между параметрами моделей существует только при полном перемешивании и идеальном вытеснении. Отсутствует точная эквивалентная связь диффузионной и ячеечной модели продольного перемешивания. Однако этот факт не является основанием для утверждения об условности ячеечной модели и невозможности ее применения для расчета фазовых переходов в гетерогенных системах, так как любая математическая модель является условной моделью, воспроизводящей лишь распределение времени пребывания частиц в потоке [138].

Известная приближенная эквивалентная связь между числом Пекле и числом ячеек n записывается в виде [138] ($Pe > 2$)

$$Pe = 2(n - 1). \quad (2.11)$$

Равенство дисперсной функции распределения ячеечной и диффузионной моделей обеспечивает приближенное равенство общей эффективности массопередачи. Связь между параметрами n и Pe определяется соотношением [138] ($Pe > 10$)

$$n = \frac{Pe^2}{2[Pe - 1 + \exp(-Pe)]}, \quad (2.12)$$

где $Pe = u_{\text{cp}} l / D_{\text{п}}$; l - характерный размер, м; u_{cp} - средняя скорость среды, м/с; $D_{\text{п}}$ - коэффициент обратного перемешивания, $\text{м}^2/\text{с}$. Для насадок так же записывают [143] $Pe = q d_{\text{с}}$ / $D_{\text{п}} \epsilon_{\text{св}}$; где q - плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$; $d_{\text{с}}$ - эквивалентный диаметр насадки, м; $\epsilon_{\text{св}}$ - удельный свободный объем слоя, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Таким образом, для расчетов массообменных аппаратов можно использовать как диффузионную, так и ячеечную модели, которые имеют эквивалентную связь и дают близкие результаты расчетов полей концентрации. Фактически ячеечная модель дает аппроксимацию ячейками профиля концентрации, полученного по диффузионной модели.

2.2 Определение эффективности колонн с регулярными и нерегулярными насадками

На ТЭС первой ступенью удаления диоксида углерода, как правило, являются декарбонизаторы. В деаэраторах производится дальнейшая очистка воды от CO_2 и удаление O_2 .

Классификация деаэраторов и декарбонизаторов была представлена в 1 главе. Если рассматривать деаэраторы пленочного типа с неупорядоченной насадкой, то во времена СССР, чаще всего в качестве контактного элемента в них использовали кольца Рашига, некоторые станции и по сей день работают с ними. В настоящее время на рынке представлено большое количество насадок, отличающихся по конструктивному исполнению [133, 134, 140, 187-190]. Для выбора наиболее эффективных конструкций как регулярных, так и нерегулярных насадок используют модели структуры потоков, а именно идеального вытеснения, диффузионную и ячеечную модели.

При исследовании многих аппаратов однопараметрическая диффузионная модель дает возможность достаточно точно воспроизводить свойства реального потока. Основой однопараметрической диффузионной модели является модель идеального вытеснения, осложненная обратным перемешиванием.

Наряду с диффузионной моделью, ячеечная модель, при условии равномерной подачи газа и жидкости в слой насадки, наиболее адекватно описывает структуру потока в аппаратах. Физическая сущность ячеечной модели заключается в том, что движущийся материальный поток рассматривается состоящим из ряда последовательно соединенных ячеек. При этом принимается, что в каждой из таких ячеек поток имеет структуру полного перемешивания, а между ячейками перемешивание отсутствует.

В диссертационной работе ячеечная модель взята за основу для расчета и выбора наиболее эффективных конструкций как регулярных, так и нерегулярных насадок.

В общем виде выражение для определения эффективности (коэффициента полезного действия) разделения смеси записывается в форме

$$E_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{нж}} - C_{\text{кж}}}{C_{\text{нж}} - C_{\text{ж}}^*}, \quad (2.13)$$

где $C_{\text{нж}}, C_{\text{кж}}$ - начальная и конечная концентрация компонента в жидкости; $C_{\text{ж}}^*$ - равновесная концентрация, зависит от температуры и парциального давления.

Для расчета эффективности массопередачи теоретическим путем, прежде всего необходимо вычислить поля скоростей фаз на контактном устройстве, а затем, из решения уравнения массопереноса, рассчитать поле концентраций и определить концентрацию на выходе.

При $C_{\text{кж}} = C_{\text{ж}}^*$ имеем эффективность $E_{\text{ж}} = 1$ (100%), что на практике достигается довольно редко. Для декарбонизаторов достаточно иметь $E_{\text{ж}} = 0,98 - 0,99$, а для термических деаэраторов $E_{\text{ж}} \geq 0,995$.

Далее рассмотрен режим стационарного противотока при пленочном течении жидкости по насадке.

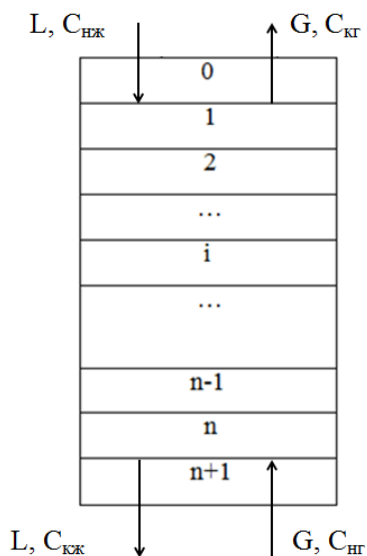


Рис. 2.1 Условное деление колонны с насадочным слоем на ячейки полного перемешивания. i – номер ячейки; n – число ячеек; L, G – массовые расходы воды и воздуха, кг/с

Примем ячеечную модель (рис. 2.1) с условным делением контактных устройств в колонне от входа воды к выходу в виде условных ячеек полного перемешивания [60, 141-143] с применением метода единиц переноса.

Допущения к модели:

- равномерное распределение фаз перед подачей в насадочный слой;
- однородное распределение насадочных элементов в объеме слоя;
- пленочный противоточный режим работы аппарата;
- доля массообмена в области подачи воды на верхнюю часть слоя насадки незначительна, по сравнению с пленочной областью (по нашим оценкам менее 5 %).

Обратное перемешивание потоков снижает движущую силу массопередачи и учитывается за счет числа ячеек, связанных с модифицированным числом Пекле (раздел 2.1).

Из уравнения баланса массы в ячейке найдем профиль концентрации растворенного газа в воде:

$$K_{ож} F_i (C_i - C_i^*)_{ж} = V_{ж} (C_{i-1} - C_i)_{ж}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (2.14)$$

где $K_{ож}$ - средний коэффициент массопередачи, отнесенный к концентрации компонента в жидкости, м/с; F_i - поверхность контакта фаз в i -й ячейке, м²; C_i - концентрация растворенного газа в i -й ячейке, кг/м³; $V_{ж}$ - расход жидкости в i -й ячейке, м³/с; (принимается постоянным по длине контактного устройства и равен расходу воды на входе); n - число ячеек.

Из соотношения (2.14) запишем

$$C_{i-1,ж} - C_{i,ж} = N_{ож,i} (C_{i,ж} - C_{i,ж}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (2.15)$$

где $N_{ож,i} = K_{ож} F_i / V_{ж}$ - общее массообменное число единиц переноса для ячейки. Расход воды и коэффициент массопередачи принимаются постоянными при заданном режиме.

Отсюда концентрация в i -й ячейке

$$C_{i,ж} = \frac{C_{i-1,ж} + C_{i,ж}^* N_{ож,i}}{1 + N_{ож,i}}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (2.16)$$

При $x=0$, $C_{0,ж} = C_{н,ж}$ - концентрация на входе в колонну;

При $x=N$, $\frac{dC_{n+1,ж}}{dx} = 0$, $C_{n,ж} = C_{к,ж}$ - концентрация на выходе.

Концентрацию переходящего компонента в газовой фазе $C_{г,i}$ можно определить из уравнения материального баланса

$$M_i = V_{ж} (C_{i-1} - C_i)_{ж} = V_{г} (C_{i-1} - C_i)_{г}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (2.17)$$

где $V_{г}$ - расход газа, м³/с; M_i – поток массы в ячейке, кг/с.

Общее число единиц переноса в ячейке вычисляется по известному уравнению аддитивности

$$\frac{1}{N_{ож,i}} = \frac{1}{N_{ж,i}} + \frac{L/G}{N_{г,i} m}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (2.18)$$

где $N_{ж,i}, N_{г,i}$ - частные числа единиц переноса для ячеек по жидкой и газовой фазам; L, G - массовые расходы жидкости и газа, кг/с; m - коэффициент равновесия (распределения).

Частные числа единиц переноса для ячейки имеют вид [60]

$$N_{ж,i} = \frac{\beta_{ж} F_i}{V_{ж}}, \quad N_{г,i} = \frac{\beta_{г} F_i}{V_{г}}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (2.19)$$

где $\beta_{ж}, \beta_{г}$ - средние коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой фазах, м/с.

При удалении труднорастворимых газов имеем

$$\frac{1}{N_{ж}} \gg \frac{L/G}{N_{г} m}, \quad (2.20)$$

т.е. основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе, тогда

$$K_{ож} = \beta_{ж}.$$

Эффективность извлечения компонента в i -й ячейке

$$E_{жи} = \frac{C_{i-1,ж} - C_{i,ж}}{C_{i-1,ж} - C_{i,ж}^*}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (2.21)$$

По известному правилу общая эффективность разделения в аппарате

$$E_{ж} = 1 - (1 - E_{ж,1})(1 - E_{ж,2}) \dots (1 - E_{ж,n}), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (2.22)$$

В частном случае при удалении CO_2 из воды воздухом можно в среднем принять $C_{ж}^* \approx 1,0 \cdot 10^{-3} \text{ кг / м}^3 \approx 1,0 \text{ мг / л}$, это допущение значительно упрощает расчет декарбонизатора (аналогично деаэратора).

Тогда учитывая, что $C_{iж} \gg C_{iж}^*$ из (2.13), (2.16) и (2.22) имеем

$$E_{ж} = 1 - (1 + N_{ж} / n)^{-n}, \quad (2.23)$$

Число единиц переноса для насадки запишем в виде

$$N_{ж} = \frac{\beta_{ж} F}{V_{ж}} = \frac{\beta_{ж} a_v H \psi_w}{u_{ж}}, \quad (2.24)$$

где F - поверхность контакта фаз, м^2 ; $V_{ж}$ - объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; a_v - удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; H - высота слоя насадки, м ; ψ_w - коэффициент смачиваемости поверхности; $u_{ж} = V_{ж} / S$ - средняя скорость жидкости на полное сечение аппарата, S , м^2 (без насадки).

Выражение (2.23) с $N_{ж}$ (2.24) получит вид

$$E_{ж} = 1 - \left(1 + \frac{\beta_{ж} a_v H \psi_w}{n u_{ж}} \right)^{-n}. \quad (2.25)$$

Отсюда, при заданной эффективности очистки воды (в большинстве случаев достаточно $E_{ж} = 0,99$ [1, 144]) запишем высоту насадки (при $E_{ж} < 1$)

$$H = \frac{u_{ж} n}{\beta_{ж} a_v \psi_w} \left[(1 - E_{ж})^{-\frac{1}{n}} - 1 \right]. \quad (2.26)$$

При $n=1$ – получаем модель идеального смешения, а при $n \rightarrow \infty$ - идеального вытеснения.

Следует отметить, что в данной постановке принято, что число ячеек в жидкой фазе равно числу ячеек в газовой фазе. Если число ячеек по фазам значительно различается, то расчет эффективности массопередачи и высоту слоя насадки можно выполнить по выражениям, приведенным в монографии [60].

Основными параметрами в выражениях (2.25)-(2.26) являются коэффициент массоотдачи $\beta_{ж}$ и число ячеек n . Коэффициент смачиваемости поверхности насадки при больших плотностях орошения ($>40 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$) можно принять $\psi_w = 1$.

Число ячеек n связано с модифицированным диффузионным числом Пекле Pe структуры потока [60] (критерием Боденштейна), выражение (2.12) при $Pe > 10$.

Отмечено [60], что по данным различных авторов наблюдается довольно значительный разброс (до 2х и более раз) по значениям Pe для однотипных насадок. Обобщённое выражение для модифицированного числа Пекле в газовой фазе Pe_3 получено с применением модели Тейлора и имеет вид [143] ($Re_3 > 50$)

$$Pe_3 = \frac{w_r d_3}{D_{II}} = 0,52(Re_3 / \xi)^{0,25}, \quad (2.27)$$

где $Re_3 = w_r d_3 / \nu_r$ - число Рейнольдса; ξ - коэффициент гидравлического сопротивления насадки; w_r - скорость газа в слое, м/с; ν_r - коэффициент кинематической вязкости газа, $\text{м}^2/\text{с}$; $d_3 = 4\varepsilon_{св} / a_v$ - эквивалентный диаметр насадки, м; $\varepsilon_{св}$ - доля свободного объема насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; a_v - удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Выражение (2.27) обеспечивает удовлетворительное согласование ($\pm 20\%$) с экспериментальными данными для различных насадок и при известном коэффициенте гидравлического сопротивления насадочного слоя. Коэффициент ξ находится экспериментально для каждой конструкции насадки, функции для расчетов представлены в многочисленных работах различных авторов, например, в [44, 59-63, 82, 132, 133, 146, 187, 189, 191].

Записывая значение $Pe_H = w_r H / D_{II}$, где в качестве характерного размера применяется высота слоя H , имеем

$$Pe_H = 0,52 \frac{H}{d_3} (Re_3 / \xi)^{0,25}. \quad (2.28)$$

Тогда число ячеек в газовой фазе по высоте слоя можно вычислить по формуле (2.12).

Числа Пекле в жидкой (пленке) и в газовой фазе имеют один и тот же порядок. Причем, чаще $Re_{ж} > Re_{г}$. Поэтому в первом приближении примем наихудшее условие – расчет n по числу Пекле в газовой фазе (2.28), как отмечено выше, расчет эффективности также можно выполнить при различном числе ячеек по фазам по выражениям, приведенным в монографии [60].

Достаточно трудной задачей является верное определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе для насадок различных конструкций, тем более для современных (новых) насадок. Известно большое количество эмпирических и полуэмпирических формул [60,61, 62, 138, 145].

Так, в частности, для насадочных колонн с нерегулярными кольцевыми насадками на основе выражения Вязова получено уравнение, которое дает удовлетворительные результаты по массоотдаче в жидкой фазе при ламинарном безволновом пленочном течении [145]:

$$\beta_{ж} = 0,68 \sqrt{\frac{q a_v \psi_w D_{ж}}{\epsilon_{св} \epsilon_{жд}}}, \quad (2.29)$$

где $D_{ж}$ – коэффициент диффузии компонента, m^2 / c ; $\epsilon_{жд}$ – динамическая задержка жидкости в слое насадки; q – плотность орошения, $m^3 / (m^2 \cdot c)$.

Уравнение (2.29) дает удовлетворительные результаты при $d_э < 0,015$ м, где $d_э = \frac{4\epsilon_{св}}{a_v}$ – эквивалентный диаметр насадки, м. При $d_э > 0,015$ м значения $\beta_{ж}$ по (2.29) меньше экспериментальных, что можно объяснить возникновением волн на поверхности пленки.

Выражение (2.29) включает динамическую задержку жидкости $\epsilon_{жд}$ и коэффициент смачиваемости поверхности насадки ψ_w , которые определяются при гидравлическом исследовании насадочных колонн.

Для хаотичного насадочного слоя в уравнении Вязова используем поправочный коэффициент Дэвидсона $K = \pi / 2$, учитывающий извилистость каналов.

Тогда для среднего коэффициента массоотдачи можно записать

$$\beta_{\text{ж}} = 1,38 \sqrt{\frac{\pi u_{\text{ср}} \cdot \nu_{\text{ж}}}{2l}} Sc_{\text{ж}}^{-0,5}, \quad (2.30)$$

где $Sc_{\text{ж}}$ – критерий Шмидта в жидкой фазе, $Sc_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{D_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}}}$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³; $u_{\text{ср}}$ – средняя скорость жидкости в пленке, м/с; l – длина пути жидкости по насадочному элементу, м.

При ламинарном волновом пленочном течении необходимо учитывать длину и амплитуду волны. При волнообразовании коэффициент массоотдачи $\beta_{\text{ж}}$ увеличивается в 1,5-2,0 раза и более по сравнению с гладкой пленкой. При условии непрерывного роста диффузионного слоя по всему орошаемому каналу уравнение для $\beta_{\text{ж}}$ получено в виде [135]:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{1,96}{\sqrt{1,6 - \alpha^2}} \left[1 + \frac{5}{4} (\delta_{\text{пл}} \cdot \alpha \cdot n) \sqrt{\frac{D_{\text{ж}} \cdot u_{\text{ср}}}{l}} \right], \quad (2.31)$$

где α – амплитуда волны; $n = \frac{2\pi\delta_{\text{пл}}}{\lambda}$; λ – длина волны, м.

Волнообразование может быть создано искусственно за счет регулярной шероховатости.

При расчете коэффициента массоотдачи в жидкой фазе необходимо учитывать известные данные о соотношении высоты выступа шероховатости и толщины пленки жидкости. Для ламинарного волнового режима получено выражение [135]:

$$\beta_{\text{ж}} = \left(\frac{D_{\text{ж}} u_{\text{ср}}}{\lambda} \right)^{0,5} \left[1 + 0,6 (\alpha n \delta_{\text{пл}})^2 \right] f(\alpha), \quad (2.32)$$

где принято $\lambda = S$ – шаг регулярной шероховатости, м.

Для расчета амплитуды волны α получены выражения [135]:

$$\alpha = Re_{\text{ж}} (1,444 \cdot Re_{\text{ж}} + 44,48)^{-1}, \quad Re_{\text{ж}} \leq 100,$$

$$\alpha = 0,505 + 2,3 \cdot 10^{-4} Re_{\text{ж}}, \quad 600 > Re_{\text{ж}} > 100,$$

$$\alpha = 0,643, \text{Re}_{\text{ж}} > 600,$$

где число Рейнольдса $\text{Re}_{\text{ж}} = 3u_{\text{ср}}\delta_{\text{пл}}/\nu_{\text{ж}}$; $\delta_{\text{пл}}$ - толщина пленки, м.

В формуле (2.32) функция $f(\alpha)$ имеет вид:

$$f(\alpha) = 1,22 - 0,23\alpha \text{ при } \alpha \leq 0,4,$$

$$f(\alpha) = 1,1 \text{ при } \alpha > 0,4.$$

При турбулентном течении пленки жидкости ($\text{Re}_{\text{ж}} > 2000$) по гладкой поверхности коэффициенты тепло- и массоотдачи можно вычислить по уравнениям, полученным на основе использования модели диффузионного пограничного слоя [145] или по известным эмпирическим выражениям.

Кроме коэффициентов массоотдачи так же важной характеристикой насадок является гидравлическое сопротивление (перепад давления) сухого и орошаемого слоя. Коэффициент сопротивления чаще всего записывают в виде $\xi = f(\text{Re}_3)$; (различные степенные функции) [60, 133, 138, 140 и др.].

Рассмотрим несколько современных насадок [133, 140].

Сегментно-регулярная насадка «Инжехим» [133, 187, 188]

Насадка выполнена в виде пакета, образованного металлическими лентами, на боковых поверхностях имеются треугольные гофры с лепестками в форме круговых сегментов (рис. 2.2).

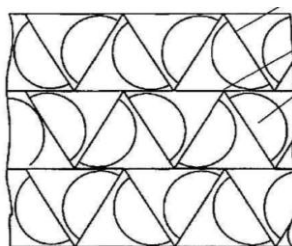


Рис. 2.2. Сегментно-регулярная насадка «Инжехим»

Насадка изготавливается из перфорированных сплошных лент шириной 40 мм. Удельная поверхность зависит от расстояния между лентами и равна $a_v = 160-280 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем 0,95. В результате экспериментов получен коэффициент гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадки [133]

$$\xi_o = 0,105 \text{Re}_3^{0,108}, \quad \xi_{\text{оп}} = \xi_o + 0,226 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,34 \cdot 10^{-3} \text{Re}_3}, \quad (2.33)$$

при w_{Γ} от 0,5 до 4,5 м/с и плотности орошения q от 5 до $30 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$;
 $(\text{Re}_{\text{ж}} = q d_{\text{э}} / \nu_{\text{ж}})$, $\text{Re}_{\text{э}} = \frac{w_{\Gamma} d_{\text{э}}}{\nu_{\Gamma}}$, $w_{\Gamma} = w_0 / \varepsilon_{\text{св}}$, где w_0 – скорость газа в колонне без насадки, м/с.

Для вычисления динамической составляющей задержки жидкости в слое насадки получено выражение

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,16 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,123}, \quad (2.34)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q / (\nu_{\text{ж}} a_{\text{в}})$; $\text{Ga} = g / (\nu_{\text{ж}}^2 a_{\text{в}}^3)$ – числа Рейнольдса и Галилея, $q \sim \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» [133, 189, 190]

Насадка состоит из пакетов, набранных из гофрированных листов. Центральный пакет выполнен в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно ($a_{\text{в}} = 150\text{-}300 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{св}} = 0,904$) (рис.2.3).

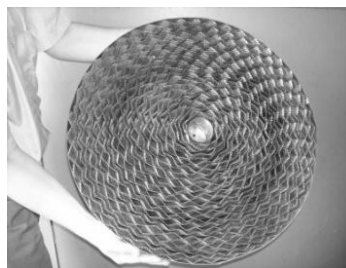


Рис. 2.3. Регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим»

В результате экспериментов получены коэффициенты гидравлического сопротивления (при w_{Γ} от 0,5 до 6,5 м/с) [133]

- для рулонной с шероховатой поверхностью (микрорельефом):

$$\xi_0 = 3,89 \text{Re}_{\text{э}}^{-0,294}, \quad (2.35)$$

- для рулонной просечной: $\xi_0 = 0,8$, при w_{Γ} от 0,6 до 6 м/с.

Для орошаемой насадки установлено (при плотности орошения q от 10 до $110 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$)

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \quad (2.36)$$

где $b=0,0082$ – насадка с шероховатой поверхностью; $b=0,0091$ – насадка с просечками; $q - \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Для расчета задержки жидкости получено выражение

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,652 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,23}. \quad (2.37)$$

Нерегулярная насадка «Инжехим-2000» [133, 134, 189]

Особенностью данной конструкции является то, что жидкость, омывающая элементы насадки, сходит преимущественно с них в виде пленки. Это происходит за счет того, что насадка имеет гладкий гидравлический профиль (рис.2.4).



Рис. 2.4. Нерегулярная насадка «Инжехим-2000»

Пленочный характер стока жидкости с элементов насадки обеспечивает высокие массообменные характеристики при минимальном значении уноса и способствует снижению гидравлического сопротивления.

В насадке практически отсутствуют застойные зоны, за счет точечного характера соприкосновения соседних элементов. Что важно, если в газовой или жидкой фазах присутствуют примеси, склонные к полимеризации и образованию слоя твердых отложений на поверхности насадки. Это приводит к уменьшению свободного сечения колонны, свободного объема и удельной поверхности насадки, что, в свою очередь, приводит к ухудшению ее рабочих характеристик.

Удельная поверхность $a_v = 165,8 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем 0,968 при номинальном размере элемента 0,024м.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки предлагается использовать уравнение [60]

$$\frac{\Delta P_{\text{оп}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = A \cdot q^c \cdot w_0^d . \quad (2.38)$$

Для нерегулярной насадки «Инжехим-2000»: $A=0,708$; $c=0,247$; $d=0,198$; q , $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ($20 \leq q \leq 80$).

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки описывается известным уравнением

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 w_0^2 \rho_{\Gamma} a_v}{8 \varepsilon_{\text{св}}^3} , \quad (2.39)$$

Коэффициент сопротивления для насадки получен в виде [133]

$$\xi_0 = 4,99 \text{Re}_s^{-0,04} , \quad (2.40)$$

Выражение для расчета динамической составляющей задержки жидкости установлено в форме [133]

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,704 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,484} \text{Ga}^{-0,346} , \quad (2.41)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q / (a_v v_{\text{ж}})$, $\text{Ga} = (a_v \theta)^{-3}$, $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$, $q \sim \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Выражение (2.41) получено при $d_s = 0,011-0,038$ м, и плотности орошения q от 2,5 до 30 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{час})$ [133].

Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены известным критериальным уравнением [133]

$$\text{Pe}_{\text{ж}} = 2,348 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,428} , \quad (2.42)$$

где $\text{Pe}_{\text{ж}} = q d_s / (D_{\text{п}} \varepsilon_{\text{св}})$; $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q \rho_{\text{ж}} / (a_v \varepsilon_{\text{св}} \mu_{\text{ж}})$, $q \sim \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Нерегулярная насадка «Инжехим-2002» [133, 134]

Насадка образована тремя изогнутыми полосами, смещенными относительно друг друга. Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу (рис. 2.5).

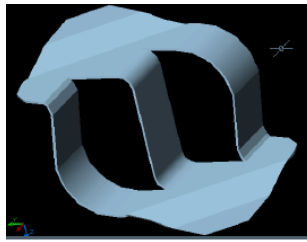


Рис. 2.5. Нерегулярная насадка «Инжехим-2002»

Удельная поверхность $a_v = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем 0,95 при номинальном размере элемента 0,045 м.

На основе результатов исследований установлено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки «Инжехим–2002» от фиктивной скорости газа описывается уравнением (Па) [133]

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = 213,86 \cdot w_0^{1,95}, \quad (2.43)$$

Также потерю давления на 1 м высоты насадки можно вычислить по выражению (2.39).

В работе [134] обработано большое количество экспериментальных данных по гидравлическому сопротивлению насадки и на их основе получена зависимость

$$\xi_0 = 1,34 \left(\frac{64}{\text{Re}_9} + \frac{1,8}{\text{Re}_9^{0,08}} \right). \quad (2.44)$$

Сопротивление орошаемых насадок в пленочном режиме работы рассчитывается по формуле [133]

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = \exp \left[\frac{\text{Re}_{\text{ж}}}{200} \right] \left[\frac{\varepsilon_{\text{св}}}{\varepsilon_{\text{св}} - \varepsilon_{\text{ж}}} \right]^{3/2}, \quad (2.45)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{q \cdot \rho_{\text{ж}}}{a_v \cdot \mu_{\text{ж}}}$, q – плотность орошения, $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $\varepsilon_{\text{ж}}$ – задержка жидкости в слое насадки.

Металлические кольца Рашига [133, 140]

Насадка в виде колец Рашига была изобретена еще в 1914 году и по сей день используется на некоторых ТЭЦ. Она имеет форму кольца, диаметр которого

равен его высоте. Исторически первыми появились насадки, выполненные из керамики. Однако в настоящий момент предпочтение отдают металлическим насадкам (рис.2.6).

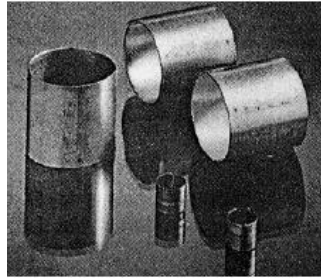


Рис. 2.6. Металлические кольца Рашига

При диаметре колец 0,05м, удельная поверхность $a_v = 110 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, доля свободного объема $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95 \text{ м}^3 / \text{м}^3$, количество в единице объема 5600-7000 шт / м^3 . При диаметре 0,025м, $a_v = 220 \text{ м}^2 / \text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{св}} = 0,92$.

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 метр [60]:

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{сух}} 10^{bq}, \quad (2.46)$$

где b – эмпирический коэффициент, для Колец Рашига диаметром 50 мм, $b=169$, где $q \sim \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$; сопротивление сухого насадочного слоя высотой 1 метр равно

$$[60,61] \Delta P_{\text{сух}} = \xi_{\text{сух}} \frac{1}{d_3} \frac{\rho_{\Gamma} \left(\frac{w_0}{\varepsilon_{\text{св}}} \right)^2}{2}, \text{ где коэффициент гидравлического сопротивления}$$

определяется в зависимости от режима движения газа в насадочном слое [60, 133]

$$\text{при } Re_3 < 40, \xi_{\text{сух}} = \frac{140}{Re_3},$$

$$\text{при } Re_3 > 40, \xi_{\text{сух}} = \frac{16}{Re_3^{0,2}},$$

где $Re_3 = \frac{4w_0\rho_{\Gamma}}{a_v\mu_{\Gamma}}$, где w_0 – скорость газа, отнесенная ко всему сечению колонны

(без насадки), м/с.

Другим вариантом определения гидравлического сопротивления орошаемого насадочного слоя является графическая зависимость, составленная

Эдуджи [1], которая применима для всех гидродинамических режимов работы насадки. Зависимость выражает соотношение

$$CFr_r / Re_{\text{усл}}^{0,1} = f(q / w_r), \quad (2.47)$$

где критерий Фруда для газа $Fr_r = w_r^2 / gd$; d – номинальный размер насадки, м; условный критерий Рейнольдса для газа $Re_{\text{усл}} = w_r d \rho_r / \mu_{\text{ж}}$; коэффициент C определяется по таблице [1].

Количество удерживаемой жидкости в насадке из колец Рашига диаметром больше 15 мм равно [60, 133]

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,747 Re_{\text{ж}}^{0,64} Ga^{-0,42}, \quad (2.48)$$

где $Re_{\text{ж}} = \frac{4q}{a_v v_{\text{ж}}}$ – число Рейнольдса; $Ga = \frac{g}{v_{\text{ж}}^2 a_v^3}$ – число Галилея.

Регулярная металлическая сетчатая насадка ВАКУ-ПАК [140]

Насадка «Вакупак» (рис. 2.7) представляет собой пакет вертикальных пластин изготовленных методом горизонтального гофрирования.

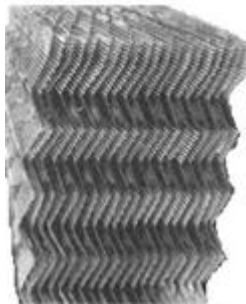


Рис. 2.7 Регулярная
металлическая сетчатая насадка
ВАКУ-ПАК

На гофрах имеются отогнутые и направленные вниз выступы с отверстиями, которые обеспечивают заданное расстояние между соседними пластинами при изготовлении насадки. Жидкость стекает по гофрам в виде пленки, а газ движется снизу вверх в зазорах между гофрированными листами. Выступы гофров обеспечивают интенсивное внутреннее перемешивание и турбулизацию потоков жидкости и пара.

Удельная поверхность $a_v = 115 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, доля свободного объема $\varepsilon_{\text{св}} = 0,98 \text{ м}^3 / \text{м}^3$ [140].

Результаты расчетов [148]

В качестве примера рассмотрим процесс декарбонизации CO_2 из воды воздухом. Удельный расход воды $60 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{час})$; скорость воздуха $w_r = 0,7 \text{ м/с}$; высота насадки $H=1 \text{ м}$. Рулонная гофрированная насадка (рис.2.3) с элементами шероховатости (пуклевкой или микрорельефом), с расстоянием между выступами $\lambda = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ и высотой $\sim 0,5 \text{ мм}$. Сегментная насадка (рис.2.2) с шириной пакета $l = 0,04 \text{ м}$. Эти характеристики используются в расчетах коэффициентов массоотдачи (2.30)-(2.32) и эффективности $E_{\text{ж}}$ (2.25).

Средняя толщина пленки вычислялась как $\delta_{\text{пл}} \approx \varepsilon_{\text{жд}} / a_v$, а средняя скорость жидкости в пленке $u_{\text{ср}} \approx V_{\text{ж}} / (S \cdot \varepsilon_{\text{жд}}) = q / \varepsilon_{\text{жд}}$, q – плотность орошения, $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $u_{\text{ж}} = V_{\text{ж}} / S, \text{ м/с}$. При $q = 60 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{час})$ - $u_{\text{ж}} = 0,016 \text{ м/с}$.

Таблица 2.1.

Результаты расчетов сегментно-регулярной насадки «Инжехим» $a_v = 280 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$ (рис.2.2), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
$13,57 \cdot 10^{-3}$	225	630	0,72	$3,02 \cdot 10^{-4}$	5,3	132	0,994	25

Таблица 2.2.

Результаты расчетов регулярной рулонной гофрированной насадки «Инжехим» (шероховатая поверхность) $a_v = 300 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,904$ (рис.2.3), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
0,012	220	557	0,177	$2,69 \cdot 10^{-4}$	5,04	119	0,993	46,27

Таблица 2.3.

Результаты расчетов регулярной рулонной гофрированной насадки «Инжехим» (поверхность с просечками) $a_v = 300 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,904$ (рис.2.3), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
0,012	220	557	0,177	$2,12 \cdot 10^{-4}$	3,8	111	0,976	70

Таблица 2.4.

Результаты расчетов нерегулярной насадки «Инжехим-2000»
 $a_v = 165,8 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,968$ (рис.2.4), $H=1\text{м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
$23,3 \cdot 10^{-3}$	400	1124	0,2	$2,05 \cdot 10^{-4}$	2,13	46	0,87	65

Таблица 2.5.

Результаты расчетов нерегулярной насадки «Инжехим-2002»
 $a_v = 200 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$ (рис.2.5), $H=1\text{м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
$19 \cdot 10^{-3}$	318	883	0,18	$4,27 \cdot 10^{-4}$	5,34	68	0,994	186

Таблица 2.6.

Результаты расчетов металлических колец Рашига $a_v = 220 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,92$
(рис.2.6), $H=1\text{м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
0,0167	300	777	0,18	$1,32 \cdot 10^{-4}$	1,82	58	0,83	600

Таблица 2.7.

Результаты расчета регулярной металлической насадки ВАКУ-ПАК
 $a_v = 115 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,98$ (рис. 2.7), $H=1\text{м}$.

$d_3, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$u_{\text{ср}}, \text{ м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м/с}$	$N_{\text{ж}}$	n	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
0,034	576	1580	0,26	$5,14 \cdot 10^{-4}$	3,69	49	0,97	27

В таблицах 2.1-2.7 расчеты [148] выполнены при $H=1\text{м}$ и $u_{\text{ж}} = 0,016 \text{ м/с}$ (удельный расход воды $60 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$). Число ячеек n вычислялось по выражению (2.12); число единиц переноса $N_{\text{ж}}$ по (2.24); эффективность разделения $E_{\text{ж}}$ по (2.25).

Как следует из расчетов, сегментно-регулярная насадка «Инжехим» и регулярная металлическая насадка ВАКУ-ПАК имеют меньшее гидравлическое сопротивление, чем насадки, результаты расчетов которых приведены в таблицах 2.2-2.6. Однако, учитывая что деаэраторы и декарбонизаторы работают при

больших нагрузках по воде ($60-80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и более), то наиболее предпочтительной является регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» (с шероховатой поверхностью) (рис. 2.3), исследованная в широком интервале нагрузок по газу и жидкости. Так, например, при увеличении расхода жидкости с 60 до $90 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, эффективность рулонной гофрированной насадки составляет $E_{\text{ж}} = 0,995$, что является вполне достаточной для удаления CO_2 и O_2 до нормы [1, 136].

На рис. 2.8 представлена гистограмма высоты слоя насадок рассмотренных конструкций, необходимой для очистки воды от диоксида углерода с эффективностью $98,5\%$. Расчет по формуле (2.26).

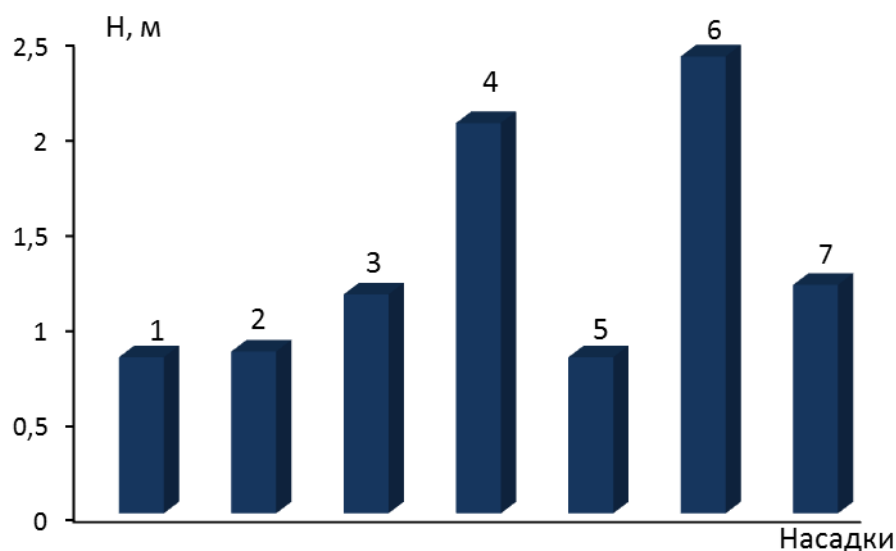


Рис. 2.8 Гистограмма требуемой высоты слоя насадки для очистки воды от CO_2 на $98,5\%$ ($E_{\text{ж}}=0,985$), (удельный расход воды $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; скорость воздуха $0,7 \text{ м/с}$):

- 1 – сегментно-регулярная насадка «Инжехим»;
- 2 – рулонная гофрированная насадка «Инжехим» (с шероховатой поверхностью);
- 3 – рулонная гофрированная насадка «Инжехим» (с просечками);
- 4 – нерегулярная насадка «Инжехим-2000»;
- 5 – нерегулярная насадка «Инжехим-2002»;
- 6 – металлические кольца Рашига;

7 – регулярная металлическая насадка ВАКУ-ПАК

По гистограмме видно, что насадки под номерами 1, 2, 5 обеспечивают требуемую эффективность очистки при достаточно небольшой высоте слоя насадки. При этом нерегулярная насадка «Инжехим-2002» обеспечивает требуемую эффективность очистки при удельной поверхности насадки меньше, чем у рассмотренных регулярных насадок. Однако, кроме высоты насадки не менее важным показателем при ее выборе является гидравлическое сопротивление насадочного слоя. Этот показатель у регулярных насадок значительно ниже, чем у нерегулярных.

На рис. 2.9 представлена гистограмма мощности на подачу газа, затрачиваемой на очистку 60 тонн воды в час от CO_2 с эффективностью $E_{\text{ж}}=0,985$.

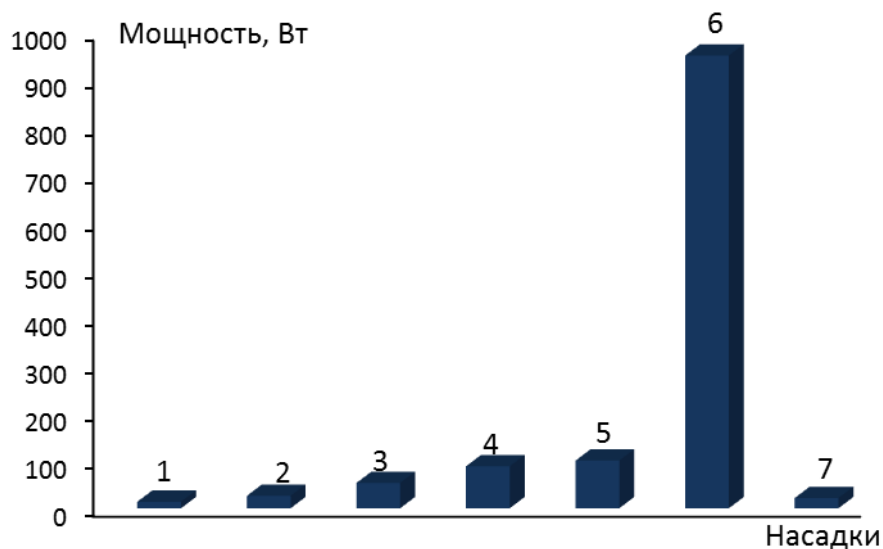


Рис. 2.9 Гистограмма затрачиваемой мощности на подачу газа для очистки 60 тонн воды в час от CO_2 (остальные обозначения на рис. 2.8)

Использование регулярных насадок под номерами 1, 2 и 7 позволит снизить количество затрачиваемой мощности на подачу газа на очистку воды от диоксида углерода с заданной эффективностью. Для нерегулярной насадки «Инжехим-2002» требуется мощность на подачу газа в 7 раз больше чем для сегментно-регулярной насадки «Инжехим», почти в 5 раз больше, чем для регулярной насадки ВАКУ-ПАК, в свою очередь, в 9,5 раз меньше, чем для металлических колец Рашига при требуемой эффективности очистки.

Исходя из расчетов, сделан вывод, что при ограниченности пространства помещений водоочистки на ТЭС, следует использовать декарбонизаторы с нерегулярными насадками («Инжехим-2002»), в остальных случаях – декарбонизаторы с регулярными насадками с шероховатой поверхностью (с сегментно-регулярной насадкой «Инжехим» или рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью, исследованной при больших нагрузках по воде и газу).

Следует отметить, что кроме рассмотренных выше насадок автором диссертационной работы также выполнены расчеты хаотичной насадки ГИАП-НЗ диаметром 25 мм ($a_v = 170 \text{ м}^2 / \text{м}^3$) и колец Палля 25x25 мм ($a_v = 220 \text{ м}^2 / \text{м}^3$). Характеристики и вид насадок даны в монографии [133]. В связи с тем, что данные насадки не изготавливаются с шероховатой поверхностью (микрорельефом), то по своим массообменным характеристикам они уступают по эффективности (на 20-25%) насадкам «Инжехим» с шероховатыми поверхностями.

2.3 Барботажные аппараты

В промышленности применяются аппараты с высоким (более 0,5 м) и тонким слоем жидкости. К аппаратам с тонким слоем жидкости относятся аппараты с барботажными тарелками. Преимуществом барботажных аппаратов является то, что они позволяют регулировать величину межфазной поверхности, за счет изменения режимных и конструктивных характеристик. Однако частые пуски и остановки оборудования, а также работа при частичной нагрузке отрицательно сказываются на работе барботажных аппаратов. На ТЭС барботаж главным образом применяется в термических деаэраторах, в барабанах паровых котлов.

Для создания барботажного слоя в деаэраторах и декарбонизаторах ТЭС иногда применяют непровальные ситчатые тарелки (непровальные дырчатые листы). Основным рабочим элементом пенных декарбонизаторов служат перфорированные тарелки.

На рис. 2.10 представлена схема барботажной ступени деаэратора.

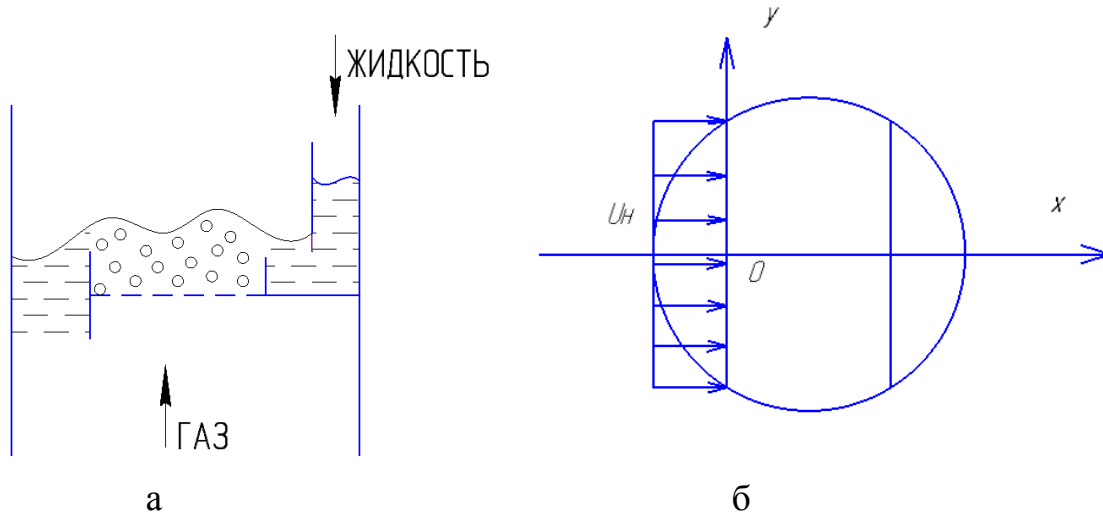


Рис. 2.10 Схема барботажной ступени (тарелки) деаэрата: а – вид сбоку; б – вид сверху

Для определения эффективности массообмена в барботажных аппаратах используем диффузионные модели структуры потоков (раздел 2.1).

Уравнения однопараметрических диффузионных моделей тепло - и массопереноса на тарелке для жидкой фазы с объемными источниками переноса тепла и массы компонента, записываются в следующем виде:

- по жидкой фазе массоперенос из жидкости в газ [143]

$$u_{\text{ж}} \frac{dC_{\text{ж}}}{dx} = D_{\text{пж}} \frac{d^2 C_{\text{ж}}}{dx^2} + K_{\text{oc}} a (C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*) \quad (2.49)$$

и уравнение баланса массы в фазах

$$LdC_{\text{ж}} = -GdC_{\text{г}} \quad (2.50)$$

- по жидкой фазе теплоперенос из газа в жидкость

$$u_{\text{ж}} \frac{dT_{\text{ж}}}{dx} = D_{\text{пж}} \frac{d^2 T_{\text{ж}}}{dx^2} + \frac{k_t a}{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}}} (T_{\text{г}} - T_{\text{ж}}) \quad (2.51)$$

и уравнение баланса тепла в фазах

$$\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} dT_{\text{ж}} = G \rho_{\text{г}} c_{\text{рг}} dT_{\text{г}} \quad (2.52)$$

где $D_{\text{пж}}$ - коэффициент обратного перемешивания, $\text{м}^2/\text{с}$; x - продольная координата, м ; $T_{\text{ж}}, T_{\text{г}}$ - температуры жидкости и газа, $^{\circ}\text{C}$; $C_{\text{ж}}$ - концентрация компонента в жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $u_{\text{ж}}$ - средняя скорость жидкости, $\text{м}/\text{с}$; $c_{\text{рж}}$ -

удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг К); $k_1 a$ - объемный коэффициент теплопередачи, Вт/(м³ К); K_{oc} - средний поверхностный коэффициент массопередачи, м/с; a - удельная поверхность пузырей м²/м³; $C_{ж}^* = f(C_{г})$ - равновесная концентрация; $C_{г}$ - концентрация компонента в газовой фазе, кг/м³; $c_{рг}$ - теплоемкость газа, (Дж/ кг К); «ж»- жидкость; «г»- газ.

В данном случае предполагается, что фазовые переходы незначительны. Другим вариантом расчета является расчет с использованием энтальпий.

К уравнениям (2.49), (2.51) записываются граничные условия:

$$\text{При } x=0: C_{нж} = C_{ж} - \frac{1}{Re_{ж}} \frac{dC_{ж}}{dx}; T_{нж} = T_{ж} - \frac{1}{Re_{ж}} \frac{dT_{ж}}{dx} \quad (\text{условия Данквертса}$$

[17]);

$$\text{При } x=l: \frac{dC_{ж}}{dx} = 0; \frac{dT_{ж}}{dx} = 0. \text{ Число Пекле } Re_{ж} = \frac{u_{ж} l}{D_{пж}}, \text{ где } l - \text{длина пути}$$

жидкости на тарелке, м; «н» - начальные значения.

Для решения уравнений (2.49), (2.51) разбиваем тарелку деаэратора на $k \times k$ ячеек (сетка интегрирования). Для расчета прогоночных коэффициентов оценим их значение в нулевой ячейке [142]. Для этого используем первое граничное условие, записанное через коэффициент перемешивания [142]

$$u_{ж} (C_{ж} - C_{нж}) = D_{пж} \frac{dC_{ж}}{dx}, \text{ при } x=0, C_{0ж} = C_{нж}, \quad (2.53)$$

или в разностном виде

$$u_{ж} (C_{1ж} - C_{нж}) = D_{пж} \frac{C_{1ж} - C_{0ж}}{\Delta x}, \text{ при } x=0. \quad (2.54)$$

Отсюда,

$$C_{0ж} = \left(1 - \frac{u_{ж} \cdot \Delta x}{D_{пж}} \right) C_{1ж} + \frac{u_{ж} \cdot \Delta x \cdot C_{нж}}{D_{пж}}. \quad (2.55)$$

Далее, прежде чем найти значение искомой функции $C_{ж}$ в выделенных ячейках, следует определить $C_{n+1,ж}$. Для этого используем второе граничное условие, записав его в разностном виде [142]

$$\frac{C_{n+1,ж} - C_{n,ж}}{\Delta x} = 0, \text{ при } x=l. \quad (2.56)$$

Отсюда,

$$C_{n+1,ж} = C_{n,ж}. \quad (2.57)$$

Аналогичные условия записываются для уравнения теплопереноса.

Коэффициенты перемешивания и теплопередачи

С точки зрения обратного перемешивания, т.е. по высоте слоя в ядре жидкой фазы, пустотелые барботажные колонны близки к аппаратам идеального смешения. Но при малых скоростях газа основную роль в перемешивании жидкости играют турбулентные пульсации, обусловленные деформацией газовых пузырей и турбулентностью в следах за пузырями [152].

Экспериментальные исследования различных авторов показывают, что коэффициент перемешивания D_{Π} может изменяться в очень широких пределах (от $5 \cdot 10^{-4}$ до $0,5 \text{ м}^2/\text{с}$). Такое изменение обусловлено в первую очередь скоростью газа в слое и диаметром колонны.

Для определения коэффициентов перемешивания для ситчатой тарелки различными авторами (Кафаровым В.В., Комиссаровым Ю.А., Чеховым О.С. и др.) получены эмпирические выражения [149].

Коэффициенты массо- и теплопередачи на барботажных тарелках вычисляются по известным выражениям аддитивности фазовых сопротивлений, где коэффициенты массо- и теплоотдачи в жидкой и газовой фазах можно определить по различным эмпирическим зависимостям (А.И. Родионова, Г.П. Соломахи, В.В. Кафарова и др.) [59-63, 138, 141, 142]. В работах [145, 161, 162], на основе применения гидродинамической аналогии и модели диффузионного пограничного слоя, получены выражения для расчета коэффициентов тепло- и массопередачи с учетом входного участка при интенсивном барботаже на тарелках различных конструкций, которые в диссертации использованы для расчета декарбонизатора с ситчатыми тарелками.

Результаты расчетов эффективности массообмена [150]

В качестве примера использования диффузионной модели (2.49) выполнены расчеты массообмена в пенном слое барботажного декарбонизатора (удаление CO_2 из воды воздухом).

Эффективность процесса определяется по выражению (2.13).

На рис. 2.11 представлены результаты расчетов эффективности декарбонизации от удельного расхода воды и сравнения с опытными данными [1] для ситчатой тарелки ($w_{\Gamma} = 0,35 \text{ м/с}$), $Q_{\text{ж}}$ – расход жидкости, отнесенный к длине сливной планки, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$.

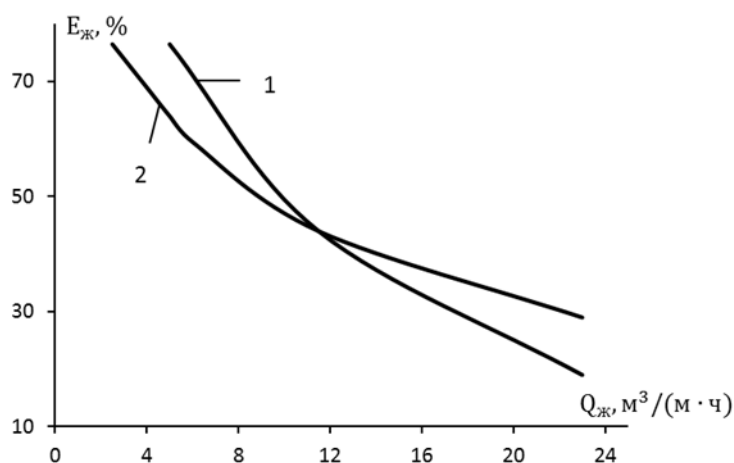


Рис. 2.11 Влияние удельного расхода воды на эффективность декарбонизации $C_{\text{н}} = 300 \text{ мг/л}$; $T_{\text{ж}} = 5^\circ \text{C}$; $T_{\Gamma} = 17^\circ \text{C}$. Скорость газа в колонне $w_{\Gamma} = 0,35 \text{ м/с}$; диаметр колонны $D_{\text{к}} = 1,0 \text{ м}$. 1- расчет; 2- данные работы [1]

По рис.2.11 видно удовлетворительное согласование данных расчета по диффузионной модели с данными работы [1]. Что подтверждает возможность применения диффузионной модели при расчете эффективности декарбонизатора с барботажной ступенью.

2.4 Модели тепло- и массообмена в деаэрационном баке

Деаэрационный бак является одной из ступеней очистки воды от растворенных газов на ТЭС. Также он служит в качестве бака-аккумулятора деаэрированной воды. Важным показателем, влияющим на эффективность декарбонизации, является время пребывания воды в деаэрационном баке. Полное удаление свободного диоксида углерода происходит при продолжительности пребывания воды в баке более 20 мин, величине удельного расхода вентиляционного пара 16–18 кг/т деаэрированной воды и значениях концентрации

диоксида углерода в воде после деаэрационной колонки 3,3–9,4 мг/л [128]. Затопленные барботажные устройства позволяют обеспечить более глубокое разложение гидрокарбонатов и карбонатов [58, 84, 86]. При использовании парового барботажа в баке деаэратора существенно увеличивается эффективность удаления именно химически связанных форм угольной кислоты [58, 84, 86].

На рис. 2.12. представлена схема деаэрационной установки (взята из диссертации Неназдникова А.Ю.) [129]

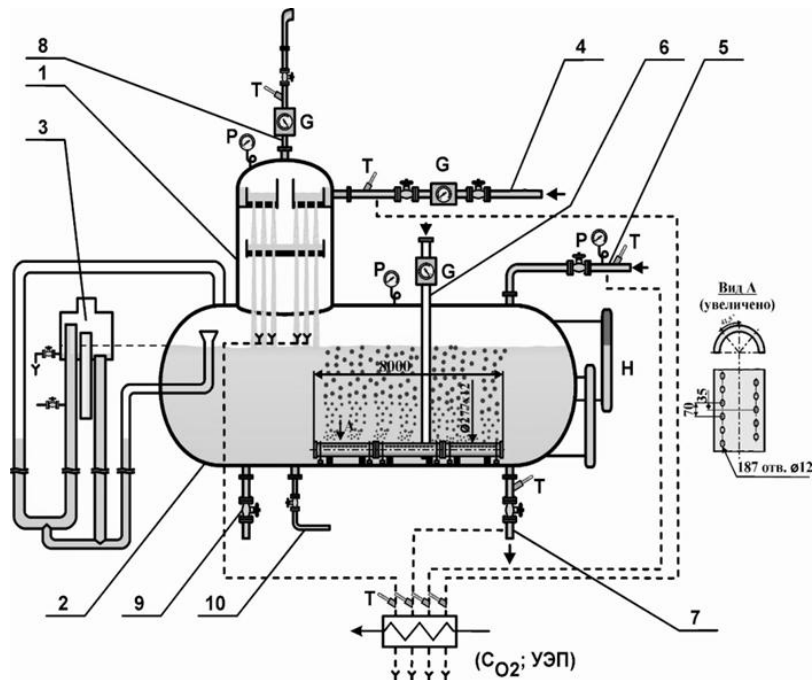


Рис. 2.12 – Схема деаэрационной установки: 1 – деаэрационная колонка; 2 – деаэраторный бак; 3 – предохранительно-сливное устройство; 4 – подвод исходной воды; 5 и 6 – подвод соответственно основного и барботажного пара; 7 – отвод деаэрированной воды; 8 –

отвод выпара; 9 – водяной уравнильный трубопровод (закрыт); 10 – дренаж (закрыт); пунктирными линиями показан отбор проб теплоносителей; G, P, T – измерения соответственно расхода, давления, температуры среды; H – измерение уровня воды в баке; C_{O_2} , УЭП – измерения соответственно массовой концентрации растворенного кислорода и удельной электропроводности проб теплоносителей

Рассмотрен теоретический подход моделирования массопереноса в стационарном барботажном слое деаэраторного бака. При моделировании двухфазных сред с хаотичной межфазной поверхностью уравнение массопереноса записывают для сплошной фазы (в нашем случае для воды), а влияние дисперсной фазы (пузырьков пара) учитывают с помощью объемного источника межфазного переноса. Такой подход является частным случаем модели многоскоростного

континуума [151]. Аналогично запишем уравнения переноса при барботаже в деаэрационном баке.

Уравнение массопереноса в цилиндрических координатах

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D + D_{\text{T}})(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + R_{\text{с}}, \quad (2.58)$$

где $C_{\text{ж}}$ – концентрация растворенного газа в воде, кг/кг; $u_{\text{ж}}(r)$ – скорость движения жидкости, как функция радиальной координаты, м/с; x – продольная координата, м; r – поперечная (радиальная) координата, м; D и D_{T} – коэффициент молекулярной и турбулентной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; $R_{\text{с}}$ – объемный источник массы.

Уравнение теплопереноса в жидкой фазе

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(a + a_{\text{T}})(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{R_{\text{T}}}{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}}}, \quad (2.59)$$

где $T_{\text{ж}}$ – температура жидкости, $^{\circ}\text{C}$; a, a_{T} – коэффициент молекулярной и турбулентной температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$; R_{T} – объемный источник тепла.

Уравнения баланса массы и тепла между фазами

$$LdC_{\text{ж}} = GdC_{\text{г}}, \quad (2.60)$$

$$Lc_{\text{рж}} dT_{\text{ж}} = GdH_{\text{г}}, \quad (2.61)$$

где L, G – расходы жидкости и газа, кг/с; $c_{\text{рж}}, c_{\text{рг}}$ – удельная теплоемкость жидкости и газа, Дж/(кг К); $H_{\text{г}}$ – энтальпия пара, Дж/кг.

Объемные источники массы и тепла межфазного переноса

$$R_{\text{с}} = \beta_{\text{ж}} a_{\text{v}} \Delta C_{\text{ж}}, \quad (2.62)$$

$$R_{\text{T}} = k_{\text{T}} a_{\text{v}} \Delta T, \quad (2.63)$$

где $\beta_{\text{ж}}$ – коэффициент массоотдачи, м/с; a_{v} – удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$; k_{T} – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\Delta C_{\text{ж}} = C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*$ – движущая сила массоотдачи при десорбции растворимых газов; $C_{\text{ж}}^*$ – равновесная концентрация; ΔT – движущая сила процесса теплопередачи.

Граничные условия:

при $x = 0$, $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{нж}}(r), C_{\text{ж}} = C_{\text{нж}}, T_{\text{ж}} = T_{\text{нж}}$, (на входе)

$$\text{при } r = 0, \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} = 0, \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = 0 ; \text{ (на оси симметрии)}$$

$$\text{при } x = H \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = 0; \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = 0, \text{ (на выходе), аналогично при } r=D_{\text{к}}/2 \text{ – на стенке,}$$

где $D_{\text{к}}$ – диаметр деаэрационного бака, м. Предполагается, что тепловые потери незначительные.

При записи математической модели используются известные допущения при расчете аппаратов с высоким барботажным слоем:

- расчет источников выполняется со значениями среднего поверхностно-объемного диаметра пузырька; со средним газосодержанием слоя; средними коэффициентами массоотдачи и теплопередачи;
- влияние входного участка (входа пара в слой жидкости в виде струй, которые затем распадаются на пузыри) незначительно;
- поверхностно-активные вещества в воде отсутствуют.

При записи данных граничных условий принято, что бак полностью заполнен барботажным слоем. На самом деле, в верхней части бака существует паровая фаза на выходе из слоя (20-25% от объема бака). В таком случае, симметрия полей нарушается и необходимо рассматривать более сложную постановку задачи. Однако, учитывая, что над барботажным слоем деаэрация кислорода не происходит, можно считать, что полное заполнение бака является допущением модели.

Скорость жидкости $u_{\text{ж}}(r)$ является функцией радиальной координаты и зависит от режима движения жидкости и первоначального ее распределения на входе в зону барботажа. Известно, что при ламинарном режиме движения однофазного потока функция $u_{\text{ж}}(r)$ имеет параболический характер, а при турбулентном – логарифмический. Эти функции справедливы для однофазных сред при стабилизированном течении в осесимметричных каналах. Для двухфазного потока $u_{\text{ж}}(r)$ в деаэрационном баке эту функцию можно определить из решения системы уравнений движения в приближении многоскоростного

континуума [151]. Однако, решение такой системы затруднительно из-за сложности замыкания уравнений движения и неизвестного характера поля скорости на входе $u_{\text{вж}}(r)$. Неравномерность скорости жидкости на входе в зону деаэрации можно устранить за счет перфорированной перегородки, как это показано в работах [132, 189]. Тогда, за счет выравнивания начального распределения профиля скорости на входе и дальнейшего интенсивного перемешивания жидкости в зоне барботажа можно принять плоский профиль скорости, то есть равный средней расходной скорости в поперечном сечении деаэрационного бака $u_{\text{ж}} = L / (\rho_{\text{ж}} S)$, где L – массовый расход воды, кг/с; S – площадь поперечного сечения бака, м^2 .

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе от пузырей обычно вычисляют по уравнению Буссинеска-Хигби $\beta_{\text{ж}} = 1,13 \sqrt{u_{\infty} D_{\text{ж}} / d_{\text{п}}}$, где u_{∞} – скорость всплытия пузырька, м/с; $d_{\text{п}}$ – средний диаметр пузырька, м; $D_{\text{ж}}$ – коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$. Однако, данное выражение получено для одиночных пузырей и не учитывает турбулентность при движении ансамбля пузырей и газосодержание барботажного слоя [152].

Средний коэффициент массоотдачи от пузырей, учитывающий турбулентность, отнесенный к поверхности контакта фаз, определим по выражению [145, 161, 162]

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{2u_*}{\pi \sqrt{R_1 Sc_{\text{ж}}}}, \quad (2.64)$$

где R_1 – безразмерная толщина вязкого подслоя (для пузырей ≈ 7); $Sc_{\text{ж}}$ – число Шмидта ($Sc_{\text{ж}} = \nu_{\text{ж}} / D_{\text{ж}}$, где $\nu_{\text{ж}}$ – коэффициент кинематической вязкости жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$); u_* – средняя динамическая скорость в жидкой фазе, с учетом газосодержания в высокослойном аппарате имеет вид [152] (при $w_{\text{г}} > 0,1$ м/с)

$$u_* = 2,2 \left[\nu_{\text{ж}} g w_{\text{г}} (1 - \phi_{\text{г}})^2 \right]^{0,25}, \quad (2.65)$$

(при $w_{\text{г}} < 0,1$ м/с, $u_* = 2,2 (\nu_{\text{ж}} g w_{\text{г}})^{0,25}$); $w_{\text{г}}$ – скорость газа на полное сечение аппарата, м/с.

Газосодержание можно вычислить по выражению [80, 152] ($\varphi_r < 0,7$)

$$\varphi_r = 0,4 \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,15} \left(w_r \sqrt[4]{\frac{\Delta\rho}{\sigma g}} \right)^{0,68}, \quad (2.66)$$

где ρ_r - плотность газа, кг/м³; $\rho_{ж}$ - плотность жидкости, кг/м³; $\Delta\rho = \rho_{ж} - \rho_r$; σ - поверхностное натяжение, Н/м.

На рис. 2.13 представлена зависимость коэффициента массоотдачи от скорости газа в аппарате на полное сечение.

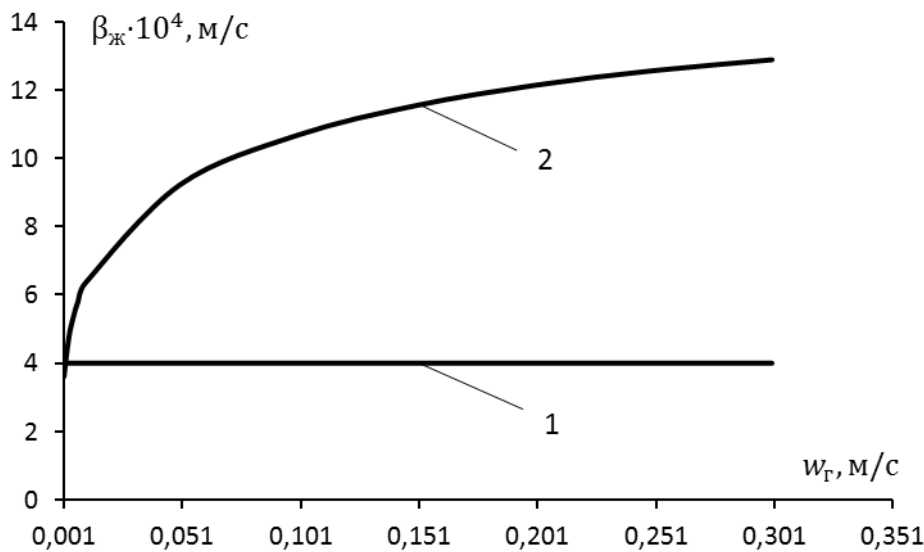


Рис.2.13

Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости газа в аппарате: 1 – расчет по выражению Буссинеска-Хигби ($u_{\infty} \approx 0,25$ м/с; $d_{II} = 0,005$ м);

2 - расчет по выражению (2.64). Система вода – пар. Температура воды 104°С; температура пара 160°С . Десорбция O₂. Коэффициент молекулярной диффузии $D_{ж} = 2,5 \cdot 10^{-9}$ м²/с

В уравнениях конвективного массо- и теплопереноса (2.58), (2.59) коэффициенты турбулентного обмена в ядре потока D_T , a_T определили на основе модели локальной изотропной турбулентности для газо-жидкостных сред [143, 146, 162]. Примем известное приближенное равенство $\nu_T \approx a_T \approx D_T$, где ν_T - коэффициент турбулентной вязкости жидкой фазы, м²/с.

Коэффициенты перемешивания (продольного и поперечного) в барботажном слое обычно больше коэффициента турбулентной вязкости. Турбулентные пульсации в продольном перемешивании играют большую роль лишь при небольших скоростях газа [143]. Коэффициент турбулентной вязкости

для пузырькового режима с малым газосодержанием при скорости газа $w_r < 0,2$ м/с имеет вид [143]

$$v_T = 1,33(4\delta + 1,6d_p) \frac{(v_{жg} w_r)^{0,5}}{(u_\infty - u_{гр})}, \quad (2.67)$$

где δ – средняя толщина пограничного слоя на пузырьке, м; d_p – диаметр пузырька, м; u_∞ – скорость движения пузырей, м/с; $u_{гр}$ – скорость движения межфазной поверхности, м/с.

Коэффициент турбулентной вязкости для стесненного режима движения пузырей при $w_r > 0,2$ м/с имеет вид

$$v_T = 0,887 \frac{d_p (1 - \varphi_r)^2}{\varphi_r} \left(\frac{v_{жg}}{w_r} \right)^{0,5}. \quad (2.68)$$

Систему уравнений (2.58) – (2.61) можно решить численно, например методом прогонки. Однако, при равномерном распределении фаз и учитывая особенности процесса барботажа, то есть практически полное перемешивание жидкости по высоте слоя за счет всплывающих пузырей, выполним переход к ячеечной модели структуры потока, которая позволяет получить удовлетворительные результаты по профилям концентраций и температур в жидкой фазе [131, 153].

Условно разделим бак на n ячеек полного перемешивания от входа воды к выходу. На число ячеек влияют режимные и конструктивные характеристики деаэрационного бака.

Уравнение ячеечной модели запишем в виде

$$L(C_{i-1} - C_i)_{ж} = \rho_{ж} \beta_{ж} F_i (C_i - C_i^*)_{ж}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (2.69)$$

где F_i – поверхность контакта фаз в i -й ячейке, м²; L – расход воды, кг/с.

Отсюда, концентрация растворенного газа в воде в i -й ячейке

$$C_{i,ж} = \frac{LC_{i-1,ж} + \rho_{ж} \beta_{ж} F_i C_{i,ж}^*}{\rho_{ж} \beta_{ж} F_i + L}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (2.70)$$

Эффективность извлечения компонента в i -й ячейке и в баке

$$E_{\text{ж}i} = \frac{C_{i-1,\text{ж}} - C_{i,\text{ж}}}{C_{i-1,\text{ж}} - C_{i,\text{ж}}^*}, \quad i=1,2,\dots,n \quad \text{или} \quad E_{\text{ж}} = 1 - \prod_{i=1}^n (1 - E_{\text{ж}i}). \quad (2.71)$$

Как отмечено в разделе 2.1, число ячеек можно определить по известному модифицированному числу Пекле (критерий Боденштейна).

Число Пекле можно вычислить, к примеру, по выражению, полученному Като и Нишиваки [60, 143]

$$Pe = \frac{w_{\Gamma} \cdot D_{\text{к}}}{D_{\text{пж}}} = \frac{13Fr^{0.5}}{1 + 6,5Fr^{0.4}}, \quad (2.72)$$

где $Fr = w_{\Gamma}^2 / (g \cdot D_{\text{к}})$ - число Фруда; $D_{\text{к}}$ - диаметр аппарата, м.

Число Пекле, отнесенное к длине барботера запишем в виде

$$Pe_l = Pe \cdot l / D_{\text{к}}. \quad (2.73)$$

Выполнив переход от диффузионной модели к ячейной получаем число ячеек полного перемешивания [143] ($Pe > 10$) - выражение (2.12), при $Pe = 2 \div 10$, $n = 0,4(Pe + 1,25)$.

Эффективность разделения смеси в деаэрационном баке определим по ячейной модели по выражениям (2.70), (2.71). В результате получено выражение, аналогичное (2.23), где $N_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} F / V_{\text{ж}}$; $F = V_{\text{г-ж}} a_{\text{вг-ж}}$; $V_{\text{г-ж}}$ - объем газожидкостного (барботажного) слоя, м^3 ; $a_{\text{вг-ж}} = 6\phi_{\Gamma} / d_{\text{п}}$ - удельная поверхность пузырей, $\text{м}^2/\text{м}^3$; ϕ_{Γ} - газосодержание; $d_{\text{п}}$ - средний поверхностно-объемный диаметр пузырька, м, ($d_{\text{п}} = 1,53 \sqrt{\frac{d_0 \sigma}{\Delta \rho g}}$ [80,143], где d_0 - диаметр отверстия барботера, м); $V_{\text{ж}} = L / \rho_{\text{ж}}$ - объемный расход, $\text{м}^3/\text{с}$.

Расчеты по (2.73) показывают, что при $w_{\Gamma} < 0,35$ м/с, $l < 12,5$ м, число $Pe_l < 2$, что дает $n \approx 1$, то есть в деаэрационном баке практически полное перемешивание, тогда эффективность массопередачи можно определить по выражениям [60]

$$E_{\text{ж}} = N_{\text{ж}} / (1 + N_{\text{ж}}), \quad (n=1); \quad E_{\text{ж}} = 1 - (1 + N_{\text{ж}} / n)^{-n}, \quad (n \geq 1). \quad (2.74)$$

На рисунке 2.14 показана зависимость эффективности удаления из воды O_2 в деаэрационном баке от скорости барботируемого пара при разных расходах воды.

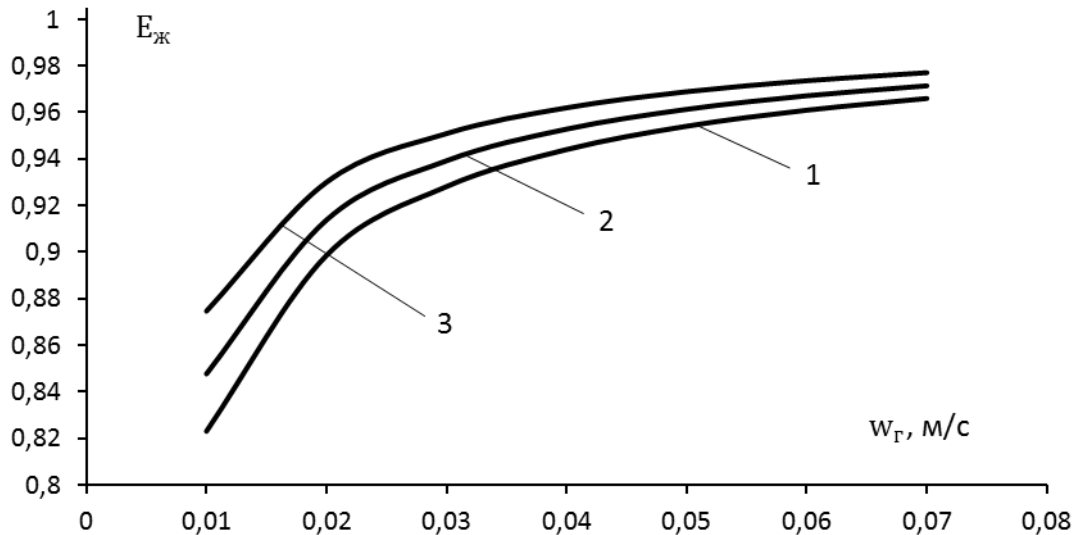


Рис. 2. 14 Зависимость эффективности удаления из воды O_2 в деаэраторном баке от скорости барботируемого пара при разных расходах воды: 1 – 300т/ч; 2 – 250 т/ч; 3 – 200 т/ч. Длина барботера $l = 8\text{м}$; диаметр отверстия барботера 0,012м; внутренний диаметр деаэраторного бака 3,2м; уровень воды в баке принимаем 2,0м; температура воды 104°C ; температура пара 160°C

Ниже представлена зависимость эффективности очистки воды для деаэратора ДСА-300 от O_2 от длины барботера в направлении движения жидкости (рис. 2.15) при разных скоростях барботируемого пара.

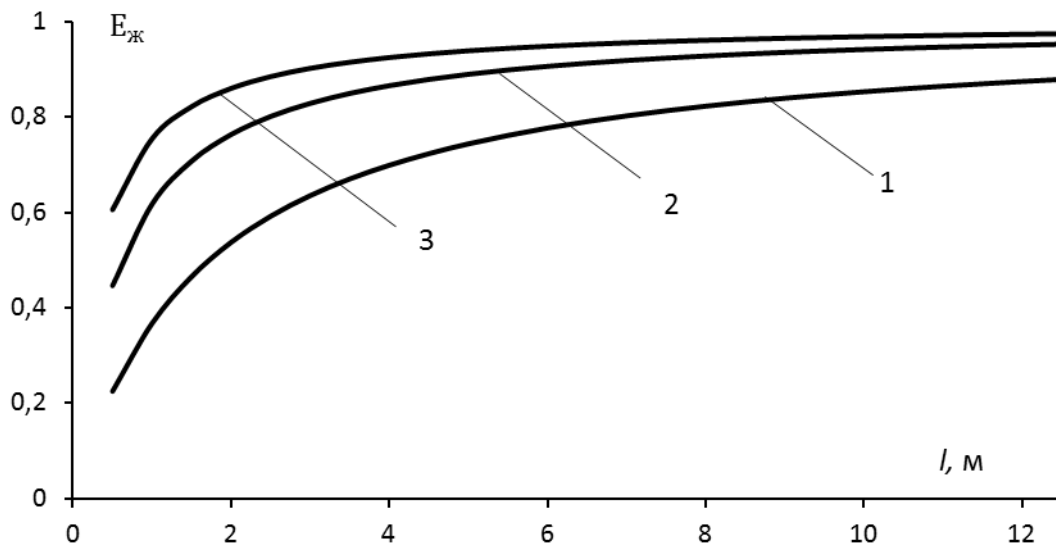


Рис. 2.15 Зависимость эффективности очистки воды для деаэратора ДСА-300 от O_2 от длины барботера в направлении движения жидкости при разных

скоростях пара: 1 - 0,01м/с; 2 - 0,03м/с; 3 - 0,06м/с. Температура воды 104°С; расход воды 300 т/ч; температура пара 160°С; внутренний диаметр деаэрационного бака 3,2 м

По рисункам видно, что при увеличении скорости газа эффективность десорбции резко возрастает до определенного значения (в зависимости от заданных начальных параметров), после роста эффективности замедляется. Аналогично, при увеличении длины барботера, увеличивается эффективность удаления из воды O_2 .

На основе применения представленной модели выбран вариант модернизации термического деаэрационного бака с барботажным баком (раздел 4.3).

2.5 Математическая модель теплоотдачи в пленочных десорберах

2.5.1 Зависимость теплофизических свойств воды от температуры

В декарбонизаторах атмосферный воздух, подаваемый в аппарат, охлаждает воду и интенсивность декарбонизации снижается. Вода, подаваемая в аппарат, имеет температуру 20-40°С, а в процессе декарбонизации ее температура понижается. Поэтому важным является стабилизация температурного профиля воды по высоте контактных устройств.

Конструктивно такой процесс можно организовать в пленочных аппаратах с контактными трубками. Трубки устанавливаются в трубные решетки (как в кожухотрубчатом теплообменнике). По внутренним поверхностям трубок стекает вода (противоток), а снизу подается воздух. Также может организоваться восходящий или нисходящий прямоток (сильное взаимодействие фаз) (рис.2.16) (более подробно рис. 3.1).

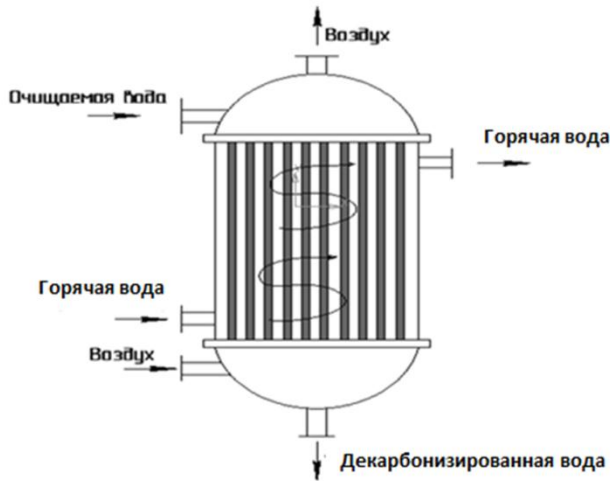


Рис. 2.16 Пленочный декарбонизатор с контактными трубками

В межтрубное пространство подается пар (или горячая вода), который через стенки трубок должен поддерживать заданный температурный режим. Задача заключается в правильном расчете температуры и расхода теплоносителя. С увеличением температуры воды ее вязкость уменьшается, процесс десорбции CO_2 из воды воздухом происходит эффективнее. В подтверждение этому ниже представлена зависимость коэффициента диффузии CO_2 в воде и динамической вязкости воды от температуры воды (рис. 2.17 и 2.18).

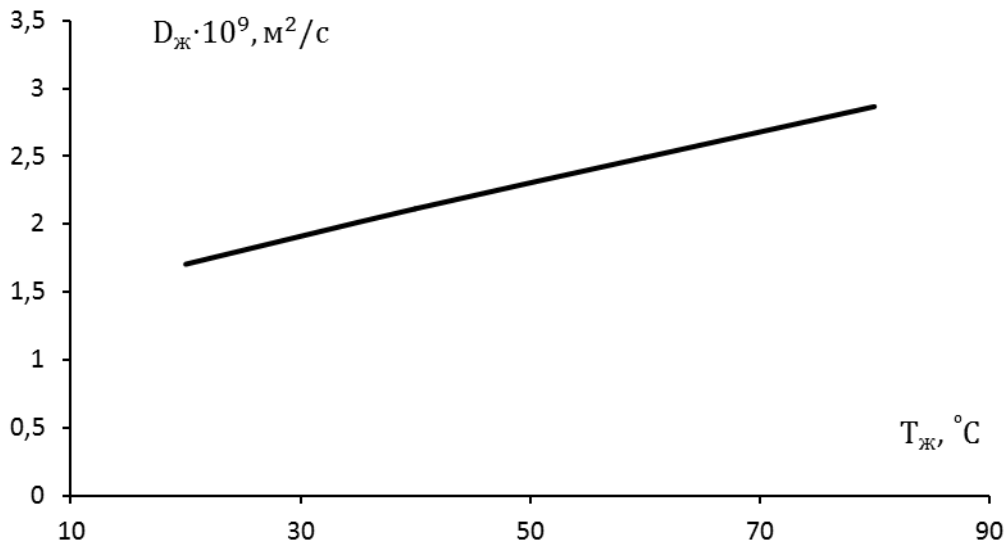


Рис.2.17 Зависимость коэффициента диффузии CO_2 в воде от температуры.

Расчет по выражению [154]
$$D_{ж} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{ж}} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$
, где v_A, v_B - мольные объемы растворенного вещества и растворителя; M_A, M_B - мольные

массы растворенного вещества и растворителя; A и B – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя; $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с

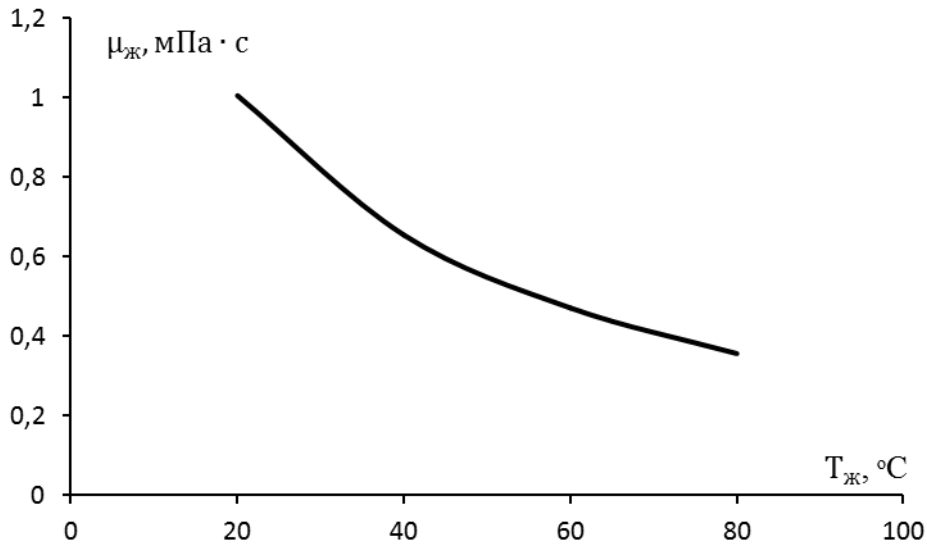


Рис. 2.18 Зависимость коэффициента динамической вязкости воды от температуры (справочные данные [155])

От температуры воды зависят коэффициент абсорбции CO_2 , равновесные концентрации CO_2 в воде, растворимость газов в воде.

Шараповым В.И. предложен график зависимости коэффициента абсорбции ((лат. absorptio от absorbere — поглощать. Поглощение газов жидкостями) CO_2 от температуры воды [1]. Ниже представлен график (рис. 2.19)

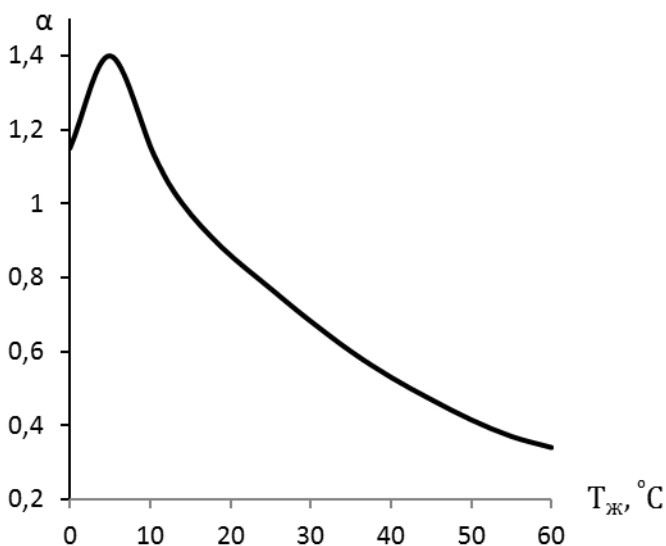


Рис.2.19 Зависимость коэффициента абсорбции CO_2 от температуры воды [1]

По графику видно, что с ростом температуры воды коэффициент абсорбции уменьшается.

Ниже также приводится график зависимости равновесной концентрации CO_2 в воде от ее

температуры при разных значениях его парциального давления (рис. 2.20)

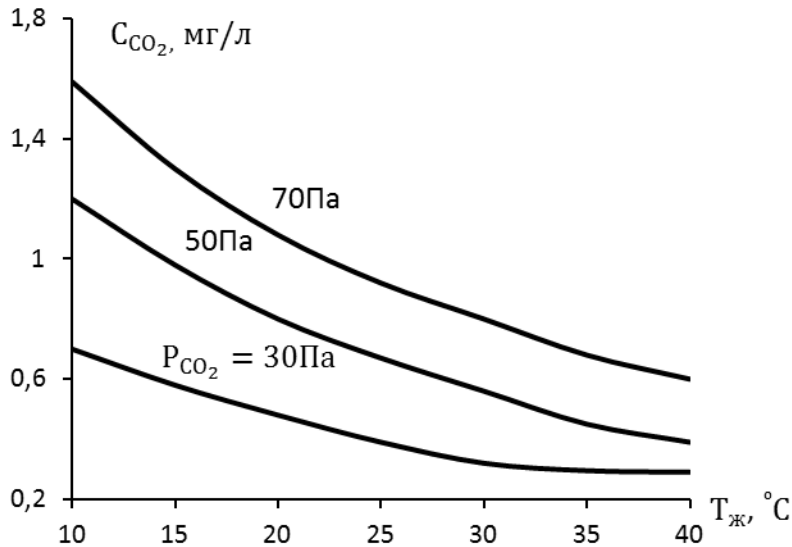


Рис. 2.20 Зависимость равновесной концентрации CO_2 в воде от ее температуры при разных значениях его парциального давления [1]

Декарбонизация осуществляется после химического умягчения воды и перед термической деаэрацией. В связи с тем, что декарбонизация является промежуточной стадией очистки воды от растворенных газов, отсутствует информация по нормированию показателей на выходе из декарбонизатора. Контролируются лишь данные на выходе из ВПУ. Однако, не всегда удается обеспечить требуемое качество воды, делая акцент лишь на деаэраторах (при понижении температуры воды, например), декарбонизаторам отводится далеко не последнее место в системе ВПУ. Температура воды в декарбонизаторе является одним из самых важных показателей. От него зависит вязкость воды, поверхностное натяжение, растворимость газов, диффузия и т. д.

Как видно по рисункам 2.17 и 2.18 с ростом температуры вязкость воды уменьшается, коэффициент диффузии CO_2 в воде увеличивается, а следовательно происходит лучшее извлечение диоксида углерода из воды.

Для расчета температуры очищаемой воды после декарбонизатора используем уравнения баланса тепла в интегральной и локальной формах.

Поток тепла в декарбонизаторе

$$Q = Lc_{рж}(T_{нж} - T_{кж}) + Q_u = G(I_{кг} - I_{нг}), \quad (2.75)$$

где L , G – массовые расходы воды и воздуха (кг/с); $c_{рж}$ – теплоемкость воды, Дж/(кг К); $T_{нж}$, $T_{кж}$ – начальная и конечная температуры воды, °С ; $I_{нг}$, $I_{кг}$ – начальная и конечная энтальпии воздуха, Дж/кг; Q_u – поток тепла с испарившейся жидкостью, Вт (составляет 2-5% от общего потока Q).

Тепловая эффективность охлаждения воды

$$E_t = \frac{T_{нж} - T_{кж}}{T_{нж} - T_{м.т.}}, \quad (2.76)$$

где $T_{м.т.}$ – температура воздуха по смоченному термометру при начальной температуре воздуха.

Из выражений (2.75) и (2.76) температура воды на выходе из аппарата

$$T_{кж} = T_{нж} - E_t(T_{нж} - T_{м.т.}). \quad (2.77)$$

Основной задачей в такой постановке является определение тепловой эффективности E_t . Для этого используются как экспериментальные исследования, так и теоретические модели.

Анализ литературных источников [143, 147, 157] работы пленочных противоточных градирен показывает, что тепловая эффективность в летнее время года невысокая и составляет 0,25-0,45. В первом приближении можно принять $E_t \approx 0,35$.

Для более точного расчета можно использовать ячеечную модель с итерационным методом решения. В такой постановке контактная трубка условно делится по высоте на ряд ячеек полного перемешивания. Число ячеек зависит от гидродинамической обстановки взаимодействия воды и воздуха [143] (раздел 2.1).

Поток тепла в i -ой ячейке (расчет от входа воды)

$$Q_i = Lc_{рж}(T_{i-1} - T_i)_ж = G(I_{i-1} - I_i)_г, \quad i=1,2,\dots,n. \quad (2.78)$$

Также поток тепла в ячейке можно записать в виде

$$Q_i = \beta_x F_i (I_i^* - I_i)_r, i=1,2,\dots,n, \quad (2.79)$$

где β_x - коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влагосодержания воздуха, кг/(м²с) ; F_i - площадь поверхности контакта фаз в i -ой ячейке, м² ; I_i^* - энтальпия насыщенного воздуха на границе раздела фаз, Дж/кг.

Для расчета коэффициента массоотдачи β_x можно использовать математическую модель [157].

Таким образом, в уравнениях (2.78) и (2.79) неизвестными величинами являются температура воды $T_{i,j}$ и энтальпия воздуха $I_{i,r}$. При $i=1$, имеем $T_{i-1,j} = T_{нж}$; $I_{i-1,r} = I_{кр}$; при $i=n$, имеем $T_{n,j} = T_{кж}$; $I_{n,r} = I_{нр}$.

Значения $T_{нж}$ и $I_{нр}$ задаются исходя из условий проведения процесса, а значение I_i^* находится по диаграмме Рамзина или по расчетным выражениям [156].

Например, при $E_t \approx 0,35$, температуре наружного воздуха $T_0 = -5^\circ\text{C}$, относительной влажности воздуха 93%, $T_{м.т.} = -5,5^\circ\text{C}$, тогда по выражению (2.77) при температуре воды на входе в декарбонизатор $T_{нж} = 40^\circ\text{C}$, получаем $T_{кж} = 24^\circ\text{C}$.

На рисунке 2.21. показана зависимость температуры воды на выходе из аппарата от температуры наружного воздуха при разной влажности воздуха

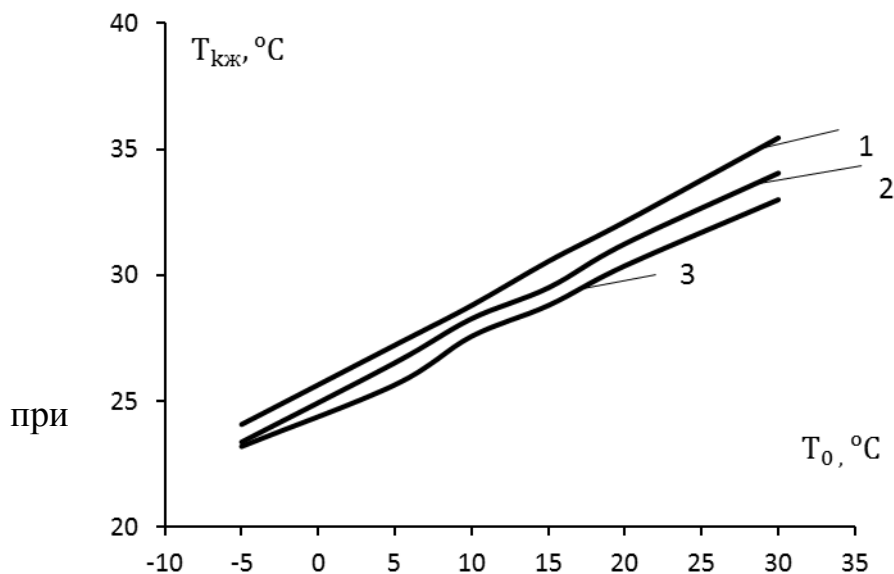


Рис.2.21

Зависимость температуры воды на выходе из аппарата от температуры воздуха разной влажности воздуха: 1 – влажность воздуха 80%; 2 –

влажность воздуха 60%; 3- влажность воздуха 40%. $T_{нж} = 40^\circ\text{C}$

Из рисунка видно, что при уменьшении влажности и температуры воздуха, температура воды на выходе из декарбонизатора снижается.

Чтобы определить величину расхода греющего пара для компенсации тепла, отданного воздуху, воспользуемся следующими выражениями.

Полный поток тепла из воды в воздух (тепловые потери через стенку в окружающую среду незначительны)

$$Q = Lc_{pж} (T_{нж} - T_{кж}) + Q_u. \quad (2.80)$$

Значением потока тепла за счет испарения воды Q_u можно пренебречь, увеличив полный поток Q на 4-5%.

Данный поток (2.80) необходимо компенсировать теплом от греющего пара, чтобы не переохладить воду. Тогда

$$Q = Gr, \quad (2.81)$$

где G – расход греющего пара, кг/с; r – удельная теплота парообразования, Дж/кг.

Отсюда минимальный расход пара

$$G = \frac{1,05Lc_{pж} (T_{нж} - T_{кж})}{r}, \quad (2.82)$$

где $T_{кж}$ - температура воды на выходе из деаэратора без подачи греющего пара, °С.

Поток тепла также можно записать в следующем виде

$$Q = k \cdot F_{пл} \cdot \Delta T_{cp}, \quad (2.83)$$

где $\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_{\delta} + \Delta T_{m}}{2}$ - средняя движущая сила теплопередачи $\Delta T_{\delta} = T_{гр.пара} - T_{кж}$; $\Delta T_{m} = T_{гр.пара} - T_{нж}$; k – коэффициент теплопередачи (зависит от коэффициентов теплоотдачи теплоносителей); $F_{пл}$ - площадь поверхности пленки, м².

Для расчета коэффициента теплоотдачи в межтрубном пространстве пучка шахматных или коридорных труб, можно использовать известные полуэмпирические выражения, а для расчета коэффициента теплоотдачи от стекающей пленки воды к стенке трубы (или от стенки к пленке) ниже рассмотрена математическая модель, которая справедлива как для режимов

слабого, так и сильного взаимодействия пленки с газовым потоком. Следует отметить, что если для режима слабого взаимодействия (свободное гравитационное течение пленки по стенке канала) известно довольно много эмпирических и полуэмпирических выражений для коэффициента теплоотдачи от пленки к стенке (Лабунцова Д.А., Живайкина Л.Я., Кутателадзе С.С., Нигматулина Р.И., Халпанова Л.П., Лаптева А.Г. и др.), то для сильного взаимодействия фаз исследований значительно меньше [167, 179].

2.5.2 Определение коэффициентов теплоотдачи в турбулентной пленке

В данном разделе на основании развития подхода [145, 149, 162, 167] получено выражение для среднего коэффициента теплоотдачи в турбулентном пограничном слое [169]. Подход заключается в применении моделей пограничного слоя Ландау-Левича, Дайслера, Ван-Дрифта и др., а также установленных Кутателадзе С.С. и Леонтьевым А.И. свойств консервативности законов трения и теплообмена в пограничном слое к различным возмущениям. Возмущения не изменяют вид математического описания явлений переноса, а учитываются параметрически [81, 82].

Основные характеристики и закономерности пленочного течения представлены в работах [60, 145, 151, 158, 179, 180] и во многих других.

Рассмотрим стабилизированное турбулентное течение пленки жидкости со свободной поверхностью, стекающей в направлении силы тяжести по гладкой вертикальной поверхности. Режим взаимодействия с газовым или паровым потоком слабый ($\tau_{ст} \gg \tau_{г-ж}$, где $\tau_{ст}$ и $\tau_{г-ж}$ - касательные напряжения на стенке и межфазной поверхности пленки, Па). Фазовые переходы незначительные. На стенке образуется пограничный слой, толщина которого соизмерима с толщиной пленки. Между стенкой и пленкой происходит теплоперенос. Известно, что трубы промышленных пленочных аппаратов, как правило, имеют диаметр 20-70 мм, и кривизна их поверхности не оказывает существенного влияния на процессы переноса в жидкой пленке.

Выражения для плотности теплового потока q и касательного напряжения τ (потока импульса) в пленке с учетом молекулярного и турбулентного переноса имеют известную форму

$$q = -c_p \rho_{\text{ж}} (a + a_T) \frac{dT}{dy}, \quad (2.84)$$

$$\tau = -\rho_{\text{ж}} (v + v_T) \frac{du}{dy}, \quad (2.85)$$

где y – поперечное расстояние от поверхности стенки до рассматриваемой точки, м; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность, кг/м³; a, a_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной температуропроводности, м²/с; v, v_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной вязкости, м²/с; T – температура, °С; u – скорость, м/с; c_p – удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К).

Потоки тепла и импульса на стенке (т.е. при $y=0$), также можно записать в виде

$$q_{\text{ст}} = \alpha (T_{\infty} - T_{\text{ст}}), \quad (2.86)$$

$$\tau_{\text{ст}} = \rho_{\text{ж}} \gamma (u_{\infty} - u_{\text{ст}}) = \rho_{\text{ж}} \gamma u_{\infty}, \quad (2.87)$$

где при « ∞ » – параметры ядра потока (то есть вблизи межфазной поверхности), а при « ст » – на стенке ($u_{\text{ст}} = 0$).

В выражении (2.87) используется коэффициент переноса импульса [160] γ (аналог коэффициента теплоотдачи α), который характеризует скорость переноса импульса. Коэффициент γ стал широко применяться в работах Дьяконова [145, 146, 149, 161, 162, 167] и других для моделирования процессов переноса в одно- и двухфазных средах.

Для определения коэффициентов переноса из (2.84) – (2.87) записывают интегралы [145, 162-165]

$$\gamma = \frac{1}{\int_0^{\delta} \frac{\tau^* dy}{v + v_T(y)}}, \quad (2.88)$$

$$\alpha = \frac{\rho_{\text{ж}} c_p}{\int_0^{\delta} \frac{q^* dy}{a + a_T(y)}}, \quad (2.89)$$

где τ^* , q^* – безразмерные потоки импульса и тепла; δ – толщина турбулентного пограничного слоя, м.

Выражения (2.88), (2.89) являются достаточно общими и позволяют вычислить коэффициенты переноса импульса и тепла на основе коэффициентов молекулярной диффузии, а также известного характера изменения коэффициентов турбулентного обмена $\nu_T(y)$, $a_T(y)$ и относительных потоков $\tau^* = \tau(y)/\tau_0$; $q^* = q(y)/q_0$. В выражениях (2.88) и (2.89) не учитывается конвективный перенос, так как известно, что его роль в пограничном слое в направлении оси Oy мала.

Модели турбулентности в пограничном слое

В литературе известно большое количество различных функций $\nu_T(y)$ для двух- и трехслойных моделей пограничного слоя с учетом затухания турбулентности в вязком подслое.

Развитием теории пристенной турбулентности была форма представления распределения турбулентной вязкости с использованием демпфирующего множителя, позволяющего получать гладкую зависимость (кривую) турбулентной вязкости и соответственно скорости [166].

$$\frac{\nu_T}{\nu} = K_D (\chi y^+)^2 \frac{d}{dy^+} \left(\frac{u}{u_*} \right), \quad (2.90)$$

где u_* – динамическая скорость трения на стенке ($u_* = \sqrt{\tau_{\text{ст}}/\rho_{\text{ж}}}$), м/с; $y^+ = \frac{u_* y}{\nu}$ – безразмерная координата; $\chi = 0,4$ – константа турбулентности.

На основе теории затухания волновых функций Ван-Дристом была получена следующая формула демпфирующего фактора, показанная в общем виде в [166]

$$K_D = \left[1 - \exp\left(-b\chi^2(y^+)^2\right)^{1/n} \right]^n, \quad (2.91)$$

где $n=2$ (в оригинальной работе Ван-Дрифта), $b=0,0092$ – опытный коэффициент Дайслера.

Демпфирующий множитель K_D учитывает скорость затухания турбулентных пульсаций при приближении к стенке.

Представляя верхний предел интегрирования в виде переменной величины в выражении (2.88), в результате численного интегрирования получена зависимость, которая хорошо аппроксимируется представленной ниже функцией [167] для коэффициента переноса импульса

$$\gamma = \frac{u_*}{5,219 + 2,5 \ln(R_\delta - 0,124)}, \quad (2.92)$$

где $R_\delta = u_* \delta / \nu$ – безразмерная толщина пограничного слоя.

Гидродинамическая аналогия

Для турбулентного пограничного слоя в случае числа Прандтля $Pr = 1$ и градиента давления $dP/dx = 0$ следует подобие безразмерных профилей скорости и температуры и полная аналогия переноса (аналогия Рейнольдса).

При $Pr \neq 1$ для однофазного потока на твердой стенке используется поправка Чилтона-Кольборна

$$St_T = \frac{C_f}{2Pr^{2/3}}, \quad (2.93)$$

где $St_T = \alpha / (\rho_{ж} c_{рж} u_\infty)$ – число Стантона; $C_f = \frac{2\tau}{\rho_{ж} u_\infty^2}$ – коэффициент трения.

Из уравнений (2.86), (2.87) и (2.93) следует связь между коэффициентами переноса импульса γ и тепла α [145, 161-162] (аналогия Чилтона-Кольборна).

$$\gamma = \frac{\alpha}{\rho_{ж} c_{рж}} Pr^{2/3}. \quad (2.94)$$

Для двухфазных сред показатель степени при числе Прандтля может находиться в пределах от 0,66 до 0,5 [60, 145, 151, 158, 159, 162-165, 168]. В

пленке без поверхностно-активных веществ различными авторами установлено $n=0,5$.

Определение параметров модели

Значение толщины пограничного слоя δ (или R_δ) получим из потокового соотношения (2.87) с коэффициентом (2.92)

$$R_\delta = \exp \left\{ \left[\left(\frac{u_\infty}{u_*} - 5,219 \right) / 2,5 \right] + 0,124 \right\}, \quad (2.95)$$

Как известно, скорость на межфазной поверхности турбулентной пленки $u_\infty = 1,15u_{cp}$, где $u_{cp} = q / \delta_{пл}$ - средняя скорость в пленке, м/с.

На основе выражения (2.92) и аналогии (2.94) зависимость для расчета коэффициента теплоотдачи в турбулентной пленке ($\alpha \sim Pr^{-0,5}$) получит вид [169]

$$\alpha = \frac{\rho_j c_{pj} u_*}{Pr^{0,5} (5,219 + 2,5 \ln(R_\delta - 0,124))}. \quad (2.96)$$

Для гравитационного пленочного течения динамическую скорость u_* на стенке канала можно вычислить по известному выражению

$$u_* = \sqrt{g \delta_{пл}}, \quad (2.97)$$

где средняя толщина пленки при турбулентном течении $\delta_{пл} = 0,0887 \theta Re^{0,635}$ [158]; число Рейнольдса $Re = 4q / v_{ж}$; $\theta = (v_{ж}^2 / g)^{1/3}$ – приведенная толщина пленки, м; q – плотность орошения к периметру пленочного течения, $m^3 / (m \cdot c)$.

При сильном взаимодействии пленки с газом значение динамической скорости находится из выражения баланса сил при известном перепаде давления в канале (раздел 3.1).

Число Нуссельта для пленочного течения запишется в виде

$$Nu = \alpha \theta / \lambda_{ж}, \quad (2.98)$$

где $\lambda_{ж}$ - удельная теплопроводность жидкости, Вт/(м·К).

Далее для проверки адекватности полученного выражения (2.96) для коэффициента теплоотдачи рассмотрены модельные примеры.

2.5.3 Примеры расчетов коэффициента теплоотдачи в турбулентной пленке

Теплоотдача от гладкой пластины (однофазный поток)

Ниже рассмотрены различные математические модели и выражения, которые используются для описания турбулентного пограничного слоя (модель Прандтля или двуслойная модель турбулентного пограничного слоя, модель диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича, модель Кармана). Выражения, полученные на основе этих моделей, для определения коэффициентов теплоотдачи в турбулентном пограничном слое хорошо согласуются с полученной зависимостью (2.96). Далее на рис. 2.22 и в табл.2.7 показано сравнение результатов расчета числа Нуссельта для случая теплоотдачи однофазной среды ($\alpha \sim \text{Pr}^{-0,57}$) от гладкой пластины по выражению (2.96) с результатами, полученными по выражениям (2.99), (2.100), (2.101), (2.102) [170].

Выражение (2.99) получено с использованием трехслойной модели турбулентного пограничного слоя [145]

$$\alpha = \frac{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} u_*}{\text{Pr}^{0,57} 5(1 + \ln 6 + 0,5(\ln \delta - \ln 30v/u_*))} . \quad (2.99)$$

На основании соотношения (2.94) получено выражение для определения коэффициента теплоотдачи [145]

$$\alpha = \frac{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} u_*}{\text{Pr}^{0,57} (13,73 + 2,5(\ln \delta - \ln 30v/u_*))} , \quad (2.100)$$

где $u_* = u_{\text{ср}} \sqrt{C_f / 2}$ - динамическая скорость на пластине, м/с; $\delta = 0,205L / \text{Re}_L^{0,2}$ - средняя толщина пограничного слоя, м [166]; $\text{Re}_L = u_{\text{ср}} L / \nu_{\text{ж}}$ - число Рейнольдса; L - длина пластины, м; $C_f = 0,073 / \text{Re}_L^{0,2}$ - коэффициент трения пластины.

Результаты опытных данных по средней теплоотдаче пластины обобщаются известной зависимостью ($\text{Nu} = \alpha L / \lambda_{\text{ж}}$)

$$\text{Nu} = 0,037 \text{Re}_L^{0,8} \text{Pr}^{0,43} . \quad (2.101)$$

На основе использования гидродинамической аналогии в работе Петухова Б.С. для пластины рекомендуется уравнение для числа Стантона

$$\frac{C_f / 2}{St_T} = K_1 + K_2 \sqrt{\frac{C_f}{2}} (Pr^{\frac{2}{3}} - 1), \quad (2.102)$$

где $K_1 = 0,93; K_2 = 12,5$.

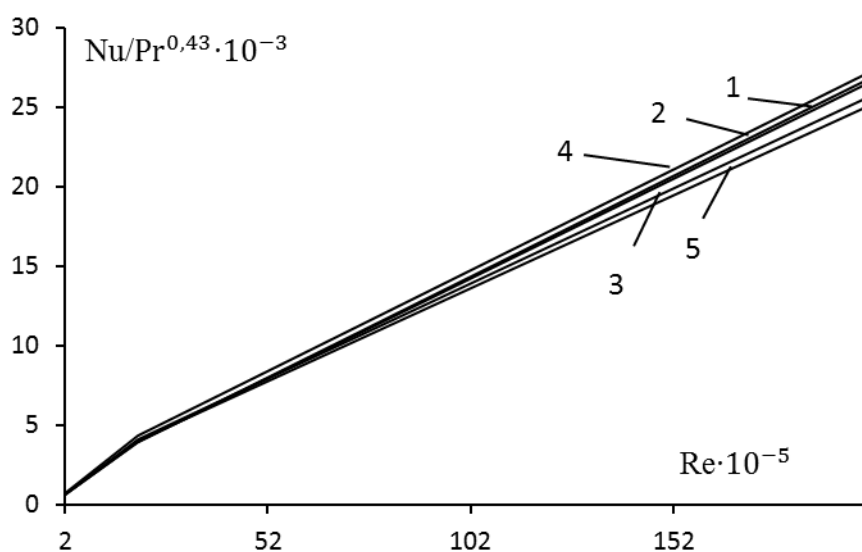


Рис. 2.22 – Сравнение выражения (2.96) с известными теоретическими зависимостями : 1 – расчет по уравнению (2.99); 2 – расчет по уравнению (2.100); 3 – расчет по

уравнению (2.101); 4 – расчет по уравнению (2.102); 5 – расчет по уравнению (2.96) [170]. $Nu = \alpha L / \lambda_{ж}$

Табл.2.7 – Результаты расчета числа Нуссельта по выражению (2.96) для случая теплоотдачи от гладкой пластины ($Nu = \alpha L / \lambda_{ж}$) (однофазный поток).

Расчет Nu по формуле	Число Прандтля, Pr								
	1			10			20		
	Число Рейнольдса, Re								
	$2 \cdot 10^5$	$2 \cdot 10^6$	$2 \cdot 10^7$	$2 \cdot 10^5$	$2 \cdot 10^6$	$2 \cdot 10^7$	$2 \cdot 10^5$	$2 \cdot 10^6$	$2 \cdot 10^7$
(2.96)	619,5	$3,99 \cdot 10^3$	$25 \cdot 10^3$	1972,4	$12,5 \cdot 10^3$	$78,9 \cdot 10^3$	2817,6	$17,7 \cdot 10^3$	$112,14 \cdot 10^3$
(2.99)	601,9	$3,9 \cdot 10^3$	$26,5 \cdot 10^3$	1617,8	$10,57 \cdot 10^3$	$71,3 \cdot 10^3$	2186,15	$14,3 \cdot 10^3$	$96,4 \cdot 10^3$

(2.100)	609,4	$3,9 \cdot 10^3$	$26,7 \cdot 10^3$	1637,8	$10,6 \cdot 10^3$	$71,9 \cdot 10^3$	2213,1	$14,4 \cdot 10^3$	$97,27 \cdot 10^3$
(2.101)	644,2	$4,06 \cdot 10^3$	$25,65 \cdot 10^3$	1733,9	$10,94 \cdot 10^3$	$69,03 \cdot 10^3$	2340,99	$14,77 \cdot 10^3$	$93,19 \cdot 10^3$
(2.102)	683,5 3	$4,3 \cdot 10^3$	$27,19 \cdot 10^3$	1814,46	$13,478 \cdot 10^3$	$99,02 \cdot 10^3$	2328,16	$17,66 \cdot 10^3$	$134,62 \cdot 5 \cdot 10^3$

Из рисунка и таблицы видно удовлетворительное согласование результатов расчета по выражению (2.96) с результатами расчета числа Нуссельта по выражениям предложенным другими авторами.

Теплоотдача в трубе (однофазный поток)

Далее рассмотрена теплоотдача при осевом турбулентном движении потока в трубе. На рисунке 2.23 и в таблице 2.8 представлены результаты сравнения данных, полученных по выражениям Петухова, Кутателадзе, Мигая для трубы с результатами, полученными по выражению (2.96) ($\alpha \sim Pr^{-0.57}$).

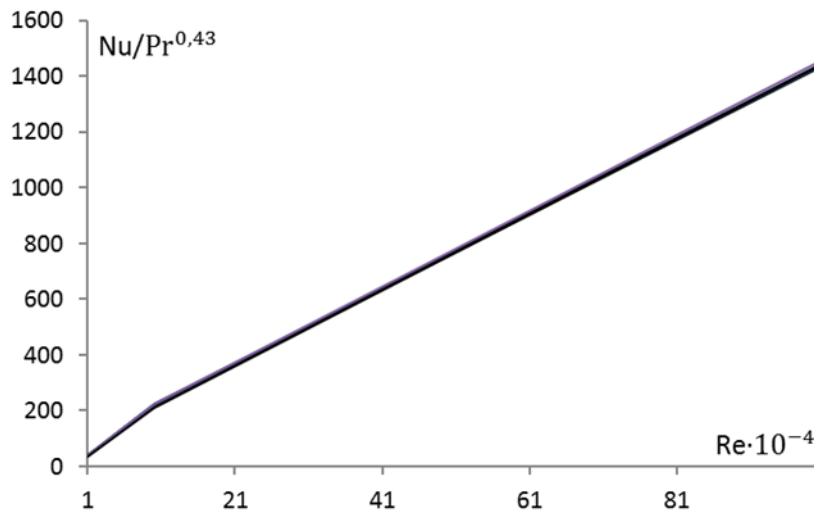


Рис.2.23 Сравнение результатов расчета числа Нуссельта для случая теплоотдачи в трубе по выражению (2.96) с результатами выражений, полученных другими исследователями

(2.103), (2.104), (2.105) (все линии слились в одну, результаты расчетов практически идентичные)

Зависимость (2.103) получена с использованием демпфирующего множителя на основе гидродинамической аналогии [145]

$$\alpha = \frac{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} u_*}{\text{Pr}^{0,57} (5,309 + 2,5 \ln(R_{\delta}))}, \quad (2.103)$$

где $u_* = u_{\text{ср}} \sqrt{\xi/8}$ - динамическая скорость в трубе, м/с; ξ - гидравлическое сопротивление трубы, вычисляется по формуле Блазиуса или Никурадзе; $R_{\delta} = 0,25u_*d / \nu_{\text{ж}}$ - безразмерная толщина пограничного слоя в трубе.

Выражения (2.104) и (2.105) записаны с использованием эмпирических уравнений из работ [171] и [172] соответственно

$$\text{Nu}_d = \frac{\frac{\xi}{8} \text{Re}_d \text{Pr}}{1 + 900 \text{Re}_d^{-1} + 12,7 \sqrt{\frac{\xi}{8}} (\text{Pr}^{2/3} - 1)}, \quad (2.104)$$

$$\text{Nu}_d = 0,021 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43}, \quad (2.105)$$

где $\text{Nu}_d = \alpha d / \lambda_{\text{ж}}$ - число Нуссельта; $\text{Re}_d = u_{\text{ср}} d / \nu_{\text{ж}}$ - число Рейнольдса; ξ - коэффициент гидравлического сопротивления трубы; d - диаметр трубы, м.

Табл. 2.8 – Результаты расчета числа Нуссельта для случая теплоотдачи в трубе

Расчет Nu по форму ле	Число Прандтля, Pr								
	1			10			20		
	Число Рейнольдса, Re								
	10 ⁴	10 ⁵	10 ⁶	10 ⁴	10 ⁵	10 ⁶	10 ⁴	10 ⁵	10 ⁶
(2.96)	38,56	221,8	1435,7	122	694,4	4521,48	172	992,1	6428,9
(2.103)	38,26	220,5	1428,4	103	588,5	3835,28	139	800	5188,9
(2.104)	38,5	221,5	1433,2	103	591	3848,28	140	803,4	5206,4
(2.105)	36	222,6	1449,9	98,4	701,9	5254,3	128	929,77	7126,8

По рисунку и таблице видно хорошее согласование результатов расчета по выражению (2.96) с результатами расчета по формулам Петухова, Кутателадзе, Мигая для трубы, что подтверждает адекватность уравнения (2.96), где $\alpha \sim \text{Pr}^{-0,57}$ для однофазного потока в канале.

Результаты расчета теплоотдачи в пленке жидкости

Ниже представлены результаты расчета коэффициентов теплоотдачи по формуле (2.96) в виде безразмерных комплексов [173] и сравнение с известными экспериментальными данными при свободном гравитационном течении пленки жидкости.

На рисунке 2.24 даны результаты расчета безразмерного комплекса с использованием уравнения (2.96) и сравнение с экспериментальными данными по стабилизированной теплоотдаче в пленке жидкости, полученными другими исследователями.

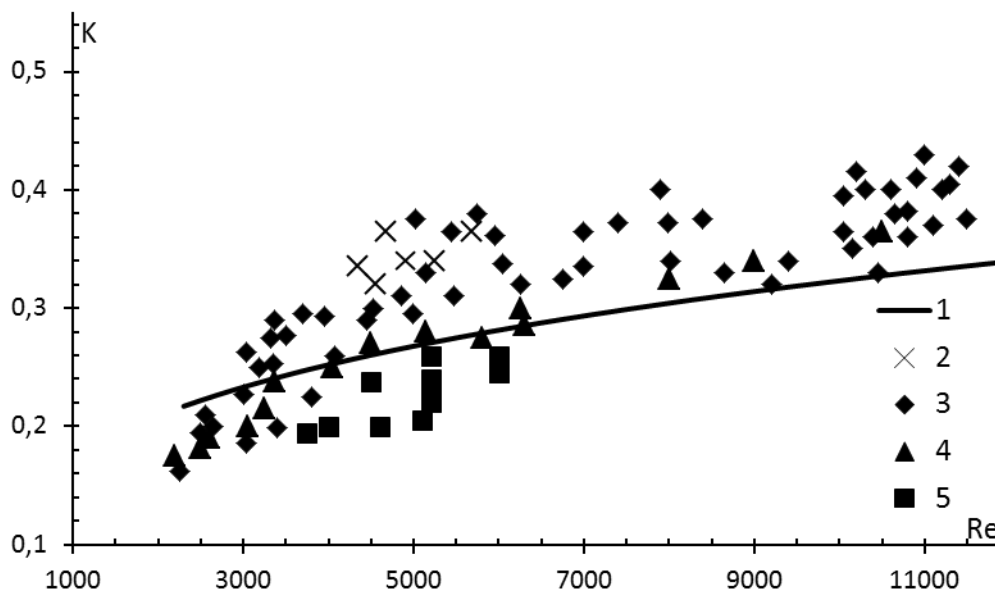


Рис. 2.24 – Обобщенные экспериментальные данные различных исследователей по локальной стабилизированной теплоотдаче при течении пленки жидкости по вертикальной поверхности: 1 – расчет по уравнению (2.96); 2 – экспериментальные данные (вода) [174]; 3 – экспериментальные данные (вода) [175]; 4 – экспериментальные данные (вода) [176]; 5 – экспериментальные данные

(вода) [177];
$$K = Nu_{ж} Pr_{ж}^{-0,5}; Nu_{ж} = \frac{\alpha}{\lambda_{ж}} \left(\frac{v_{ж}^2}{g} \right)^{1/3}$$

Как следует из рисунка, при $Re > 9000$ наблюдается занижение значения K от Re (15-20%), что вероятно связано с развитием турбулентности в пленке в большей степени, что в модели $v_t(y)$ (2.90). Однако, на следующих рисунках это расхождение не наблюдается.

На рисунке 2.25 показаны расчетные и опытные значения коэффициентов теплоотдачи в безразмерном виде, где $Nu_w = \frac{\alpha \delta_{пл}}{\lambda_{ж}}$.

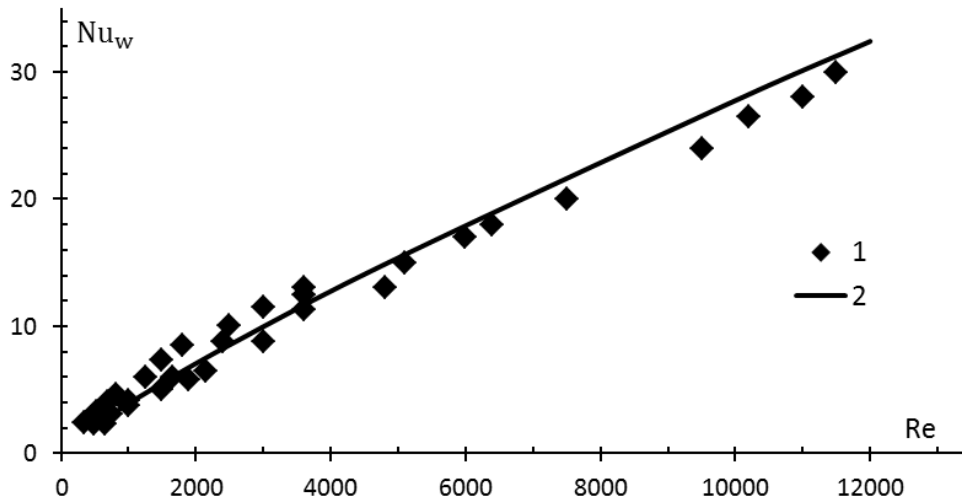


Рис. 2.25 – Корреляция данных по теплоотдаче при пленочном течении: 1 – опытные результаты различных авторов, обобщенные в работе [151]; 2 – расчет по уравнению (2.96)

На рисунке 2.26 представлены расчетные значения коэффициентов теплоотдачи, полученные по уравнению (2.96) и расчетные значения, полученные другими исследователями (гравитационное течение пленки по гладкой поверхности).

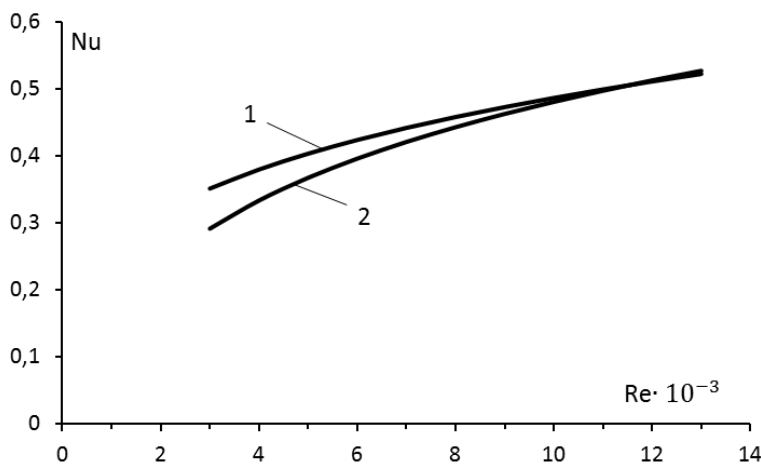


Рис.2.26 Зависимость Nu от числа Re пленки: 1 – расчет по уравнению (2.96); 2 – расчет по полуэмпирическому выражению

$$Nu = (0,165 Re^{0,16} - 0,4) Pr^{0,34}$$

[178]. $Pr = 3,3$, $Nu = \frac{\alpha \delta_{пл}}{\lambda_{ж}}$

Из рисунков 2.24 и 2.25 следует удовлетворительное согласование результатов расчета безразмерных комплексов с экспериментальными данными различных авторов. Из рисунка 2.26 следует удовлетворительное согласование

результатов расчета по уравнению (2.96) с результатами расчета по выражению других исследователей.

При сильном взаимодействии пленки жидкости с газом (восходящий или нисходящий прямоток) теплоотдача значительно интенсифицируется. Это учитывается за счет динамической скорости и безразмерной толщины пограничного слоя в уравнении (2.96).

Выводы по 2 главе

1. Разработана методика расчета эффективности очистки воды от растворенных газов в пленочных насадочных декарбонизаторах и термических деаэраторах. На основании расчетов произведено сравнение нескольких видов насадок по затрачиваемой мощности на подачу газа для очистки воды и эффективности очистки воды. Из рассмотренных насадок наиболее предпочтительными по затрачиваемой мощности на подачу газа для очистки воды до требуемой эффективности являются регулярные насадки (сегментно-регулярная насадка «Инжехим», рулонная гофрированная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью и регулярная металлическая насадка ВАКУ-ПАК). Для нерегулярной насадки «Инжехим-2002» требуется мощность на подачу газа в 7 раз больше чем для сегментно-регулярной насадки «Инжехим», почти в 5 раз больше, чем для регулярной насадки ВАКУ-ПАК, в свою очередь, в 9,5 раз меньше, чем для металлических колец Рашига при требуемой эффективности очистки. При этом нерегулярная насадка «Инжехим-2002» обеспечивает требуемую эффективность очистки при удельной поверхности насадки меньше (и высоте меньше или равной), чем у рассмотренных регулярных насадок. По эффективности очистки воды от CO_2 предпочтительны сегментно-регулярная насадка «Инжехим» и регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью. Учитывая, что деаэраторы и декарбонизаторы работают при больших нагрузках по воде, наиболее предпочтительной является регулярная рулонная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью, исследованная в широком интервале нагрузок по газу и жидкости.

Исходя из расчетов, сделан вывод, что при ограниченности пространства помещений, в которых устанавливаются аппараты водоочистки ТЭС, следует использовать декарбонизаторы с нерегулярными насадками («Инжехим-2002»), в остальных случаях – декарбонизаторы с регулярными насадками (с рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью, как наиболее эффективной при больших плотностях орошения).

2. На основании диффузионной модели структуры потока произведен расчет и показано согласование с экспериментальными данными по эффективности очистки воды в барботажной ступени декарбонизатора.

3. На основе применения уравнений переноса в дифференциальной форме и ячеечной модели разработана методика расчета эффективности очистки воды от агрессивных газов в деаэрационном баке. Показаны зависимости эффективности очистки воды от коррозионно-активных газов от скорости барботируемого пара и от длины барботера.

4. Получена методика стабилизации температурного профиля воды в декарбонизаторе по высоте контактных устройств и уравнение расчета теплоотдачи в турбулентной пленке при различном режиме взаимодействия с газом. Произведен расчет декарбонизатора (Приложение №1), который представлял из себя аппарат с контактными трубками установленными в трубные решетки. По внутренним поверхностям трубок стекала вода, в противотоке с водой подавался воздух, в межтрубное пространство подавался греющий пар или горячая вода для поддержания температурного режима. В результате расчета декарбонизатора было установлено, что для обогрева воды в трубном пространстве целесообразнее использовать горячую воду. В результате повышается эффективность декарбонизации.

Полученные в данной главе методики и выражения могут использоваться для выбора технических решений по модернизации десорберов на ТЭС.

ГЛАВА 3

СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ЭНЕРГОМАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ АППАРАТОВ

Одним из вариантов повышения эффективности работы деаэраторов и декарбонизаторов является интенсивная турбулизация фаз. Для достижения этой цели используют интенсификаторы в контактных устройствах, а именно элементы закрутки потока, а также применяют шероховатые поверхности (выступы, накатки и т.д.).

Целью настоящей главы является применение ячеечной модели структуры потоков для расчета эффективности пленочных контактных устройств с шероховатыми стенками при сильном взаимодействии фаз (пленки жидкости и газа), а также определение эффективности вихревого трубчатого контактного устройства. Формулировка частного случая записи показателя энергоэффективности при заданной эффективности массопередачи очистки воды от диоксида углерода и кислорода на ТЭС.

Результаты опубликованы в статьях [182, 184, 185].

3.1 Определение эффективности пленочных контактных устройств с шероховатыми стенками при сильном взаимодействии фаз

В пленочных аппаратах газ или пар контактируют с жидкостью, которая перемещается в виде тонкой пленки по поверхности труб, пластин и других видов контактных элементов. Пленочное течение можно условно разделить на режим слабого (гравитационное течение пленки) и сильного взаимодействия фаз (восходящее или нисходящее движение пленки с газовым потоком, когда газ транспортирует жидкость). При слабом взаимодействии фаз газовый или паровой поток практически не влияет на характеристики пленочного течения. Такой режим реализуется в пленочном аппарате с вертикальной стенкой при скорости газа менее 6-8 м/с при нормальных условиях.

При высоких скоростях газа или пара (больше 8-10 м/с) на контактных устройствах происходит восходящее или нисходящее движение пленки жидкости

в прямоточном режиме (сильное взаимодействие фаз) [142]. При этом касательное напряжение на межфазной поверхности значительно превышает касательное напряжение на стенке, вызванное только силой тяжести. При таком режиме процессы тепло- и массообмена интенсифицируются в 5-15 раз по сравнению с противотоком (исследования Н.М. Жаворонкова, Н.Н. Кулова, Р.И. Нигматулина, Н.А. Николаева и др.). В данном разделе на основе ячеечной модели получены выражения для определения эффективности пленочного контактного устройства с шероховатыми стенками в режиме сильного взаимодействия фаз [182,184].

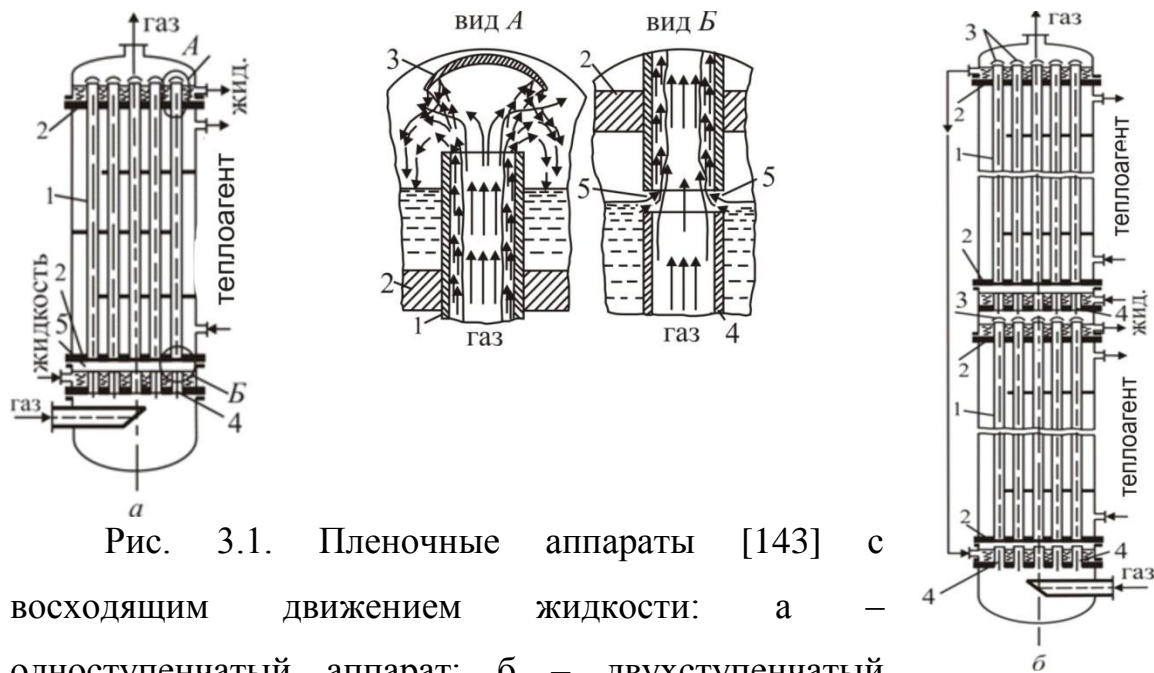


Рис. 3.1. Пленочные аппараты [143] с восходящим движением жидкости: а – одноступенчатый аппарат; б – двухступенчатый аппарат; узел

А – схема движения фаз на выходе из труб;

Б – схема движения фаз на входе в трубы;

1 – трубы; 2 – трубные решетки;

3 – брызгоотбойники;

4 – распределительные патрубки; 5 – щели для

подачи воды

На рис.3.1 представлены пленочные аппараты с восходящим движением жидкости, которые могут быть использованы в виде колонок декарбонизаторов или деаэраторов. Кроме того в аппараты может подаваться теплоагент для создания необходимого температурного режима (раздел 2.5 и приложение №1).

Во второй главе на основе ячеечной модели было получено выражение для определения эффективности разделения смеси (извлечения CO_2 и O_2 из воды), выражение (2.23). Таким образом, далее рассмотрен аналогичный подход определения эффективности, но параметры модели определяются исходя из условий взаимодействия фаз.

Основными параметрами в выражении (2.23) являются средний коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{\text{ж}}$ и число ячеек полного перемешивания n . Число ячеек находим также, как показано во 2 главе, применяя модифицированное диффузионное число Пекле (2.12).

В литературе [60, 141-143, 144, 145, 134] известно много эмпирических и полуэмпирических функций для числа $\text{Pe}_\text{н}$ (или $D_\text{п}$). Для расчетов трубчатого контактного устройства с шероховатой стенкой используем приближенную полуэмпирическую зависимость, полученную с применением модели Тейлора [143] для сплошной среды, в данном случае при турбулентном режиме газа

$$\text{Pe}_\text{н} = 0,43 \frac{H}{d_\text{э} \sqrt{\xi_\text{оп}}}, \quad (3.1)$$

где $d_\text{э}$ - эквивалентный диаметр канала, м; $\xi_\text{оп}$ - коэффициент гидравлического сопротивления орошаемого канала, находится экспериментально; число Пекле $\text{Pe}_\text{н} = H w_\text{г} / D_\text{п}$; H - длина трубки, м; $w_\text{г}$ - скорость газа в трубке, м/с.

Для расчетов коэффициента массоотдачи используем выражение (2.64), полученное для системы газ-жидкость, где необходимо определить безразмерную толщину вязкого подслоя и динамическую скорость при сильном взаимодействии фаз.

Безразмерная толщина вязкого подслоя на пластине, как известно, равна $R_1=11,6$. Для расчета R_1 на поверхности раздела фаз получено [145]

$$R_{1\text{ж}} = 11,6 \frac{\bar{U}_\text{гр}}{u_{*\text{ж}}} \sqrt{C_{\text{фож}} / 2}, \quad C_{\text{фож}} = \frac{0,316}{4 \text{Re}_{\text{ож}}^{0,25}}, \quad \text{Re}_{\text{ож}} = \frac{\bar{U}_\text{гр} (d - 2\delta_0)}{v_\text{ж}}, \quad (3.2)$$

где $\bar{U}_\text{гр}$ - средняя скорость на межфазной поверхности пленки, м/с; $\bar{U}_\text{гр} = 1,15 u_\text{ср}$ - средняя скорость в пленке ($u_\text{ср} = q / \delta_0$, q - приведенный расход воды, $\text{м}^3/\text{м с}$).

Динамическая скорость в канале с шероховатой стенкой связана с перепадом в канале. Гидравлическое сопротивление дисперсно-кольцевого потока в канале с шероховатой поверхностью имеет следующие основные составляющие [180]:

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{уск}} + \Delta P_{\text{ср}} + \Delta P_{\text{ун}} + \Delta P_{\text{тр}}, \quad (3.3)$$

где, согласно данным [145, 146], составляющая перепада давления $\Delta P_{\text{ср}}$, обусловленная срывом капель с поверхности пленки, составляет не более 2 % от $\Delta P_{\text{ор}}$, а потери давления $\Delta P_{\text{ун}}$ на ускорение и транспорт сорванных с межфазной поверхности капель, без учета скорости скольжения составляют до 15 – 18 % от $\Delta P_{\text{ор}}$. Потери давления на ускорение пленки жидкости не превышают 0,25 % от общего перепада давления. Сделан вывод о том, что основной вклад в гидравлическое сопротивление орошаемого канала вносит трение газового потока о негладкую межфазную поверхность пленки ($\Delta P_{\text{тр}}$) [161].

Если записать условие баланса сил, действующих на газовый поток в трубчатом контактном устройстве, со значением площади межфазной поверхности как для гладкой пленки, то получим известное выражение [145]

$$u_{*ж} = \left\{ \frac{\Delta P_{\text{тр}} \pi \left[d - 2(h + \delta^*) \right]^2}{4F\rho_{ж}} \right\}^{0,5}, \quad (3.4)$$

где h – высота выступа шероховатости, м; δ^* – толщина пленки над выступом, м; d – диаметр трубки, м; F – площадь межфазной поверхности, м².

Течение пленки жидкости по стенке с элементами шероховатости приводит к волнообразованию на межфазной поверхности, поэтому уравнение (3.4) является приближенным, однако известно, что волнообразование увеличивает площадь межфазной поверхности всего на 7-8%, то есть незначительно.

Результаты расчетов эффективности

Эффективность очистки воды от растворенных газов вычислялась по выражению (2.23). Для сравнения использовались экспериментальные данные Николаева Н.А, Харина В.Ф. [180, 181] полученные при десорбции CO_2 из воды при температуре 20°C в восходящем осевом потоке в канале: $d=0,0168$ м и $H=0,15$ м. Результаты расчетов показаны на рис. 3.2 и 3.3.[182]

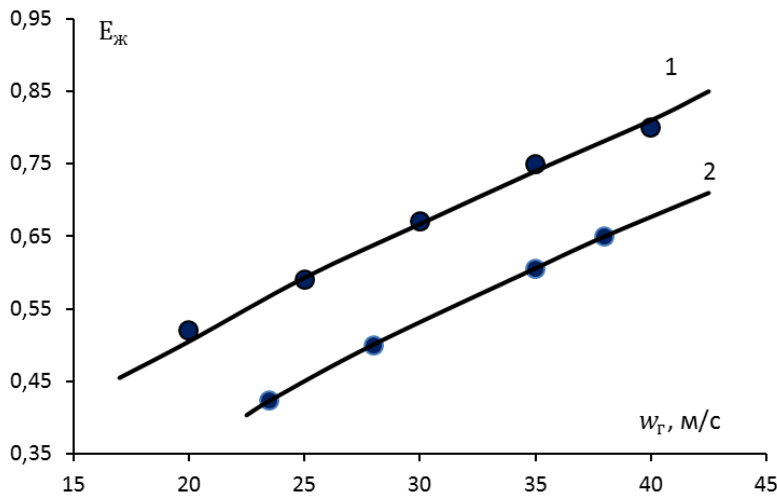


Рис 3.2 . Зависимость эффективности разделения (2.23) от скорости газа в трубке при десорбции CO_2 из воды воздухом. Точки – экспериментальные данные [180, 181]; сплошная линия – расчет по формуле (2.23). Приведенный расход воды $2,116 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; высота выступа шероховатости $h=0,43$ мм; шаг между выступами $S=2\text{мм}$, 1 – трубки с шероховатой и 2 – с гладкой поверхностью

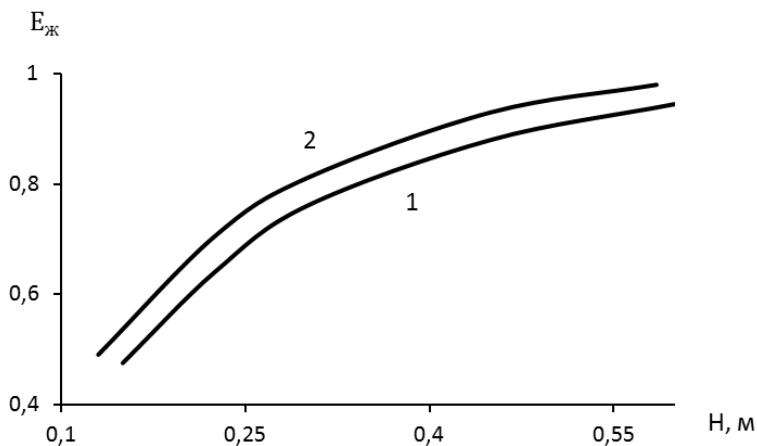


Рис. 3.3 Зависимость эффективности разделения от высоты трубки. $h = 0,3\text{мм}$, $q = 2,75\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; $w_{г} = 30,67\text{м/с}$. 1- $S=1\text{мм}$; 2- $S=4\text{мм}$

Из рис. 3.2 следует удовлетворительное согласование результатов расчетов по формуле (2.23) с экспериментальными данными [181]. Однако высокая эффективность достигается за счет значительной скорости воздуха. Требуемая

эффективность очистки воды от CO_2 ($E_{\text{ж}}=0,98$) обеспечивается при длине трубки $H>0,6\text{м}$ (начальная концентрация $\text{CO}_2, C_{\text{н}}=200$ мг/л. Если $C_{\text{н}}<100$ мг/л, то достаточно $H=0,5\text{м}$ при $w_{\text{г}}=30\text{м/с}$. При повышенных значениях CO_2 в воде ($C_{\text{н}}>200$ мг/л) возможно использование двухступенчатого аппарата (рис. 3.1,б) с длиной труб по $H=0,5\text{м}$. Даже в таком конструктивном исполнении общая высота аппарата будет не более 1,5 м. Декарбонизаторы и термические деаэраторы при аналогичных условиях с применением хаотичных насадок имеют высоту слоя не менее 1,8-2,0 м [1,136, 57, 137].

Окончательный выбор конструктивного исполнения аппаратов и режима работы должен выполняться после технико-экономического анализа, исходя из производственных условий, с использованием известных рекомендаций [1,57].

3.2 Определение эффективности вихревого трубчатого контактного устройства

Далее представлена методика определения эффективности для вихревого контактного устройства с ленточным завихрителем (рис.3.4) Такие контактные устройства исследовались в работах Жаворонкова Н.М., Малюсова В.А, Николаева Н.А., Войнова Н.А, Савельева Н.И. и др. Вид тарелки показан на рис.3.4. [158,180,181]

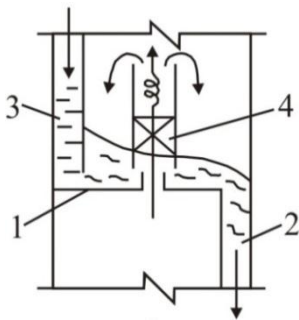


Рис. 3.4. Массообменная тарелка с прямоточно – контактнм вихревым устройством: 1 – основание тарелки; 2, 3 – переливы; 4 – закручиватель потоков

На тарелке условно показан один элемент. На промышленных тарелках такие контактные устройства устанавливаются в шахматном порядке, как колпачки на колпачковых тарелках.

Эффективность определяем по ячеечной модели, по формуле (2.23), где число единиц переноса в жидкой фазе $N_{ж} = \frac{\beta_{ж} F}{V_{ж}}$, где F – площадь поверхности контакта фаз, m^2 ; $V_{ж} = L/\rho_{ж}$ – объемный расход жидкости, m^3/c . Число ячеек полного перемешивания по выражению (2.12). Для числа Re трубчатого контактного устройства с ленточным завихрителем используем полуэмпирическую зависимость, полученную с применением модели Тейлора, выражение (3.1). Коэффициент массоотдачи жидкости определяется по выражению (2.64). Безразмерная толщина вязкого подслоя по выражению (3.2).

Динамическая скорость в закрученном потоке

В закрученном турбулентном газожидкостном потоке в результате действия центробежных сил происходит разделение фаз на пристенный жидкостный слой средней толщины δ_0 и центральное газовое ядро.

Выразим динамическую скорость в трубке с ленточным завихрителем через перепад давления, обусловленный трением газа и жидкости на межфазной поверхности турбулентной пленки.

Перепад давления в закрученном дисперсно-кольцевом потоке газа и жидкости включает в себя [180, 181]

$$\Delta P_{op} = \Delta P_{уск} + \Delta P_{ср} + \Delta P_{ун} + \Delta P_{тр} + \Delta P_{зак}, \quad (3.5)$$

где $\Delta P_{зак}$, Па - гидравлическое сопротивление на закрутку газового потока. Составляющая перепада давления $\Delta P_{ср}$, обусловленная срывом капель с поверхности пленки, составляет не более 2% от ΔP_{op} , а потери давления $\Delta P_{ун}$ на ускорение и транспорт сорванных с межфазной поверхности капель, без учета скорости скольжения составляют до 15 – 18% от ΔP_{op} . Потери давления $\Delta P_{уск}$ на ускорение пленки жидкости не превышают 0,25% от общего перепада давления.

При винтовом движении фаз со скоростью газа $w_r < 30 m/c$ не наблюдается срыва капель жидкости с поверхности пленки [181]. Срыву и уносу жидкости препятствует центробежная сила, возникшая при вращении газожидкостного потока. Если скорость газа $w_r > 30 m/c$, то наблюдается срыв частиц жидкости с поверхности пленки, которые, однако, под действием центробежной силы снова

прижимаются к пленке [181]. Следовательно, составляющие потери давления $\Delta P_{\text{уск}}$, $\Delta P_{\text{ср}}$ и $\Delta P_{\text{ун}}$ пренебрежимо малы по сравнению с $\Delta P_{\text{ор}}$ и их значения можно не учитывать.

Перепад давления $\Delta P_{\text{зак}}$, вызванный закруткой газового потока и трением о поверхность ленточного завихрителя, найдем из выражений представленных в работе [183].

При известном значении $\Delta P_{\text{зак}}$ перепад давления, обусловленный трением газа и жидкости, будет равен

$$\Delta P_{\text{тр}} = \Delta P_{\text{ор}} - \Delta P_{\text{зак}}. \quad (3.6)$$

Запишем условие баланса сил, действующих на газовый поток в проекции на вертикальную ось контактной трубки

$$\Delta P_{\text{тр}} S_{\text{г}} = \tau F \cos \theta, \quad (3.7)$$

где площадь свободного сечения трубки имеет значение

$$S_{\text{г}} = \frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2 - (b\delta)_{\text{лз}}, \quad (3.8)$$

где $b_{\text{лз}}$, $\delta_{\text{лз}}$ – ширина и толщина ленточного завихрителя, м.

Движение пленки жидкости во внутренней поверхности контактной трубки происходит по спирали с углом подъема винтовой линии

$$\theta = \arctg \frac{\pi d}{S_{\text{лз}}}, \quad (3.9)$$

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

Из уравнения баланса (3.7) получено значение динамической скорости в жидкой фазе на поверхности пленки [162]

$$u_* = \left(\frac{\Delta P_{\text{тр}} \left[\frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2 - (b\delta)_{\text{лз}} \right]}{F \rho_{\text{ж}} \cos \theta} \right)^{0.5}. \quad (3.10)$$

Результаты расчетов массоотдачи

На рис.3.5 даны результаты расчетов и экспериментальные данные коэффициентов массоотдачи от скорости газа в закрученной турбулентной пленке при восходящем движении в цилиндрическом канале [184].

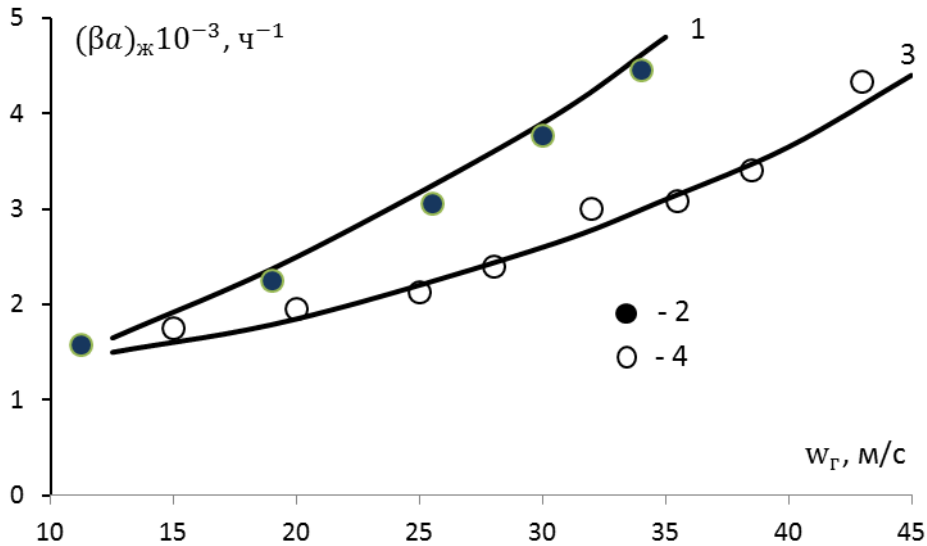


Рис. 3.5. Зависимость объемных коэффициентов массоотдачи в трубке с ленточными завихрителем от скорости газа: 1,3- расчет по уравнению (2.64); 2,4- эксперимент [181], 1,2- шаг завихрителя 0,062м; 3,4- 0,118м. Длина трубки -0,2 м; диаметр – 0,0168м; $q=2,4\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$. Десорбция CO_2 из воды воздухом

На рис. 3.6 представлены экспериментальные данные по перепаду давления и расчетные и экспериментальные данные Николаева Н.А. по объемным коэффициентам массоотдачи. Длина трубки $H=0,15$ м; диаметр $d=0,0168$ м; $S=0,06\text{м}$. Десорбция CO_2 из воды воздухом.

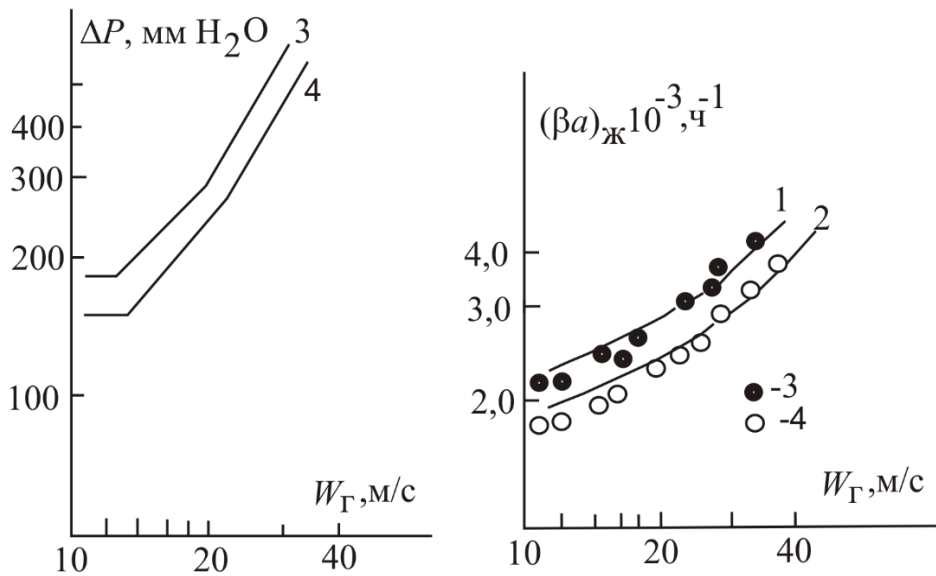


Рис. 3.6 Перепад давления и коэффициенты массоотдачи в трубке с завихрителем. 1, 2 – расчет по уравнению (2.64); 3, 4 – эксперимент [181]. 1, 3 $q=2,43 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; 2, 4 - $q=1,85 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$

Объемный коэффициент массоотдачи находился по выражению

$$(\beta a)_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{ж}} F}{V_{\text{тр}}} = \frac{4\beta_{\text{ж}} (d - 2\delta_0)}{d^2}, \quad (3.11)$$

где F - площадь контакта фаз, м^2 ; $V_{\text{тр}}$ - объем трубки, м^3 .

Из результатов, представленных на рис. 3.5, 3.6 следует удовлетворительное согласование расчетов $\beta_{\text{ж}}$ по уравнению (2.64) с опытными данными. Среднее расхождение 10-15%, что является вполне приемлемым для двухфазных сред. Следовательно, рассмотренную модель можно использовать для расчетов декарбонизаторов.

Результаты расчетов эффективности [185]

Частная эффективность очистки воды в одной трубке от растворенных газов определялась по выражению (2.23) с числом $N_{\text{ж}}$ для трубки с завихрителем. Результаты расчетов даны на рис. 3.7. [185]

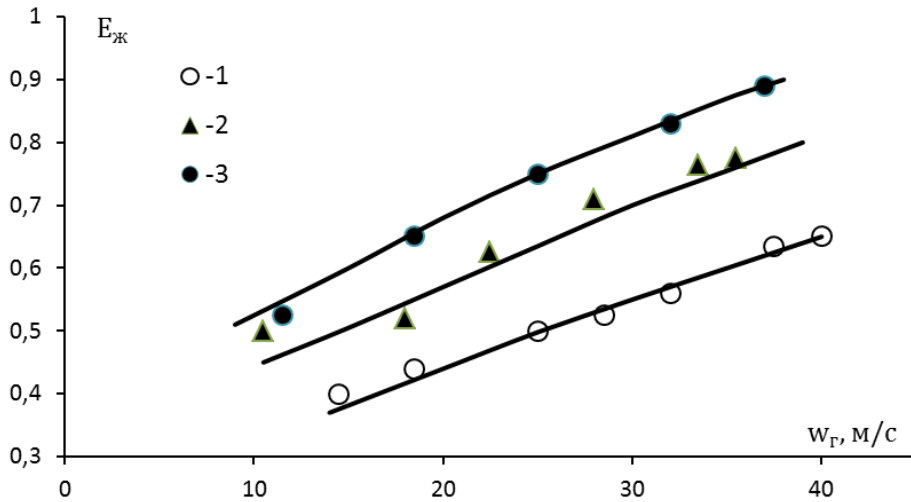


Рис. 3.7. Зависимость эффективности десорбции O_2 из воды от скорости воздуха при восходящем осевом и закрученном движении в трубе; $d=0,0168$ м; $H=0,2$ м. Температура воздуха и воды $20^{\circ}C$. 1 – осевое движение потока ($q=2,4$ $m^3 / (m \cdot ч)$); 2, 3 – закрученный поток (2- $q=2,4$ $m^3 / (m \cdot ч)$; 3- $q=1,134$ $m^3 / (m \cdot ч)$) при $S_{лз}=0,062$ м

Точки - экспериментальные данные [181, 186], линии - расчет по формуле (2.23), где число единиц переноса в жидкой фазе $N_{ж} = \frac{\beta_{ж} F}{V_{ж}}$, где F – площадь поверхности контакта фаз, m^2 ; $V_{ж}=L/\rho_{ж}$ – объемный расход жидкости, $m^3/с$.

При закрученном движении перепад давления повышается в 1,5- 2 раза по сравнению с осевым движением, а эффективность массопередачи увеличивается на 10-20% (при шаге ленточного завихрителя $S_{лз}=0,118$ м). При уменьшении шага $S_{лз}$ эффективность повышается. Например, при $S_{лз} = 0,062$ м на 30-35%.

Общая эффективность тарелки будет зависеть от числа рядов контактных трубок по длине пути жидкости. Тогда при известной локальной эффективности $E_{ж}^j$ (2.23) общая эффективность тарелки запишется по правилу.

$$E_{ж} = 1 - (1 - E_{ж1}^j)(1 - E_{ж2}^j) \dots (1 - E_{жj}^j), \quad (3.12)$$

где $j=1,2,\dots,m$ -число рядов контактных элементов на тарелке от приемного перелива к сливному. Так, например, при скорости газа в трубе $w_г=15$ м/с и удельном расходе $q = 2,4$ $m^3 / (m \cdot ч)$ имеем для закрученного потока $E_{ж}^j=0,5$, а для

осевого $E_{ж}'=0,39$ (рис. 3.7). Число рядов трубок на поток $m=4$ при диаметре колонны 600 мм. Тогда получаем для первого случая $E_{ж}=0,93$ и для второго $E_{ж}=0,93$. Следует отметить, что в представленной модели не учитываются возможные неравномерности подачи газа и жидкости, что снижает эффективность разделения смеси. Но, так как размеры тарелок с вихревыми устройствами относительно небольшие и влияния неравномерностей (байпаса, рецикла и т.д.) не должно значительно сказаться на эффективности очистки жидкостей от растворенных газов.

В результате приведенных результатов расчетов эффективности десорбции труднорастворимых газов из воды, можно сделать выводы о высокой разделительной способности вихревых устройств. Для достижения заданного качества разделения достаточно двух-трех тарелок с высотой трубок с завихрителями $H=0,2$ м. Тогда общая высота рабочей зоны колонны составит примерно 1,5 метра (при сепарационном пространстве 0,3 м). При использовании хаотичных насадок высота слоя составляет около 2 метров [136, 137]. Отсюда следует преимущество вихревых контактных устройств по разделительной способности и массогабаритным характеристикам аппарата. Окончательный выбор типа контактных устройств должен выполняться после технико-экономического анализа и условий эксплуатации.

3.3. Показатель энергоэффективности пленочных декарбонизаторов и деаэраторов при сильном взаимодействии фаз

Для оценки показателей работы тепло- и массообменных аппаратов применяются различные критерии оптимальности, энергетические коэффициенты и комплексы [37, 40, 42, 149, 152, 167, 168].

В монографии [152] учеными Соколовым В.Н. и Доманским И.В. предложен критерий энергоэффективности для приближенной оценки себестоимости продукции в газожидкостных реакторах. Рассмотрим частный случай записи критерия энергоэффективности при заданной эффективности массопередачи очистки воды от диоксида углерода на ТЭС.

Критерий (показатель) энергоэффективности аппарата $K_{эф}$ представляет собой отношение массы вещества M , получаемого за единицу времени в объеме аппарата $V_{ап}$, к затраченной на это мощности N [152]

$$K_{эф} = \frac{M}{V_{ап} \cdot N}, \text{ (кг/с)/(м}^3 \cdot \text{Вт)}. \quad (3.13)$$

Поток массы равен

$$M = L(C_{жн} - C_{жк}), \quad (3.14)$$

где L – массовый расход воды, кг/с.

Объем аппарата

$$V_{ап} = S \cdot H, \quad (3.15)$$

где S – площадь поперечного сечения аппарата, м^2 ; H – высота аппарата, м.

Мощность на подачу газа, затраченная на десорбцию растворенных газов из воды

$$N = V_{г} \cdot \Delta P, \quad (3.16)$$

где $V_{г}$ – объемный расход газа, $\text{м}^3 / \text{с}$; ΔP – гидравлическое сопротивление, Па;
 $V_{г} = G / \rho_{г}$, где G – массовый расход газа, кг/с.

Отсюда, выразив члены уравнения (3.13) через эффективность (2.13), а также (3.14), (3.15), (3.16), получим модифицированный показатель

$$K_{эф} = \frac{L \cdot E_{ж} (C_{жн} - C_{жк}^*) \rho_{г}}{G \cdot S \cdot H \cdot \Delta P}, \quad (3.17)$$

где $\rho_{г}$ – плотность газа, $\text{м}^3 / \text{кг}$.

В результате получили показатель энергомассообменной эффективности, связанный с эффективностью массопередачи $E_{ж}$, объемом аппарата SH (м^3) и перепадом давления в аппарате ΔP (Па). Чем больше значение $K_{эф}$ (3.17), тем выше энергомассообменная эффективность аппарата.

При расчете аппаратов по требованию технического задания на проектирование, значение $C_{жн}$ задается исходя из конкретных условий работы аппарата. Тогда значение $\rho_{г}(C_{жн} - C_{жк}^*)$ можно исключить из расчетов $K_{эф}$ по

выражению (3.17), так как для всех выбираемых конструкций контактных устройств это произведение будет иметь одинаковое значение. Показатель $K_{эф}$ получит следующую модифицированную форму

$$K'_{эф} = \frac{L \cdot E_{ж}}{G \cdot S \cdot H \cdot \Delta P} . \quad (3.18)$$

Показателем $K_{эф}$ можно пользоваться практически для любых конструкций массообменных аппаратов.

При сильном взаимодействии фаз в контактных трубках скорость газа $w_r = 8 - 45 \text{ м/с}$, приведенная плотность орошения к периметру течения пленки жидкости $q_{ж} = 1,6 - 3,5 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$ (турбулентный режим); средняя скорость жидкости в пленке более $u_{ж} > 2 \text{ м/с}$. При таком режиме модель структуры потока в жидкой фазе близка к идеальному вытеснению. Учитывая, что при десорбции труднорастворимых газов основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе, частная эффективность разделения смеси будет равна общей эффективности, а коэффициент массопередачи – коэффициенту массоотдачи в пленке.

Тогда эффективность десорбции (2.13) запишется в известном виде

$$E_{ж} = 1 - \exp(-N_{ж}), \quad (3.19)$$

где число единиц переноса $N_{ж} = \frac{\beta_{ж} F \rho_{ж}}{L}$, где $\beta_{ж}$ - средний коэффициент массоотдачи в пленке, м/с; F – поверхность массопередачи, равная площади межфазной поверхности контакта газа с пленкой, м^2 ; L – массовый расход жидкости, кг/с; $\rho_{ж}$ - плотность жидкости, $\text{кг} / \text{м}^3$.

При сильном взаимодействии фаз в вертикальной трубке коэффициент массоотдачи можно определить используя известные экспериментальные данные (Н.А. Николаева, Н.Н. Кулова, В.А Булкина и др.) или математическую модель [145, 162], которая дает возможность вычислять коэффициенты переноса с применением гидравлического сопротивления контактных устройств.

Поверхность контакта фаз в контактной трубке без учета волнообразования на поверхности равна $F = \pi(d - 2\delta_{\text{ж}})H$, где d – диаметр трубки, м; H – высота трубки, м; $\delta_{\text{ж}}$ – средняя толщина пленки жидкости, м. Если $d \gg 2\delta_{\text{ж}}$, то $F \approx \pi \cdot d \cdot H, \text{ м}^2$.

Далее рассматривается пример расчета процесса десорбции CO_2 из воды воздухом при декарбонизации на тепловых электрических станциях (ТЭС). По условиям эксплуатации ТЭС примем $C_{\text{жн}} \approx 200 \text{ мг/л}$, а значение $C_{\text{ж}}^* \approx 1 \text{ мг/л}$, требуемое содержание CO_2 в воде $C_{\text{жк}} < 4 \text{ мг/л}$. С данными значениями получим необходимую эффективность (2.13) $E_{\text{ж}} = 0,985$. С эффективностью $E_{\text{ж}} = 0,985$ определим требуемую длину контактной трубки из выражения (3.19)

$$H = \frac{L}{\beta_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} \pi (d - 2\delta_{\text{ж}})} \ln \left(\frac{1}{1 - E_{\text{ж}}} \right). \quad (3.20)$$

Формула справедлива для $E_{\text{ж}} < 1$.

С полученным значением H вычисляется перепад давления в трубке и далее $K'_{\text{эф}}$ (3.18).

Для осевого движения дисперсно-кольцевого потока в трубе динамическую скорость для расчета коэффициента массоотдачи при условии $\delta_{\text{ж}} \ll d$ можно определить по выражению [162]

$$u_{*\text{ж}} = d \sqrt{\frac{\pi \Delta P_{\text{тр}}}{4 F \rho_{\text{ж}}}}. \quad (3.21)$$

Для закрученного движения дисперсно-кольцевого потока в трубе динамическую скорость для расчета коэффициента массоотдачи при условии $\delta_{\text{ж}} \ll d$ можно определить по выражению [162]

$$u_{*\text{ж}} = \sqrt{\frac{\Delta P_{\text{тр}} \left[\frac{\pi}{4} d^2 - (b\delta)_{\text{лз}} \right]}{F \rho_{\text{ж}} \cos \theta}}, \quad (3.22)$$

где $\delta_{\text{лз}}$ – толщина ленты завихрителя, м; $b_{\text{лз}}$ – ширина ленты завихрителя, м; θ – угол закрутки потока, °.

Рассмотрим вертикальные трубки при восходящем прямотоке фаз с гладкими, шероховатыми стенками и с закрученным движением (с ленточным завихрителем).

Для определения перепада давления использовались экспериментальные данные Сергеева А.Д., Харина В.Ф. и расчетные выражения [180,186].

На рис. 3.8 даны зависимости удельного перепада давления от скорости воздуха.

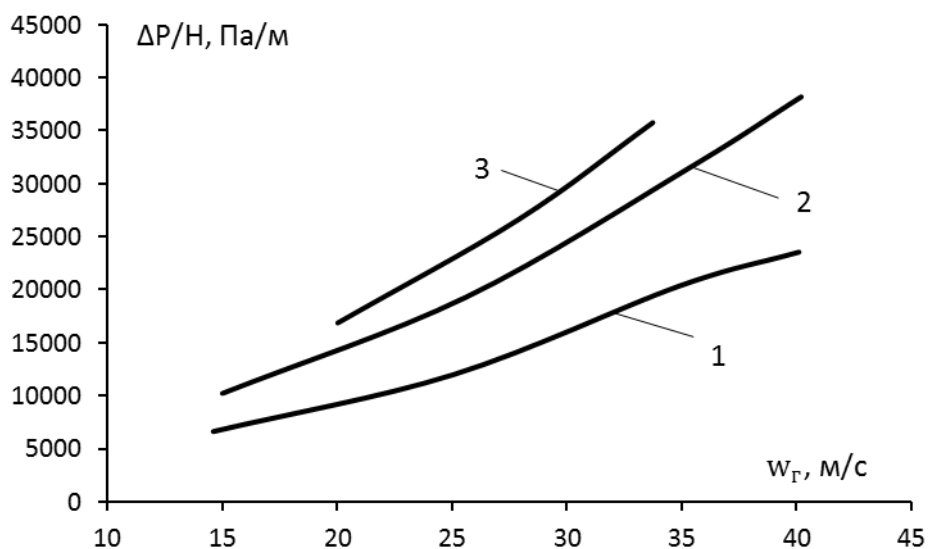


Рис. 3.8. – Зависимость удельного перепада давления от скорости воздуха: 1 – осевое восходящее движение дисперсно-кольцевого потока в трубе; 2 – закрученное восходящее движение дисперсно-кольцевого потока в трубе; 3 – дисперсно-кольцевое восходящее движение потока по шероховатой поверхности трубы. Воздух – вода, $t=20^{\circ}\text{C}$; $q = 2,4\text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$

На рис. 3.9 показана зависимость длины трубок при заданной эффективности ($E_{ж} = 0,985$) десорбции CO_2 из воды от скорости воздуха.

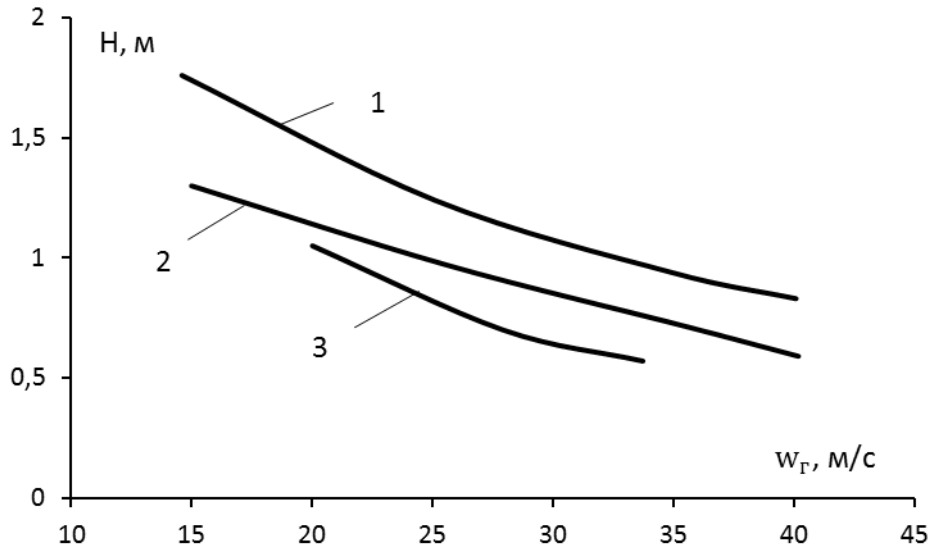


Рис. 3.9. – Зависимость длины трубок от скорости воздуха: 1 - осевое восходящее движение дисперсно-кольцевого потока в трубе; 2 – восходящее закрученное движение дисперсно-кольцевого потока в трубе (шаг ленточного завихрителя $S=0,118\text{м}$); 3 – восходящее дисперсно-кольцевое движение потока по шероховатой поверхности трубы ($h=0,3\text{мм}$; $S=1\text{мм}$). Расход воды $q_{\text{ж}} = 2,4\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$, диаметр трубки $d = 0,0168\text{м}$

На рис. 3.10 представлено значение показателя энергоэффективности $K'_{\text{эф}}$ от скорости воздуха.

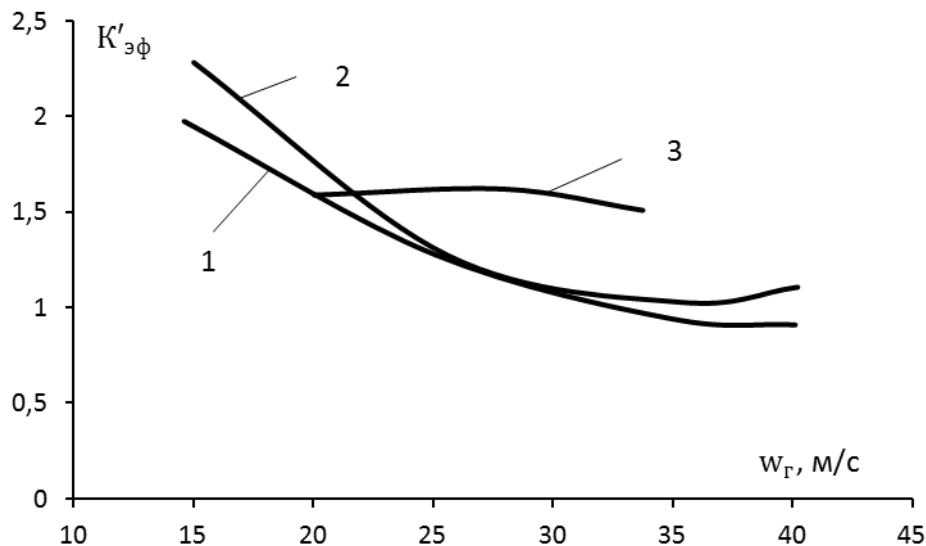


Рис.3.10. – Значение показателя энергоэффективности от скорости воздуха: 1 - осевое восходящее движение дисперсно-кольцевого потока в трубе; 2 – восходящее закрученное движение дисперсно-кольцевого потока в трубе (шаг

ленточного завихрителя $S=0,118\text{м}$); 3 – восходящее дисперсно-кольцевое движение потока по шероховатой поверхности трубы ($h=0,3\text{мм}$; $S=1\text{мм}$). Расход воды $q_{\text{ж}} = 2,4\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$, диаметр трубки $d = 0,0168\text{м}$

Из рисунка 3.10 следует, что при увеличении скорости воздуха для осевого и для закрученного движения дисперсно-кольцевого потока, значение показателя энергоэффективности снижается, однако при скорости выше 35 м/с при осевом движении потока снижение значения показателя энергоэффективности замедляется, а при закрученном движении начинает расти. При восходящем дисперсно-кольцевом движении потока по шероховатой поверхности трубы показатель энергоэффективности растет при увеличении скорости до 28 м/с, далее начинает снижаться.

На рисунке 3.11 представлена зависимость показателя энергоэффективности от скорости воздуха при разных плотностях орошения в трубе с гладкими стенками и в трубе с ленточным завихрителем.

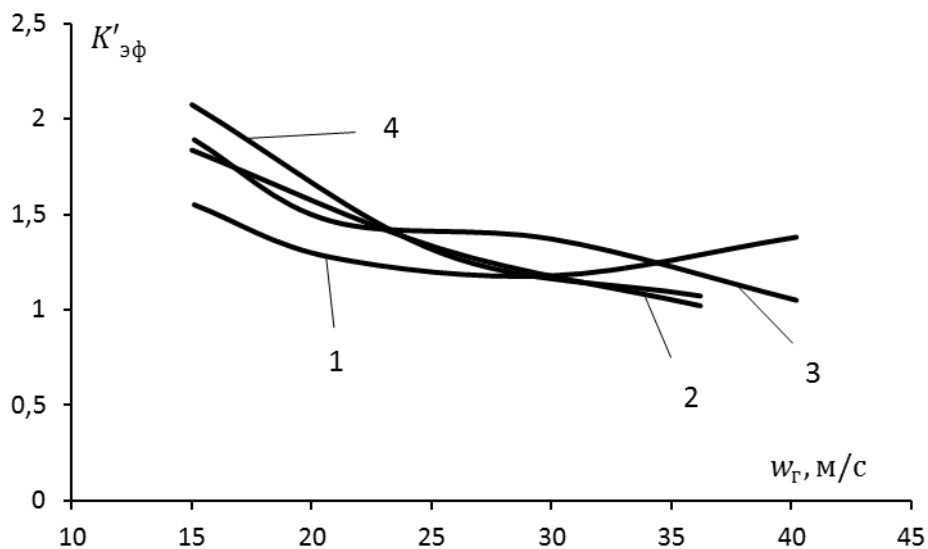


Рис. 3.11. Зависимость показателя энергоэффективности от скорости воздуха при разных плотностях орошения: 1 – нисходящее осевое движение дисперсно-кольцевого потока в трубе, $q_{\text{ж}} = 1,55\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; 2 – нисходящее закрученное движение дисперсно-кольцевого потока в трубе, $q_{\text{ж}} = 1,55\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; 3 – нисходящее осевое движение дисперсно-кольцевого потока в трубе,

$q_{ж} = 2,43 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; 4 – нисходящее закрученное движение дисперсно-кольцевого потока в трубе, $q_{ж} = 2,43 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$. Диаметр трубки $d = 0,0168 \text{ м}$

По рисунку 3.11 видно, что при малых скоростях воздуха эффективнее использовать трубы с ленточным завихрителем, при высоких скоростях следует отдавать предпочтение трубам с гладкими стенками.

3.4. Сравнение разных способов организации процессов при удалении коррозионно-активных газов из воды

От способа организации межфазной поверхности напрямую зависит эффективность очистки воды от растворенных газов. Далее представлен расчет гидравлического сопротивления, эффективности, энергетического коэффициента разных видов аппаратов по способу организации межфазной поверхности.

3.4.1 Расчет эффективности очистки воды от диоксида углерода и показателя энергоэффективности при гравитационном течении пленки жидкости в трубах

Рассмотрим пленочный аппарат с контактными трубками при противотоке воды и воздуха.

Исходные данные: внешний диаметр труб $d_{н} = 0,025 \text{ м}$; внутренний диаметр труб $d_{вн} = 0,021 \text{ м}$; количество труб $n = 722 \text{ шт}$; массовый расход воды $L = 80 \text{ т / ч}$; температура воды и воздуха $t = 20^\circ \text{ C}$; скорость воздуха $w_r = 3,5 \text{ м / с}$; начальная концентрация CO_2 $C_{н} = 200 \text{ мг / л}$; конечная концентрация CO_2 $C_{к} = 4 \text{ мг / л}$; плотность воздуха $\rho_r = 1,205 \text{ кг / м}^3$; динамическая вязкость воздуха $\mu_r = 18,1 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$; кинематическая вязкость воздуха $\nu_r = 15,06 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$; плотность воды $\rho_{ж} = 998,2 \text{ кг / м}^3$; кинематическая вязкость воды $\nu_{ж} = 1,006 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$; динамическая вязкость воды $\mu_{ж} = 1004 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$; поверхностное натяжение воды $\sigma_{ж} = 726,9 \cdot 10^{-4} \text{ Н / м}$; расход воздуха на тонну декарбонизированной воды $40 \text{ м}^3 / \text{т}$ или $0,88 \text{ м}^3 / \text{с}$.

Гладкая поверхность труб

1. Периметр трубок аппарата (по внутреннему диаметру трубок $d_{\text{вн}} = 0,021\text{м}$, с числом труб $n=722\text{шт}$) $\Pi = \pi d_{\text{вн}} n = 47,6\text{м}$.

2. Приведенный расход жидкости (плотность орошения к периметру пленочного течения) $q = L / (\Pi \cdot \rho_{\text{ж}}) = 1,68\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$.

3. Число Рейнольдса жидкости $Re_{\text{ж}} = \frac{4q}{v_{\text{ж}}} = 1859$.

4. Средняя толщина пленки жидкости при турбулентном течении [158] $\delta_{\text{пл}} = 0,0887\theta Re_{\text{ж}}^{0,635} = 0,0887(v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3} Re_{\text{ж}}^{0,635} = 4,95 \cdot 10^{-4}\text{м}$, где $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$ - приведенная толщина пленки, м.

5. Эффективность извлечения CO_2 по ячеечной модели [148] по формуле (2.23).

При высоте аппарата $H=1\text{м}$ $F = \Pi \cdot H = 47,6\text{м}^2$, $V_{\text{ж}} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}}} = 0,0223\text{м}^3 / \text{с}$,

Коэффициент массоотдачи в турбулентной пленке определяется по выражению [162] $\beta_{\text{ж}} = 9 \cdot 10^{-4} (v_{\text{ж}} g)^{1/3} Re_{\text{ж}}^{0,712} Sc_{\text{ж}}^{-0,5}$, где $Sc_{\text{ж}}$ - критерий Шмидта в

жидкой фазе, $Sc_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{D_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}}}$, где $D_{\text{ж}}$ - коэффициент диффузии CO_2 из воды в

воздух [154]. $D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = 1,7 \cdot 10^{-9}\text{м}^2 / \text{с}$,

$Sc_{\text{ж}} = 592$, $\beta_{\text{ж}} = 1,68 \cdot 10^{-4}\text{м} / \text{с}$.

Число ячеек полного перемешивания определим по формуле (2.12) [60]

$Pe_{\text{н}} = Pe_{\text{ог}} \frac{H}{d}$ - число Пекле. Примем наихудшее условие - расчет n по числу

Пекле в газовой фазе [150]

$Pe_{\text{ог}} = 1,92 \cdot Re_{\text{ог}}^{0,05} = 2,74$, где $Pe_{\text{ог}} = u_{\text{ср}} (d - 2\delta_{\text{пл}}) / D_{\text{эф}}$; $Re_{\text{ог}} = \frac{u_{\text{ср}} (d - 2\delta_{\text{пл}})}{v_{\text{г}}} = 1253$,

где $u_{\text{ср}} = q / \delta_{\text{пл}} = 0,94\text{м} / \text{с}$.

По выше приведенному выражению при $N=1$ $Re_n=130$. Отсюда число ячеек равно (2.12) $n = 65$. Число единиц переноса $N_{ж} = \frac{\beta_{ж} F}{V_{ж}} = 0,36$.

При высоте аппарата 1 м эффективность очистки воды от двуокиси углерода равна $E_{ж} = 1 - (1 + N_{ж} / n)^{-n} = 0,3$.

Для обеспечения полноты удаления углекислого газа из воды необходимо, чтобы эффективность очистки была не ниже 98%. Для чего высота труб должна быть равна 11,2 м ($Re_n = 1456$; $n = 728$; $N_{ж} = 4$), что нецелесообразно.

6. Коэффициент гидравлического сопротивления для газового потока по формуле Борисова [149] $\lambda_{ор} = \frac{0,11 + 0,9K^{2/3}}{Re_{ор}^{0,16}} = 0,039$ при $Re_{ор} > (Re_{ор})_{кр}$,

где $(Re_{ор})_{кр}$ - критическое значение числа (начало турбулизации),

$$(Re_{ор})_{кр} = \left(\frac{86}{0,11 + 0,9K^{2/3}} \right)^{1,19} = 1781, \text{ где } K = \frac{u_{ср} \mu_{ж}}{\sigma} = 0,0129;$$

$$Re_{ор} = (w_{г} + u_{ср}) d_{э} / \nu_{г} = 6191; d_{э} \approx d_{вн} = 0,021 \text{ м.}$$

7. Гидравлическое сопротивление при $N=11,2$ м по выражению Дарси-Вейсбаха равно $\Delta P = 153,5 \text{ Па}$.

8. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18) $K'_{эф} = 0,015$.

Песочная шероховатая поверхность труб

1. Коэффициент массоотдачи в турбулентной пленке жидкости по формуле (2.32) [135], где принято $\lambda = S = 0,0011 \text{ м}$ – шаг песочной шероховатости, м (принимается равным высоте песочной шероховатости).

Амплитуда волны α при $Re_{ж} > 600$ [135] $\alpha = 0,643$, где число Рейнольдса

$$Re_{ж} = \frac{3u_{ср} \delta_{пл}}{\nu_{ж}} = 1376.$$

Среднюю толщину пленки, стекающей по поверхности трубки с песочной шероховатостью, определим по выражению [179] $\delta_{пл} (1 - \delta_{пл} / d) = 0,396 \theta (Re_{ж}^*)^{0,666}$,

где $Re_{ж}^* = Re_{ж}(\lambda/8)^{0,5} = 144$ -модифицированное число Рейнольдса;

$$Re_{ж} = \frac{4q}{v_{ж}} = 1859 ; \lambda = \frac{0,3164}{Re_{ж}^{0,25}} = 0,048 ; \theta = (v^2 / g)^{0,33} . \text{ Откуда, } \delta_{пл} = 5,77 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Функция $f(\alpha)$ при $\alpha > 0,4$ имеет вид $f(\alpha) = 1,1$.

$$n = \frac{2\pi\delta_{пл}}{\lambda} = 3,29 ; \lambda - \text{длина волны, м; } D_{ж} = 1,7 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с.}$$

По формуле (2.32) имеем $\beta_{ж} = 0,00122 \text{ м/с}$.

$$2. \text{ Число единиц переноса при } H=1 \text{ м } N_{ж} = \frac{\beta_{ж} F}{V_{ж}} = 2,6 .$$

3. Число ячеек полного перемешивания по формуле (2.12) [60]

$$Re_{ог} = 1,92 \cdot Re_{ог}^{0,05} = 2,72, \text{ где } Re_{ог} = 1054 ,$$

$$Re_{н} = 129,5, \text{ отсюда число ячеек равно (2.12) } n = 65 .$$

При высоте аппарата 1 м эффективность очистки воды от двуокиси углерода равна $E_{ж} = 0,921$.

Для обеспечения полноты удаления углекислого газа из воды необходимо, чтобы эффективность очистки была не ниже 98%. Для чего высота труб должна быть равна 1,54 м ($Re_{н} = 199,4; n = 100; N_{ж} = 4$).

5. Коэффициент гидравлического сопротивления при стекании пленки по поверхности с песочной шероховатостью определим по выражению [179]

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda_{оп}}} = 1,81 \lg \left(\frac{Re_{ж}}{Re_{ж} \frac{h}{d} + 7} \right) , \text{ где } \lambda_{оп} - \text{коэффициент трения; } h - \text{диаметр частицы}$$

песочной шероховатости, м ($h=0,0011$ м); d – диаметр трубки, м; $Re_{ж}=4q/v_{ж}=1859$; $\lambda_{оп} = 0,197$.

6. Гидравлическое сопротивление при $H=1,54$ м по выражению Дарси-Вейсбаха равно $\Delta P = 106,6 \text{ Па}$.

7. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18) $K'_{эф} = 0,16$.

3.4.2 Расчет эффективности очистки воды от диоксида углерода и показателя энергоэффективности в насадочном аппарате

Исходные данные: диаметр колонны $D_k = 1,0\text{ м}$; массовый расход воды $L = 80\text{ т/ч}$; приведенный расход жидкости $q = 100\text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $H = 1\text{ м}$; температура воды и воздуха $t = 20^\circ\text{С}$; скорость воздуха $w_r = 1,1\text{ м/с}$; начальная концентрация CO_2 $C_n = 200\text{ мг/л}$; конечная концентрация CO_2 $C_k = 4\text{ мг/л}$; плотность воздуха $\rho_r = 1,205\text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость воздуха $\mu_r = 18,1 \cdot 10^{-6}\text{ Па} \cdot \text{с}$; кинематическая вязкость воздуха $\nu_r = 15,06 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2 / \text{с}$; плотность воды $\rho_{\text{ж}} = 998,2\text{ кг/м}^3$; кинематическая вязкость воды $\nu_{\text{ж}} = 1,006 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2 / \text{с}$; динамическая вязкость воды $\mu_{\text{ж}} = 1004 \cdot 10^{-6}\text{ Па} \cdot \text{с}$; поверхностное натяжение воды $\sigma_{\text{ж}} = 726,9 \cdot 10^{-4}\text{ Н/м}$; расход воздуха на тонну декарбонизированной воды $40\text{ м}^3 / \text{т}$ или $0,88\text{ м}^3 / \text{с}$. Противоток фаз.

Сегментно-регулярная насадка «Инжехим»

Удельная поверхность насадки $a_v = 280\text{ м}^2 / \text{м}^3$; удельный свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$. Описание и рисунок насадки представлены на стр. 47-48.

1. Коэффициент сопротивления сухой насадки [187-189]

$$\xi_0 = 0,105 \text{Re}_g^{0,108} = 0,221, \text{ где число Рейнольдса в газовой фазе } \text{Re}_g = \frac{w_r \cdot d_3}{\nu_r} = 991;$$

$$\text{эквивалентный диаметр насадки } d_3 = \frac{4\varepsilon_{\text{св}}}{a_v} = 0,01357\text{ м}.$$

2. Коэффициент сопротивления орошаемой насадки [187, 189]

$$\xi_{\text{ор}} = \xi_0 + 0,0226 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,34 \cdot 10^{-3} \text{Re}_g} = 0,38, \text{ где число Рейнольдса жидкости}$$

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{q \cdot d_3}{\nu_{\text{ж}}} = 374.$$

3. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки при $H = 1\text{ м}$ [133]

$$\Delta P_{\text{ор}} = \xi_{\text{ор}} \frac{H \rho_r w_{\text{г.отн}}^2}{d_3} = 84\text{ Па}, \text{ где } w_{\text{г.отн}} = w_r + u_{\text{ср}} = 2,23\text{ м/с}.$$

4. Динамическая составляющая задержки жидкости [146]

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,16 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,23} = 0,0244, \text{ где } \text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q}{\nu_{\text{ж}} \cdot a_v} = 394; \text{Ga} = g / (\nu_{\text{ж}}^2 a_v^3) = 441569,4.$$

5. Средний коэффициент массоотдачи [148] по выражению (2.30) при

$\beta_{\text{ж}} = 3,78 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$, где $u_{\text{ср}} = \frac{q}{\varepsilon_{\text{жд}}} = 1,13 \text{ м/с}$; l - длина пути жидкости по

насадочному элементу, $l = 0,04 \text{ м}$; $S_{\text{сж}} = 592$.

6. Число единиц переноса для насадки по выражению (2.24) при $H = 1 \text{ м}$

$$N_{\text{ж}} = 3,8, \text{ где } u_{\text{ж}} = 0,0278 \text{ м/с}, S = 0,8 \text{ м}^2.$$

7. Для насадок число Пекле [143] по выражению (2.28) $Pe_{\text{н}} = 273$.

8. Число ячеек полного перемешивания по формуле (2.12) $n = 137$ (идеальное вытеснение).

9. Эффективность очистки воды от углекислого газа при $H = 1 \text{ м}$ $E_{\text{ж}} = 0,976$.

При $H = 1,05 \text{ м}$ $E_{\text{ж}} = 0,98$ что достаточно для удаления углекислого газа из воды ($N_{\text{ж}} = 3,99$; $Pe_{\text{н}} = 286,6$; $n = 143$; $\Delta P_{\text{ор}} = 88 \text{ Па}$).

10. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18)

$$K'_{\text{эф}} = 0,283.$$

Рулонная гофрированная насадка «Инжехим»

Удельная поверхность насадки $a_v = 300 \text{ м}^2 / \text{м}^3$; удельный свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} = 0,904$. Описание и рисунок насадки представлены на стр. 48-49.

Для шероховатой поверхности (микрорельеф)

1. Коэффициент сопротивления сухой насадки [190-191]

$$\xi_0 = 3,89 Re_{\text{с}}^{-0,294} = 0,53, \text{ где число Рейнольдса в газовой фазе } Re_{\text{с}} = 876,5;$$

эквивалентный диаметр насадки $d_{\text{с}} = 0,012 \text{ м}$.

2. Гидравлическое сопротивление сухой насадки при $H = 1 \text{ м}$ [60]

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{H}{d_{\text{с}}} \frac{\rho_{\text{г}} w_{\text{г}}^2}{2} = 32,2 \text{ Па}.$$

3. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки при $H = 1 \text{ м}$ [60]

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{сух}} \cdot 10^{bq} = 212,74 \text{ Па}, \text{ где } b = 0,0082.$$

4. Динамическая составляющая задержки жидкости [146]

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,652 Re_{\text{ж}}^{0,186} Ga^{-0,23} = 0,103, \text{ где } Re_{\text{ж}} = 368; Ga = 359012,26.$$

5. Коэффициент массоотдачи в турбулентной пленке жидкости [135] определяем по выражению (2.32), где принято $\lambda = S = 0,005\text{м}$ (шаг шероховатости).

Амплитуда волны α при $100 < \text{Re}_{\text{ж}} < 600$ [135]

$\alpha = 0,505 + 2,3 \cdot 10^{-4} \text{Re}_{\text{ж}} = 0,57$, где число Рейнольдса $\text{Re}_{\text{ж}} = 3u_{\text{ср}} \delta_{\text{пл}} / \nu_{\text{ж}} = 276$;

$\delta_{\text{пл}} = \varepsilon_{\text{жд}} / a_{\text{в}} = 3,43 \cdot 10^{-4} \text{м}$ - толщина пленки, м; $u_{\text{ср}} = q / \varepsilon_{\text{жд}} = 0,27 \text{м/с}$.

Функция $f(\alpha)$ при $\alpha > 0,4$ имеет вид $f(\alpha) = 1,1$.

$n = \frac{2\pi\delta_{\text{пл}}}{\lambda} = 0,43$; λ - длина волны, м.

По формуле (2.32) получили $\beta_{\text{ж}} = 3,33 \cdot 10^{-4} \text{м/с}$ ($D_{\text{ж}} = 1,7 \cdot 10^{-9} \text{м}^2/\text{с}$).

6. Число единиц переноса для насадки по (2.24) $N_{\text{ж}} = 3,6$, $u_{\text{ж}} = 0,0278 \text{м/с}$.

7. Для насадок число Пекле [143] по (2.28) $\text{Pe}_{\text{н}} = 276$.

8. Число ячеек полного перемешивания по формуле (2.12) $n = 138$.

9. Эффективность очистки воды от углекислого газа при $H=1\text{м}$ по (2.23)

$E_{\text{ж}} = 0,971$.

Для обеспечения полноты удаления углекислого газа достаточно высоты аппарата в 1,1 м ($E_{\text{ж}} = 0,98$; $N_{\text{ж}} = 3,96$; $\text{Pe}_{\text{н}} = 303,6$; $n = 151$; $\Delta P_{\text{ор}} = 234 \text{Па}$).

10. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18) $K'_{\text{эф}} = 0,1$.

Для поверхности насадки с просечками

1. Коэффициент сопротивления сухой насадки [190-191] $\xi_0 = 0,8$.

2. Гидравлическое сопротивление сухой насадки при $H=1\text{м}$ [60]

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{H}{d_3} \frac{\rho_{\text{г}} w_{\text{г}}^2}{2} = 48,6 \text{Па}.$$

3. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки при $H=1\text{м}$ [60]

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{сух}} \cdot 10^{b_{\text{ч}}} = 395 \text{Па}, \text{ где } b = 0,0091.$$

4. Динамическая составляющая задержки жидкости [146]

$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,652 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,23} = 0,103$, где $\text{Re}_{\text{ж}} = 368$; $\text{Ga} = 359012,26$.

5. Средний коэффициент массоотдачи по (2.30)

$$\beta_{\text{ж}} = 2,6 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}, l = 0,02 \text{ м}, u_{\text{ср}} = 0,27 \text{ м/с.},$$

6. Число единиц переноса для насадки при $H=1\text{ м}$ по (2.24) $N_{\text{ж}} = 2,8$,

7. Для насадок число Пекле при $H=1\text{ м}$ [143] по (2.28) $Pe_{\text{H}} = 249$.

8. Число ячеек полного перемешивания по формуле (2.12) $n = 125$.

9. Эффективность очистки воды от углекислого газа при $H=1\text{ м}$ по (2.23)

$$E_{\text{ж}} = 0,937.$$

Для обеспечения полноты удаления углекислого газа необходима высота аппарата 1,43 м ($E_{\text{ж}} = 0,98$; $N_{\text{ж}} = 4$; $Pe_{\text{H}} = 356$; $n = 178$; $\Delta P_{\text{ор}} = 564 \text{ Па}$).

10. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18)

$$K'_{\text{эф}} = 0,032.$$

Нерегулярная насадка «Инжехим-2002»

Удельная поверхность насадки $a_v = 200 \text{ м}^2 / \text{м}^3$; удельный свободный объем $\epsilon_{\text{св}} = 0,95$. Описание и рисунок насадки представлены на стр. 50-51.

1. Эквивалентный диаметр насадки $d_3 = 0,019 \text{ м}$.

2. Коэффициент сопротивления сухой насадки [192] по (2.44) $\xi_0 = 1,41$, $Re_3 = 1387$.

3. Сопротивление сухой насадки (при $H=1\text{ м}$) [146] по (2.43) $\Delta P_{\text{сух}} = 257,5 \text{ Па}$.

4. Сопротивление орошаемой насадки [192] по (2.45) $\Delta P_{\text{ор}} = 595 \text{ Па}$, $Re_{\text{ж}} = \frac{Q \cdot \rho_{\text{ж}}}{a_v \cdot \mu_{\text{ж}}} = 138$.

5. Динамическая составляющая задержки жидкости [193] по (2.41) $\epsilon_{\text{жд}} = 0,117$, $Re_{\text{ж}} = 552$, $Ga = 1211689$.

6. Средний коэффициент массоотдачи [154] по (2.30)

$$\beta_{\text{ж}} = 4,9 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}, u_{\text{ср}} = 0,24 \text{ м/с}, l = 0,005 \text{ м}.$$

7. Число единиц переноса для насадки при $H=1\text{ м}$ по (2.24) $N_{\text{ж}} = 3,52$.

8. Для насадок число Пекле [143] по (2.28) $Re_H = 153$.

9. Число ячеек по (2.12) $n = 77$.

10. Эффективность очистки воды от углекислого газа при $H=1\text{м}$ $E_{ж} = 0,967$.

Для обеспечения полноты удаления углекислого газа необходима высота аппарата 1,14 м ($E_{ж} = 0,98$; $N_{ж} = 4$; $Re_H = 174,4$; $n = 87$; $\Delta P_{op} = 678\text{Па}$).

11. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18) $K'_{эф} = 0,033$.

Металлические кольца Рашига

Удельная поверхность насадки $a_v = 220\text{м}^2 / \text{м}^3$; удельный свободный объем $\epsilon_{св} = 0,92$; диаметр колец $d=0,025$ м.

1. Коэффициент сопротивления сухой насадки $\xi_{сух} = \frac{16}{Re_3^{0,2}} = 3,79$,

где $Re_3 = \frac{4w_r \rho_r}{a_v \mu_r} = 1331$ [60].

2. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки определим по графической зависимости Эдуджи [1] исходя из соотношения

$Y = C Fr_r / Re_{усл}^{0,1} = f(q / w_r) = 2,11$, где критерий Фруда для газа определим по выражению $Fr_r = w_r^2 / gd = 4,93$; условный критерий Рейнольдса для газа $Re_{усл} = w_r d \rho_r / \mu_{ж} = 33$; $q/w_r = 0,025$. По графику гидравлическое сопротивление орошаемой насадки примерно равно 3000Па (режим захлебывания).

3. Критериальное уравнение для определения $\beta_{ж}$ имеет вид [194]

$Sh_{ж} = A Re_{ж}^m Sc_{ж}^n = 5,17$, где критерии подобия равны $Sh_{ж} = \frac{\beta_{ж} \theta}{D_{ж}}$; $Re_{ж} = \frac{4q}{a_v v_{ж}} = 502$,

где $\theta = (v_{ж}^2 / g)^{1/3} = 4,69 \cdot 10^{-5}$ - приведенная толщина пленки. По данным работ [194, 60] $A = 2,5 \cdot 10^{-2} - 3,3 \cdot 10^{-3}$; $m = 0,67 - 0,77$; $n = 0,5$.

Коэффициент массоотдачи в жидкости равен $\beta_{ж} = Sh_{ж} \cdot D_{ж} / \theta = 1,87 \cdot 10^{-4} \text{м/с}$, $D_{ж} = 1,7 \cdot 10^{-9} \text{м}^2 / \text{с}$.

4. Для насадок число Пекле при $H=1\text{м}$ [143] (2.28) $Re_H = 131$, $d_3 = 0,0167\text{м}$.

5. Число ячеек полного перемешивания по (2.12) $n = 66$.

6. Число единиц переноса для насадки при $H=1\text{м}$ по (2.24) $N_{\text{ж}} = 1,48$.

7. Эффективность очистки воды от углекислого газа при $H=1\text{м}$ по (2.23)

$E_{\text{ж}} = 0,76$. Эффективность равна 98% при $H=2,7\text{м}$
($N_{\text{ж}} = 4; Re_{\text{н}} = 353,7; n = 178; \Delta P_{\text{ор}} = 8100\text{Па}$).

8. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18)

$K'_{\text{эф}} = 0,0012$.

В таблице 3.1 представлены сравнительные характеристики насадок при заданной эффективности очистки воды с расходом $100\text{м}^3/(\text{м}^2\text{час})$.

Табл. 3.1. Сравнительная характеристика насадок при $E_{\text{ж}}=0,98$.

Название насадки	$\beta_{\text{ж}} \cdot 10^4$ м/с	$N_{\text{ж}}$	$Re_{\text{н}}$	n	$H, \text{ м}$	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{ор}}, \text{ Па}$	$N_0,$ Вт	$K'_{\text{эф}}$
Сегментно-регулярная насадка «Инжехим»	3,78	3,99	286	143	1,05	0,98	88	77,4	0,278
Рулонно-гофрированная насадка «Инжехим»:									
- шероховатая поверхность	3,33	3,96	303	151	1,1	0,98	234	206	0,1
- поверхность с просечками	2,6	4,0	356	178	1,4	0,98	564	496	0,032
Инжехим-2002	4,9	4,0	174	87	1,14	0,98	678	596	0,033
Кольца Рашига	1,87	4,0	354	178	2,7	0,98	8100	7128	0,0012

Произведен расчет разных типов насадок по ряду показателей. По таблице видно, что наиболее предпочтительной для очистки воды от двуокиси углерода в декарбонизаторах является сегментно-регулярная насадка «Инжехим» и рулонно-гофрированная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью при пленочном режиме работы.

3.4.3 Расчет эффективности очистки воды от диоксида углерода и показателя энергоэффективности при сильном взаимодействии фаз в трубах

Исходные данные: Внутренний диаметр труб $d = 0,0168\text{ м}$; количество труб $n_{\text{тр}} = 380$ шт; массовый расход воды $L = 80\text{ т/ч}$; температура воды и воздуха $t = 20^\circ\text{С}$; скорость воздуха $w_r = 10,45\text{ м/с}$; $H = 1\text{ м}$; начальная концентрация CO_2 $C_n = 200\text{ мг/л}$; конечная концентрация CO_2 $C_k = 4\text{ мг/л}$; плотность воздуха $\rho_r = 1,205\text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость воздуха $\mu_r = 18,1 \cdot 10^{-6}\text{ Па}\cdot\text{с}$; кинематическая вязкость воздуха $\nu_r = 15,06 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с}$; плотность воды $\rho_{\text{ж}} = 998,2\text{ кг/м}^3$; кинематическая вязкость воды $\nu_{\text{ж}} = 1,006 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с}$; динамическая вязкость воды $\mu_{\text{ж}} = 1004 \cdot 10^{-6}\text{ Па}\cdot\text{с}$; поверхностное натяжение воды $\sigma_{\text{ж}} = 726,9 \cdot 10^{-4}\text{ Н/м}$; расход воздуха на тонну декарбонизированной воды $40\text{ м}^3/\text{т}$ или $0,88\text{ м}^3/\text{с}$.

Массовый расход воды на 1 трубку $L_1 = 0,21\text{ т/ч}$; объемный расход воды на 1 трубку $V_1 = 5,84 \cdot 10^{-5}\text{ м}^3/\text{с}$; приведенный расход воды на одну трубку $q_1 = 0,0011\text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{с}) = 4\text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$; периметр одной трубки $\Pi_1 = 0,0527\text{ м}$.

Осевой восходящий прямоток

1. Толщина пленки жидкости при $q = 4\text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$ и $w_r = 10,45\text{ м/с}$ по выражению Сергеева А.Д. [179,186] $\delta_{\text{пл}} = 2,95 \cdot 10^{-3} \frac{\sqrt[3]{q}}{w_r^{3/4}} = 8 \cdot 10^{-4}\text{ м}$.

2. Число Рейнольдса газа $Re_{\text{ог}} = \frac{w_r d}{\nu_r} = 11657$.

3. Средняя скорость жидкости в пленке $u_{\text{ср}} = q / \delta_{\text{пл}} = 1,38\text{ м/с}$;

4. Гидравлическое сопротивление при $H=1\text{м}$ по экспериментальным данным Сергеева А.Д. [146, 179,186,] $\Delta P = 8400\text{Па}$.

5. Динамическая скорость жидкости [162]

$$u_* = (d - 2\delta_{\text{пл}}) \sqrt{\frac{\pi \Delta P_{\text{тр}}}{4F\rho_{\text{ж}}}} = 0,17\text{м/с}.$$

6. Коэффициент массоотдачи в жидкости по выражению (2.64)

$$\beta_{\text{ж}} = 0,0019\text{м/с}, R_{1\text{ж}} = 5,28 \text{ по формуле (3.2).}$$

7. Число единиц переноса в жидкой фазе при $H=1\text{м}$ $N_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{ж}} F}{V_{\text{ж}}} = 1,74$.

8. Коэффициент гидравлического сопротивления по обобщающей формуле Жаворонкова и Малюсова [149] для восходящего прямотока

$$\xi_{\text{оп}} = 0,275 \text{Re}_{\text{пл}}^{0,55} \text{Re}_{\text{э}}^{-0,45} = 0,43, \text{ где } \text{Re}_{\text{пл}} = 4q / v_{\text{ж}} = 4417,$$

$$\text{Re}_{\text{э}} = \frac{w_{\text{г}} (d - 2\delta_{\text{пл}})}{v_{\text{г}}} = 10547.$$

9. Число Пекле при $H=1\text{м}$ по выражению (3.1) $\text{Pe}_{\text{н}} = 39$.

10. Число ячеек полного перемешивания по (2.12) $n = 20$.

11. Эффективность очистки воды от углекислого газа при $H=1\text{м}$ $E_{\text{ж}} = 0,81$.

Для обеспечения удаления из воды диоксида углерода до эффективности 98% необходимо увеличить высоту трубок до $H=2,3$ ($N_{\text{ж}} = 4,0$; $\text{Pe}_{\text{н}} = 89,7$; $n = 46$; $\Delta P = 19320\text{Па}$).

12. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18)

$$K'_{\text{эф}} = 0,0055.$$

Дискретные шероховатые стенки (восходящий прямоток)

1. Средняя толщина пленки жидкости при $q = 4\text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; $w_{\text{г}} = 10,45\text{м/с}$; $h = 0,3\text{мм}$; $S = 1\text{мм}$ (шероховатость с прямоугольным выступом) по выражению [146] $\delta_{\text{пл}} = \delta^* + h(1 - l/H) = 0,00084\text{м}$, где $\delta^* = 18,05 \cdot 10^4 \cdot w_{\text{г}}^{-0,84} \cdot q^{0,59} \cdot v_{\text{ж}}^{0,21} \cdot h^{-0,25} (h/S)^{3,4} \cdot \exp(-28,3h/S) = 6,68 \cdot 10^{-4}\text{м}$ - толщина пленки жидкости над выступами; $l = nb = 0,427\text{м}$ - длина участка трубы,

занимаемого выступами; n – число выступов; $b=0,75\text{мм}$ – ширина выступа; $H=1\text{м}$ длина трубки.

2. Средняя скорость жидкости в пленке $u_{\text{cp}} = 1,32\text{м/с}$.

3. Гидравлическое сопротивление при $H=1\text{м}$ по экспериментальным данным Харина В.Ф. [146] $\Delta P \approx 15000\text{Па}$.

4. Динамическая скорость в жидкости по выражению (3.4)
 $u_{*ж} = 0,22\text{м/с}$

5. Коэффициент массоотдачи в жидкости по выражению (2.64)
 $\beta_{ж} = 0,0027\text{м/с}$, $R_{1ж} = 4,47$, (по выражению 3.2).

6. Число единиц переноса в жидкой фазе при $H=1\text{м}$ по выражению
 $N_{ж} = \beta_{ж} F / V_{ж} = 2,43$.

7. Число Пекле при $H=1\text{м}$ по выражению (3.1) $Pe_{н} = 32,5$.

8. Число ячеек полного перемешивания по выражению (2.12) $n = 16$.

9. Эффективность очистки воды от углекислоты при $H=1\text{м}$ $E_{ж} = 0,89$.

Для обеспечения удаления из воды диоксида углерода на 98% необходимо увеличить высоту трубок до $H=1,65\text{м}$ ($N_{ж} = 4$; $Pe_{н} = 53,6$; $n = 26$; $\Delta P = 24750\text{Па}$).

12. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18)
 $K'_{\text{эф}} = 0,006$.

Вихревое трубчатое контактное устройство (восходящий проток)

Ширина ленточного завихрителя $b_{\text{лз}} = 15\text{мм}$, толщина ленточного завихрителя $\delta_{\text{лз}} = 1\text{мм}$; шаг витка ленты $S_{\text{лз}} = 0,118\text{м}$; $H=1\text{м}$.

1. Эквивалентный диаметр $d_{\text{э}} = \frac{\pi d + 4\delta_{\text{лз}}}{2 + \pi} = 0,0219\text{м}$.

2. При $q_{ж} \geq 1,1\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ толщина пленки жидкости в условиях закрученного движения $\delta_{\text{пл}} = 2,88 \cdot 10^{-3} \frac{q^{0,4}}{w_{\Gamma}^{3/4}} = 8,6 \cdot 10^{-4}\text{м}$.

3. Гидравлическое сопротивление при $H=1\text{м}$ по экспериментальным данным Сергеева А.Д. [146, 179, 186,] для восходящего закрученного потока $\Delta P \approx 12000\text{Па}$.

4. Движение пленки жидкости во внутренней поверхности контактной трубки происходит по спирали с углом подъема винтовой линии

$$\theta = \text{arctg} \frac{\pi d}{S_{\text{лз}}} = 0,42 \text{рад}.$$

5. Динамическая скорость в жидкой фазе на поверхности пленки по (3.10) равна $u_* = 0,4\text{м/с}$.

6. Безразмерная толщина вязкого подслоя на поверхности раздела фаз по выражению (3.2) $R_{\text{лж}} \approx 2,4$.

7. Коэффициент массоотдачи в жидкости по выражению (2.64) $\beta_{\text{ж}} = 0,0067\text{м/с}$.

8. Число единиц переноса в жидкой фазе при $H=1\text{м}$ $N_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} F / V_{\text{ж}} = 6,07$.

9. Число Пекле при $H=1\text{м}$ по выражению (3.1) $Pe_{\text{н}} = 29$.

10. Число ячеек полного перемешивания $n = 15$ (идеальное вытеснение).

11. Эффективность очистки воды от углекислоты при $H=1\text{м}$ $E_{\text{ж}} = 0,993$.

Для обеспечения удаления из воды диоксида углерода на 98% достаточно высоты трубок $H=0,66\text{м}$ ($N_{\text{ж}} = 4,0$; $Pe_{\text{н}} = 19,14$; $n = 10$; $\Delta P = 7920\text{Па}$).

12. Показатель энергоэффективности аппарата по выражению (3.18) $K'_{\text{эф}} = 0,046$.

3.4.4 Сравнительные характеристики рассмотренных аппаратов

На основании выполненных расчетов произведено сравнение разных видов аппаратов по способу организации межфазной поверхности. На рис. 3.12 представлена гистограмма высоты трубок и насадок аппаратов, необходимой для очистки воды от диоксида углерода на 98%

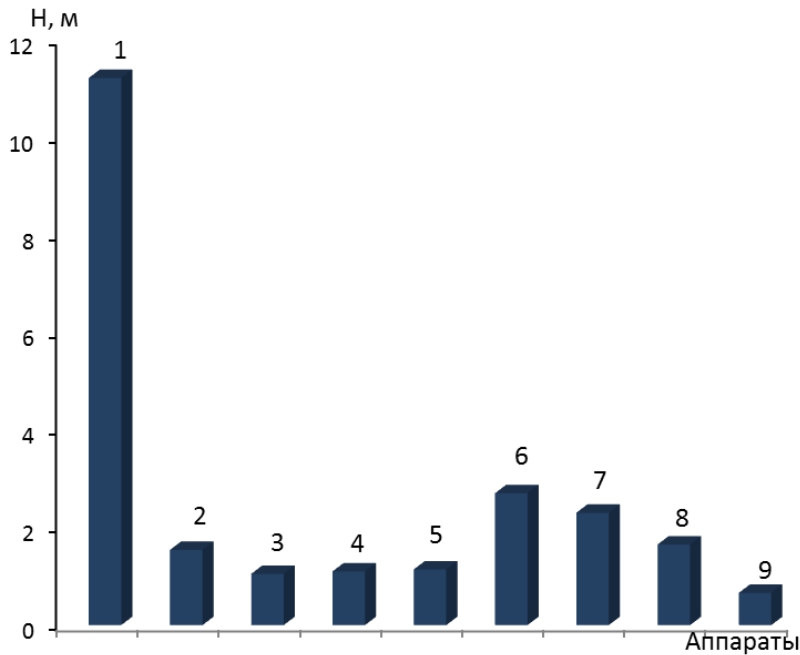


Рис.3.12 Гистограмма высоты трубок и насадок аппаратов для очистки воды от CO_2 на 98% с массовым расходом 80т/ч: 1– гравитационное течение пленки жидкости в трубах (слабое взаимодействие фаз (пленки и воздуха); 2 – течение пленки жидкости по шероховатой поверхности труб(слабое взаимодействие фаз (пленки и воздуха); 3 – течение пленки жидкости по слою насадки (сегментно-регулярная насадка «Инжехим» ($a_v = 280\text{м}^2 / \text{м}^3$); 4 – течение пленки жидкости по слою насадки (рулонная гофрированная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью ($a_v = 300\text{м}^2 / \text{м}^3$); 5 - течение пленки жидкости по слою насадки (нерегулярная насадка «Инжехим-2002» ($a_v = 200\text{м}^2 / \text{м}^3$); 6 - течение пленки жидкости по слою насадки (металлические кольца Рашига ($a_v = 220\text{м}^2 / \text{м}^3$); 7 – дисперсно-кольцевое течение пленки жидкости в трубах (сильное взаимодействие фаз (пленки и воздуха) – осевой поток); 8 – дисперсно-кольцевое течение пленки жидкости по шероховатой поверхности в трубах (сильное взаимодействие фаз (пленки и воздуха); 9 – дисперсно-кольцевое течение пленки жидкости в трубе с вихревым трубчатым контактным устройством в трубах (сильное взаимодействие фаз (пленки и воздуха)

поверхности труб(слабое взаимодействие фаз (пленки и воздуха); 3 – течение пленки жидкости по слою насадки (сегментно-регулярная насадка «Инжехим» ($a_v = 280\text{м}^2 / \text{м}^3$); 4 – течение пленки жидкости по слою насадки (рулонная гофрированная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью ($a_v = 300\text{м}^2 / \text{м}^3$); 5 - течение пленки жидкости по слою насадки (нерегулярная насадка «Инжехим-2002» ($a_v = 200\text{м}^2 / \text{м}^3$); 6 - течение пленки жидкости по слою насадки (металлические кольца Рашига ($a_v = 220\text{м}^2 / \text{м}^3$); 7 – дисперсно-кольцевое течение пленки жидкости в трубах (сильное взаимодействие фаз (пленки и воздуха) – осевой поток); 8 – дисперсно-кольцевое течение пленки жидкости по шероховатой поверхности в трубах (сильное взаимодействие фаз (пленки и воздуха); 9 – дисперсно-кольцевое течение пленки жидкости в трубе с вихревым трубчатым контактным устройством в трубах (сильное взаимодействие фаз (пленки и воздуха)

По гистограмме видно, что при течении пленки жидкости по аппарату с вихревым трубчатым контактным устройством (сильное взаимодействие фаз) 9, а также с насадками 3, 4, 5 требуемая эффективность достигается при наименьшей высоте аппарата по сравнению с другими рассмотренными аппаратами. При этом нерегулярная насадка «Инжехим-2002» обеспечивает требуемую эффективность

очистки при удельной поверхности насадки меньше, чем у рассмотренных регулярных насадок. И высота нерегулярной насадки «Инжехим-2002» ($a_v = 200 \text{ м}^2 / \text{м}^3$) по сравнению с широко известными металлическими кольцами Рашига ($a_v = 220 \text{ м}^2 / \text{м}^3$) при $E_{\text{ж}} = 0,98$ в 2,4 раза меньше.

На рис. 3.13 представлена гистограмма мощности, затрачиваемой на подачу воздуха на очистку 80 тонн воды в час от CO_2 при $E_{\text{ж}} = 0,98$

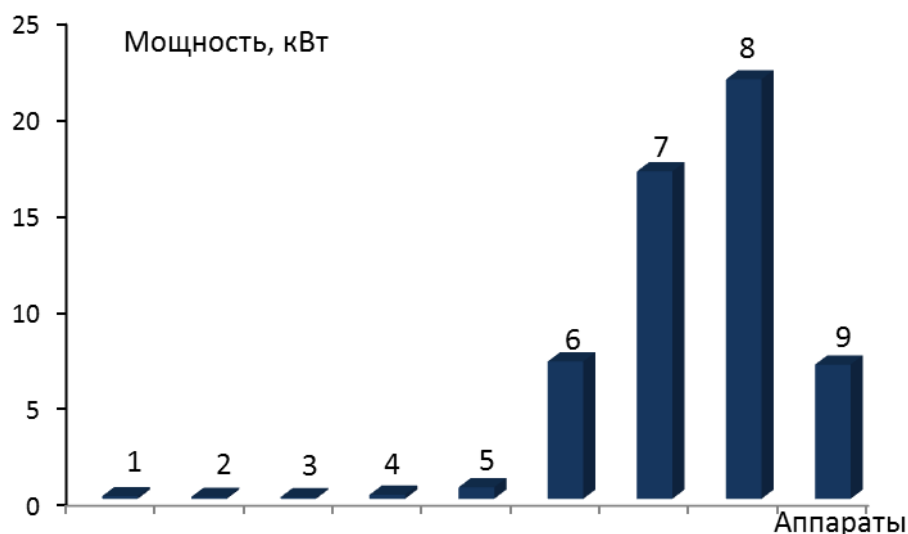


Рис. 3.13 Гистограмма мощности, затрачиваемой на подачу воздуха на очистку 80 тонн воды в час от CO_2 (остальные обозначения на рис. 3.12)

Использование насадок под номерами 3, 4, 5, а также аппаратов с контактными трубками со слабым взаимодействием при противотоке фаз позволит на порядок снизить количество затрачиваемой мощности на очистку воды от диоксида углерода.

На рис. 3.14 представлена гистограмма показателя энергоэффективности для аппаратов с разным способом организации межфазной поверхности при очистке 80 т/ч воды от CO_2

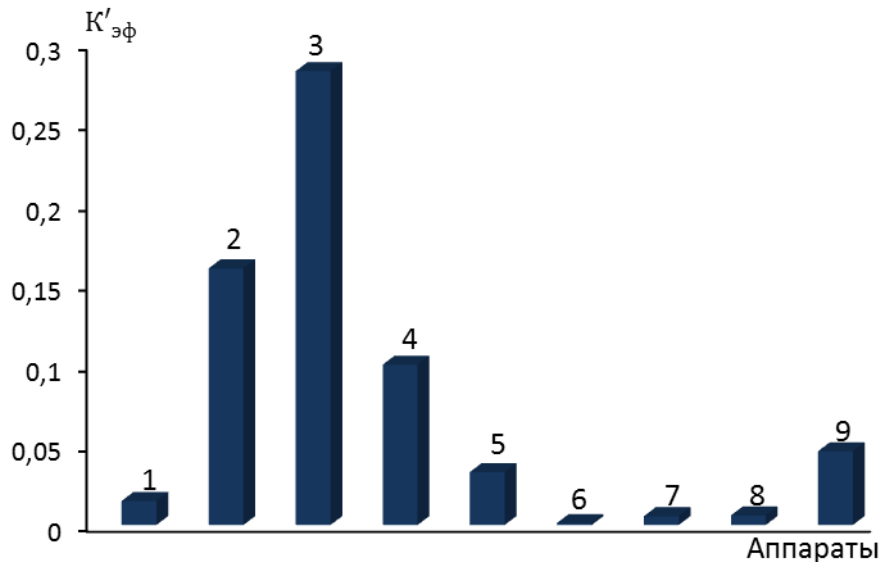


Рис. 3.14 Гистограмма показателя энергоэффективности для аппаратов с разным способом организации межфазной поверхности при очистке 80 т/ч воды от CO_2 (остальные обозначения на рис. 3.12)

По рис. 3.14 видно, что из рассмотренных аппаратов наиболее эффективными являются пленочные аппараты с современными насадками (под номерами 3, 4, 5), пленочные аппараты с контактными трубками со слабым взаимодействием фаз с шероховатой поверхностью 2, и пленочные аппараты с вихревыми трубчатыми устройствами (с сильным взаимодействием фаз) 9.

Выводы по 3 главе

1. На основе применения ячеечной модели структуры потоков получены уравнения и произведен расчет эффективности пленочных контактных устройств с шероховатыми стенками при сильном взаимодействии фаз (пленки жидкости и газа). Сравнение с известными экспериментальными данными дает удовлетворительное согласование, следовательно, метод расчета может быть использован при выборе научно-технических решений по модернизации десорберов.

2. Произведен расчет эффективности вихревого трубчатого контактного устройства на основе уравнений ячеечной модели. Результаты расчетов дают удовлетворительное согласование с опытными данными, что свидетельствует о возможности использования методики для расчетов декарбонизаторов вихревого типа.

3. Получен модифицированный показатель энергомассообменной эффективности пленочных декарбонизаторов и деаэраторов. Сделан вывод о границах использования контактных устройств с завихрителями и трубок с гладкой и шероховатой поверхностями в зависимости от скорости газа.

4. Проведено сравнение нескольких способов организации процессов удаления коррозионно-активных газов из воды. По высоте аппарата, необходимой для обеспечения требуемой эффективности очистки воды, предпочтительными являются аппараты с вихревыми трубчатыми контактными устройствами с сильным взаимодействием фаз, а также пленочные противоточные аппараты с нерегулярными насадками («Инжехим-2002»). По затрачиваемой мощности на подачу газа на очистку воды до требуемой эффективности – противоточные пленочные аппараты с современными регулярными насадками (рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью, сегментно-регулярной насадкой «Инжехим»), с нерегулярными насадками («Инжехим-2002»), а также пленочные аппараты с контактными трубками со слабым взаимодействием фаз (пленки жидкости и газа). По энергоэффективности - противоточные пленочные аппараты с современными регулярными насадками с шероховатой поверхностью, пленочные аппараты с контактными трубками со слабым взаимодействием фаз с шероховатой поверхностью и пленочные аппараты с вихревыми трубчатыми устройствами с сильным взаимодействием фаз. В условиях ограниченности пространства помещений, в которых устанавливаются аппараты водоочистки на ТЭС, рекомендуется использовать пленочные аппараты с вихревыми трубчатыми устройствами с сильным взаимодействием фаз, а также противоточные пленочные аппараты с нерегулярными насадками («Инжехим-2002»). В других случаях, пленочные противоточные аппараты с регулярными современными насадками с шероховатой поверхностью (рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью, как наиболее эффективной и исследованной в широком интервале нагрузок по воде и газу).

ГЛАВА 4

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ДЕАЭРАТОРОВ И ДЕКАРБОНИЗАТОРОВ (СХЕМЫ МОДЕРНИЗАЦИИ)

Одной из основных приоритетных задач в области теплоэнергетики является усовершенствование и модернизация имеющихся технологий и аппаратов, в том числе аппаратов по очистке воды от агрессивных газов, которые применяются на ТЭС, для повышения их эффективности.

Целью настоящей главы является разработка модернизированных конструкций деаэраторов и декарбонизаторов, технологических схем очистки воды от растворенных коррозионно-активных газов, в также математическое моделирование интенсифицированных процессов массопередачи.

Предложено три способа (научно-технических решения) повышения эффективности деаэраторов и декарбонизаторов ТЭС и соответственно получено 3 патента на полезные модели [195, 202, 203] и опубликована статья [196].

4.1 Деаэрация воды по схеме «турбулентное массообменное прямоочное устройство – деаэратор»

Деаэрация представляет собой процесс десорбции газа, при котором происходит переход растворенного газа из жидкости в находящийся с ней в контакте пар. При этом должны быть созданы условия фазового перехода газов из воды в газовое или паровое пространство. Одним из таких условий является увеличение площади поверхности контакта воды с паром или воздухом.

Разработанное научно-техническое решение для повышения эффективности очистки воды от растворенных газов заключается в установке во входном трубопроводе подачи воды массообменного проточного турбулентного устройства с элементами интенсификации, например хаотичной мелкой насадкой (Рис.4.1) [195]. Известно, что турбулизация потока возникает в хаотичной насадке при $Re_3 > 40$ [60,63,133]; $Re_3 = u_{cp} d_3 / \nu_{ж}$ - число Рейнольдса для насадки.

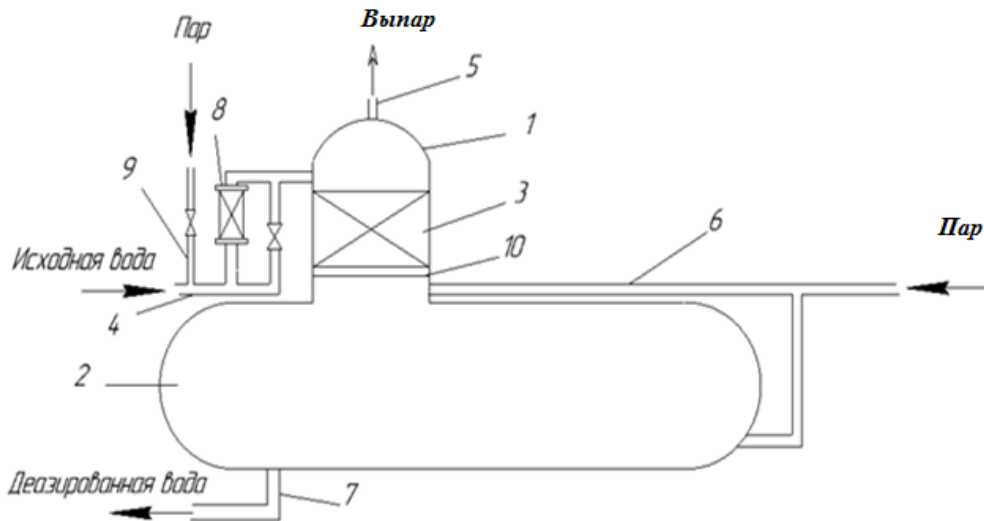


Рис.4.1. Модернизированная установка для деаэрации воды с прямоточным насадочным турбулентным устройством: 1 – деаэрационная колонка (водоприемная камера); 2 – бак-аккумулятор деаэрированной воды; 3 – противоточное массообменное устройство (хаотичная насадка); 4 – трубопровод подачи исходной воды в верхнюю часть деаэрационной колонки; 5 – патрубок выхода выпара; 6 – трубопровод подачи греющего пара; 7 – патрубок отвода деаэрированной воды; 8 – прямоточное насадочное турбулентное устройство; 9 – патрубок подвода пара в исходную воду; 10 – выравнивающая решетка

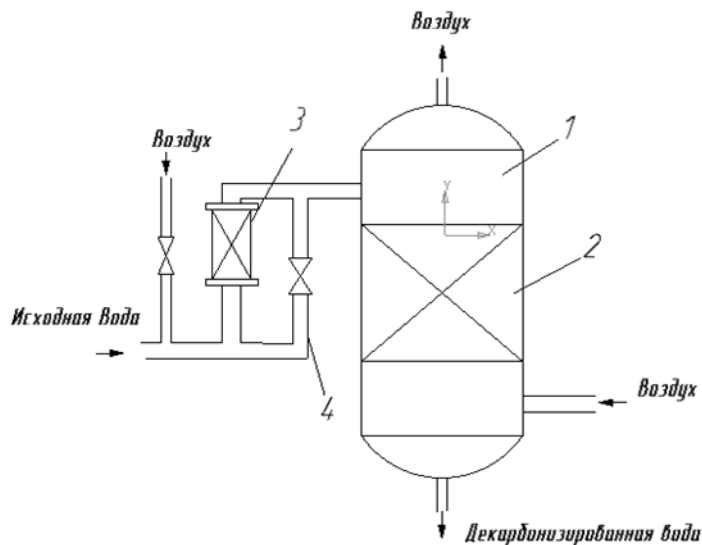


Рис.4.2 Схематичное изображение модернизации декарбонизатора с прямоточным насадочным турбулентным устройством: 1 – колонка декарбонизатора; 2 – противоточная хаотичная насадка; 3 - прямоточное насадочное турбулентное устройство; 4 – байпас

Перед входом в слой насадки в воду подается воздух (декарбонизация) или водяной пар (деаэрация). Хаотичная насадка обеспечивает интенсивный турбулентный режим взаимодействия воздуха (пара) с водой и дробление на мелкие пузырьки. За счет этого значительно повышается удельная поверхность контакта фаз и обеспечивается высокая эффективность массопередачи (извлечения растворенных газов). Турбулентное массообменное устройство представляет из себя круглый канал с патрубками для подключения к трубопроводу с подаваемой исходной водой (рис. 4.3) [195, 196].

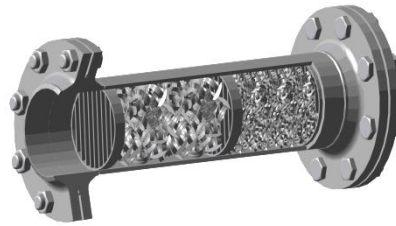


Рис. 4.3 Турбулентное прямоточное массообменное устройство с неупорядоченной насадкой

Мелкая хаотичная насадка удерживается в канале при помощи двух сеток. Используется хаотичная насадка «Инжехим-2000» с большим свободным объемом (95%) и удельной поверхностью $150-300 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и более (рис. 4.4). Насадка изготавливается из тонкой металлической ленты и может иметь шероховатую поверхность [132-134].



Рис. 4.4 Насадка «Инжехим-2000»

Установка работает следующим образом [195]: исходную воду насосом подают в трубопровод 4, а пар под давлением подают через патрубок 9, установленный в трубопроводе 4. Первичную деаэрацию воды осуществляют в прямоточном турбулентном насадочном устройстве 8, в котором проходит

турбулентное прямоточное движение пара в виде мелких пузырей с водой через насадку «Инжехим». В турбулентном устройстве 8 происходит интенсивное дробление пузырей пара в воде, повышается поверхность контакта фаз, при этом эффективность деаэрации составляет не менее 80%. Вторичную деаэрацию воды осуществляют в деаэрационной колонке 1, с размещенным в ней противоточным массообменным устройством 3 (хаотичной насадкой 3), под которым, для повышения эффективности деаэрации, установлена выравнивающая решетка 10 профиля скорости для греющего пара, подаваемого через трубопровод 6. В прямоточном насадочном турбулентном устройстве 8 поверхность контакта фаз (газ-жидкость) достигает значения 400 - 600 м²/м³. Первично очищенную воду с пузырьками пара подают в верхнюю часть деаэрационной колонки 1, где происходит дальнейшая дегазация воды. Далее очищенная вода стекает по поверхности хаотичной насадки 3, и взаимодействует при противотоке с греющим паром. Пар, дополнительно подаваемый через трубопровод 6 в нижнюю часть деаэрационной колонки 1, проходит через выравнивающую решетку 10, установленную под хаотичной насадкой 3, что позволяет равномерно по всей площади распределить поток пара для десорбции O₂. Затем, очищенная вода стекает в бак-аккумулятор 2 деаэрированной воды, где происходит дополнительная барботажная деаэрация паром, подаваемым через трубопровод 6. Пар с газами отводится через патрубок 5 выпара, расположенный в верхней части деаэрационной колонки 1, а деаэрированная вода отводится через патрубок 7.

Математическая модель для расчета массообменного устройства

Для расчета массообменного прямоточного контактного устройства разработана методика [196] с использованием диффузионной и ячеечной моделей (выражения (2.5)-(2.10)).

Параметры модели

Среднее значение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе к поверхности пузырька найдем используя модель диффузионного пограничного слоя Ландау – Левича и полученное уравнение в работе [145] (2.64).

Уравнение (2.64) проверено при различных условиях движения пузырей и других газожидкостных сред и дает удовлетворительное согласование с экспериментальными данными [197-198]. Основным параметром уравнения является динамическая скорость.

При движении газожидкостной смеси в канале турбулентного устройства значение динамической скорости на межфазной поверхности пузырька зависит как от газосодержания, относительной скорости движения фаз, так и трения, обусловленного влиянием хаотичной насадки в канале.

Для приближенных расчетов воспользуемся полуэмпирическим выражением при прямотоке в канале газожидкостной среды [152]

$$u_* = \left[(\tau / \rho_{\text{ж}})^2 + \chi^4 v_{\text{ж}} g u_{\text{от}} \varphi_{\Gamma} (1 - \varphi_{\Gamma})^2 \right]^{0,25}, \quad (4.1)$$

где относительная скорость фаз

$$u_{\text{от}} = \frac{w_{\Gamma}}{\varphi_{\Gamma}} - \frac{u_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\Gamma}}, \quad (4.2)$$

газосодержание

$$\varphi_{\Gamma} = 0,26 \frac{w_{\Gamma}}{w_{\Gamma} + u_{\text{ж}}} \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,125}, \quad (4.3)$$

где τ среднее касательное напряжение на поверхности насадочных элементов при движении однофазной жидкости, Па; $\chi = 1,9$ – эмпирический коэффициент.

Значение τ в насадке вычисляется по выражению [199]

$$\tau = 3,42 \rho_{\text{ж}} \left[v_{\text{ж}} \text{Re}_{\text{э}}^{0,75} (\xi / 2)^{0,25} d_{\text{э}}^{-1} \right]^2, \quad (4.4)$$

где $\text{Re}_{\text{э}} = u_{\text{ср}} d_{\text{э}} / v_{\text{ж}}$ – число Рейнольдса для насадки; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; $\xi = f(\text{Re}_{\text{э}})$ – коэффициент гидравлического сопротивления насадки.

В выражении (4.1) левое слагаемое вычисляется для однофазной среды, а правое учитывает наличие газовой фазы.

Поверхность контакта фаз газ-жидкость по известному выражению

$$a_{\text{v}} = \frac{6\varphi_{\Gamma}}{d_{\text{ср}}}, \quad (4.5)$$

где средний диаметр пузырька [190]

$$d_{\text{cp}} = 0,36 \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,6} \left(\frac{\xi u_{\text{ж}}^3}{2d_3} \right)^{-0,4}. \quad (4.6)$$

Коэффициент обратного перемешивания $D_{\text{п}}$ вычисляется по формуле [200]

$$D_{\text{п}} = 1,92 v_{\text{ж}} \text{Re}_3^{0,75} \xi^{0,25}. \quad (4.7)$$

Таким образом уравнение диффузионной модели (2.7) является замкнутым и может быть решено одним из численных методов или аналитически.

Ячеечная модель

Можно выполнить переход от диффузионной модели к ячейечной, используя известную приближенную эквивалентную связь между числом Пекле и числом ячеек n в виде (2.11) (раздел 2.1).

Число Пекле с учетом $D_{\text{п}}$ по выражению (4.7) получит вид $\text{Pe}_L = u_{\text{ж}} H/D_{\text{п}}$ [201] (2.28); H – длина слоя насадки, м.

Если $\text{Pe}_L > 20$, то используется модель идеального вытеснения.

Уравнение модели идеального вытеснения, следует из выражения (2.7) при $D_{\text{п}}=0$ и имеет вид

$$u_{\text{cp}} \frac{dC_{\text{ж}}}{dx} = R_c. \quad (4.8)$$

При $1 < \text{Pe}_L < 20$ переходя к конечным разностям, получим ячейечную модель (массообмена из жидкости в газ):

$$u_{\text{ж}} \frac{C_{i-1,\text{ж}} - C_{i,\text{ж}}}{\Delta x} = \beta_{\text{ж}} a_v (C_{i,\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*), \quad (4.9)$$

где $i=1,2, \dots, n$; n – число ячеек полного перемешивания; $\Delta x = H/n$; при $n = 1$ – имеем модель идеального смешения; при $n \rightarrow \infty$ – имеем модель идеального вытеснения.

Из выражения (4.9) запишем концентрацию в i -й ячейке

$$C_{i,\text{ж}} = \frac{C_{i-1,\text{ж}} + t_{\text{при}} \beta_{\text{ж}} a_v C_{\text{ж}}^*}{1 + \beta_{\text{ж}} a_v t_{\text{при}}}, \quad i=1,2, \dots, n, \quad (4.10)$$

где $t_{\text{при}} = \Delta x/u_{\text{ж}}$ – время пребывания потока в i -й ячейке, с.

Из решения выражения (4.10) получаем профиль концентрации компонента и концентрацию на выходе $C_{\text{кж}}$. Тогда массообменную эффективность процесса можно вычислить по отношению (2.13).

Если $Re_L > 20$, то массообменную эффективность найдем из решения уравнения (4.8) которое, как известно, имеет вид

$$E_{\text{ж}} = 1 - \exp\left(-\frac{\beta_{\text{ж}} F}{V_{\text{ж}}}\right), \quad (4.11)$$

где $V_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; $F = 6HS\varphi_{\Gamma} / d_{\text{ср}}$ – поверхность контакта фаз, м^2 ; S – площадь поперечного сечения канала, м^2 ; $V_{\text{ж}} = u_{\text{ж}} S$.

Выражение (4.11) примет вид

$$E_{\text{ж}} = 1 - \exp\left(-6 \frac{\varphi_{\Gamma} \beta_{\text{ж}} H}{u_{\text{ж}} d_{\text{ср}}}\right). \quad (4.12)$$

Ниже даны результаты расчета массообменного турбулентного прямооточного устройства [196]. При $H = 0,3 \text{ м}$ ($u_{\text{ж}} = 1,5, \text{ м/с}$; $w_{\Gamma} = 0,15, \text{ м/с}$; $\varphi_{\Gamma} = 0,05$; $d_{\text{ср}} = 1,3 \cdot 10^{-4}, \text{ м}$) эффективность составляет $\eta = 0,65 (65\%)$, что является вполне достаточным значением для первой ступени очистки (насадка Инжехим с удельной поверхностью $266 \text{ м}^2/\text{м}^3$) [146]. Если воспользоваться традиционным методом расчета основного противоточного насадочного декарбонизатора (рис. 4.2) для приведенного примера в работе [136]: при $C_{\text{н}} = 61,6 \text{ мг/л}$; $C_{\text{к}} = 4,0 \text{ мг/л}$ и расходе воды $163,4 \text{ м}^3/\text{ч}$, то получаем что, требуемая поверхность насадки [136] снижается с $1045,5 \text{ м}^2$ до $337,3 \text{ м}^2$, и соответственно, высота слоя с $1,88 \text{ м}$ до $0,61 \text{ м}$. Это обеспечивает снижение гидравлического сопротивления декарбонизатора также в три раза. Однако, основным результатом предлагаемого технического решения является повышение эффективности очистки от растворенных газов до требуемой нормы при больших концентрациях в воде на линии подачи. При малых концентрациях на входе прямооточное массообменное устройство можно исключить из работы путем байпаса воды и производить очистку только в основном аппарате. Аналогичные

результаты получены при использовании прямоточного массообменного устройства и для повышения эффективности термического деаэратора (рис. 4.1).

4.2 Очистка воды в двухзонном декарбонизаторе

Разработанное техническое решение для повышения эффективности очистки воды от растворенных газов в деаэраторах и декарбонизаторах заключается в создании двух зон очистки исходной воды, при этом десорбцию диоксида углерода (кислорода) из исходной воды осуществляют при контакте обрабатываемой воды с воздухом (паром) в прямотоке и противотоке или только в противотоке (Рис.4.5) [202].

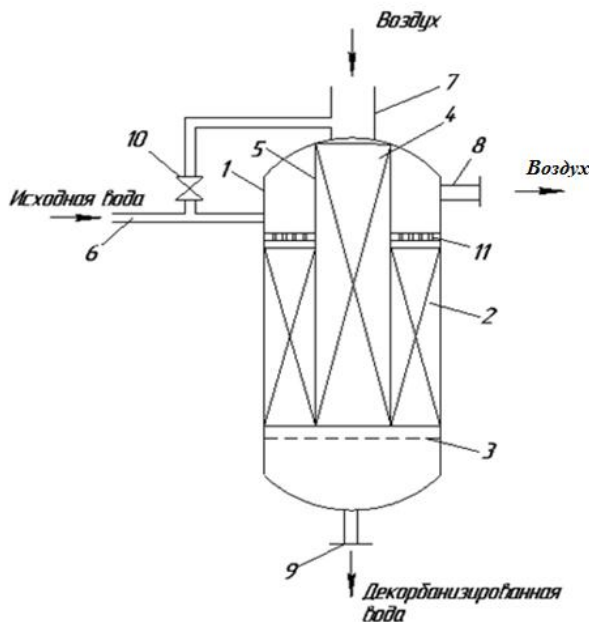


Рис. 4.5 Аппарат для декарбонизации воды: 1 – декарбонизатор; 2 – противоточная хаотичная насадка; 3 – выравнивающая решетка для воздуха; 4 – прямоточная хаотичная насадка; 5 – труба прямоточной хаотичной насадки; 6 – трубопровод подвода исходной воды; 7 – трубопровод подвода воздуха; 8 – патрубок отвода газов из верхней части корпуса декарбонизатора; 9 – патрубок отвода

декарбонизированной воды; 10 – вентиль подачи воды; 11 – система орошения

Аппарат для декарбонизации воды работает следующим образом [202]. Десорбцию диоксида углерода осуществляют при контакте исходной обрабатываемой воды и атмосферного воздуха. При повышенных расходах воды и (или) концентрациях CO_2 исходную воду насосом подают через трубопровод 6 подвода исходной воды и открытый вентиль 10 в трубопровод 7 подвода воздуха, также в трубопровод 7 подают атмосферный воздух. Далее водовоздушная смесь попадает в трубу 5 (центральную трубу), заполненную прямоточной хаотичной насадкой 4 «Инжехим» (первую зону декарбонизации), где происходит турбулентное прямоточное движение воздуха в виде мелких пузырей с водой

через насадку 4 «Инжехим». Пройдя через слой насадки 4 «Инжехим» вода и воздух попадают на выравнивающую решетку 3.

Далее декарбонизированная вода стекает в нижнюю часть корпуса декарбонизатора 1 и удаляется через патрубок 9 отвода декарбонизированной воды. Воздух после выравнивающей решетки 3 попадает во вторую зону декарбонизации, где движется в противотоке с очищаемой водой через слой противоточной хаотичной насадки 2. Для равномерного распределения воды, ее подают с помощью оросителей системы 11. Газы, попадая в верхнюю часть корпуса декарбонизатора 1, удаляются через патрубок 8 отвода газов. Декарбонизированная вода из второй зоны очистки также через выравнивающую решетку 3 стекает в нижнюю часть корпуса декарбонизатора 1 и удаляется через патрубок 9 отвода декарбонизированной воды.

При малых расходах воды и концентрациях CO_2 вентиль 10 находится в закрытом состоянии, а вся исходная вода попадает во вторую зону декарбонизации. Происходит очистка исходной воды в противотоке с атмосферным воздухом.

Использование предлагаемого технического решения позволит обеспечить очистку исходной воды при колебаниях нагрузки по воде и изменении концентрации CO_2 , при этом общая эффективность декарбонизации составляет не менее 98-99%.

4.3 Секционирование деаэрационного бака

Далее представлено техническое решение для повышения эффективности массопередачи за счет секционирования деаэрационного бака перфорированными перегородками (Рис. 4.6) [203]. Как показывают расчеты по математической модели (раздел 2.4), без секционирования структура потока жидкой фазы описывается одной или двумя ячейками идеального смешения. За счет секционирования число ячеек увеличивается и повышается эффективность массопередачи (удаления растворенного кислорода из воды водяным паром).

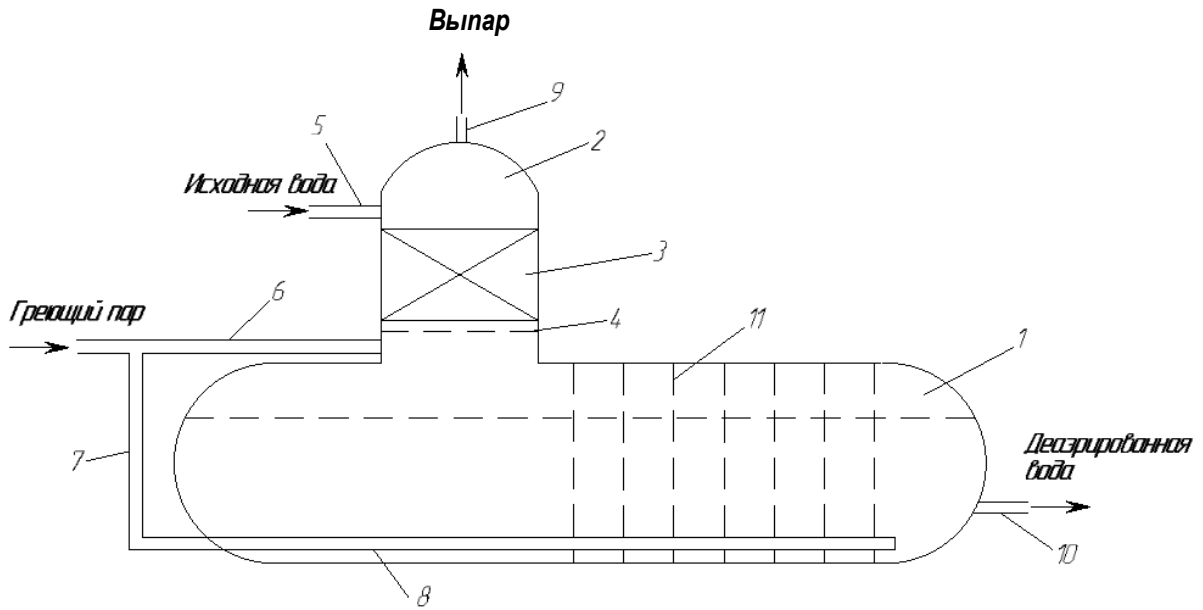


Рис. 4.6 Установка для деаэрации воды: 1 – деаэраторный бак; 2 – деаэрационная колонка; 3 – противоточная насадка; 4 – выравнивающая решетка; 5 – трубопровод подвода исходной воды на противоточную насадку; 6 – трубопровод подвода греющего пара в деаэрационную колонку; 7 – трубопровод подвода греющего пара в деаэраторный бак; 8 – барботажный парораспределительный коллектор; 9 – патрубок отвода газов из деаэрационной колонки; 10 – патрубок отвода деаэрированной воды; 11 – перфорированные перегородки.

Установка для деаэрации воды содержит деаэраторный бак 1 с деаэрационной колонкой 2, в которой размещена противоточная насадка 3 и выравнивающая решетка 4, установленная под противоточной насадкой 3, а также трубопровод 5 подвода исходной воды на противоточную насадку 3, трубопровод 6 подвода греющего пара в деаэрационную колонку 2, трубопровод 7 подвода греющего пара в деаэраторный бак 1, соединенный с барботажным парораспределительным коллектором 8, патрубок 9 отвода газов из деаэрационной колонки и патрубок 10 отвода деаэрированной воды.

Отличием предлагаемой установки для деаэрации воды является то, что она содержит устройства, выполненные в виде перфорированных перегородок 11, разделяющих деаэраторный бак 1 на секции.

Таким образом, предлагаемый бак для деаэрации воды, позволяет обеспечить повышение эффективности удаления диоксида углерода и кислорода. Аппарат состоит из деаэрационной колонки с насадкой и деаэрационного бака, разделенного на секции перфорированными перегородками, при этом десорбция газов осуществляется в слое насадки при противотоке воды и греющего основного пара и в деаэрационном баке при барботаже в воду пузырьками пара. Перфорированные перегородки обеспечивают равномерное распределение жидкости в деаэрационном баке, снижение обратного перемешивания и обеспечивают повышение эффективности очистки воды от газов.

Установка для деаэрации воды работает следующим образом.

Десорбцию диоксида углерода и кислорода осуществляют при контакте исходной обрабатываемой воды и водяного пара.

Исходную воду подают через трубопровод 5 подвода исходной воды на противоточную насадку 3.

Вода стекает по насадке 3 в противотоке с греющим паром, который подводится через трубопровод 6 подвода греющего пара в деаэрационную колонку 2 и через выравнивающую решетку 4 для равномерного подвода греющего пара.

Далее деаэрированная вода стекает в деаэрационный бак 1, где осуществляется вторая стадия очистки воды от коррозионно-активных газов.

Греющий пар через трубопровод 7 также подводится в нижнюю часть деаэрационного бака 1 в барботажный парораспределительный коллектор 8, обеспечивающий барботаж греющим паром слоя воды, частично деаэрированной в колонке 2.

Деаэрационный бак 1 разделен перфорированными перегородками 11 на несколько секций, что снижает обратное перемешивание и обеспечивает повышение эффективности очистки воды от растворенных коррозионно-активных газов.

Вода поступает в первую секцию деаэрационного бака 1, где в контакте с барботируемым греющим паром из коллектора 8 происходит десорбция из воды растворенных газов.

Затем вода поступает в следующие секции, где происходит удаление оставшихся газов.

Число секций зависит от скорости греющего пара, скорости воды, от диаметра отверстий в барботажном парораспределительного коллекторе 8 и от его длины. Рекомендуемое расстояние между перегородками 0,5м.

Далее деаэрированная вода удаляется через патрубок 10 отвода деаэрированной воды, а извлеченные газы удаляются через патрубок 9 отвода газов из деаэрационной колонки 2.

Результаты расчета эффективности удаления из воды O_2 в деаэрационном баке, секционированном перфорированными перегородками (число ячеек $n=4$) и в деаэрационном баке без перегородок (число ячеек $n=1$) при разных расходах воды от скорости барботируемого пара, представлены на рис. 4.7. Для сравнения даны результаты расчета эффективности в деаэрационном баке без перегородок (число ячеек $n=1$).

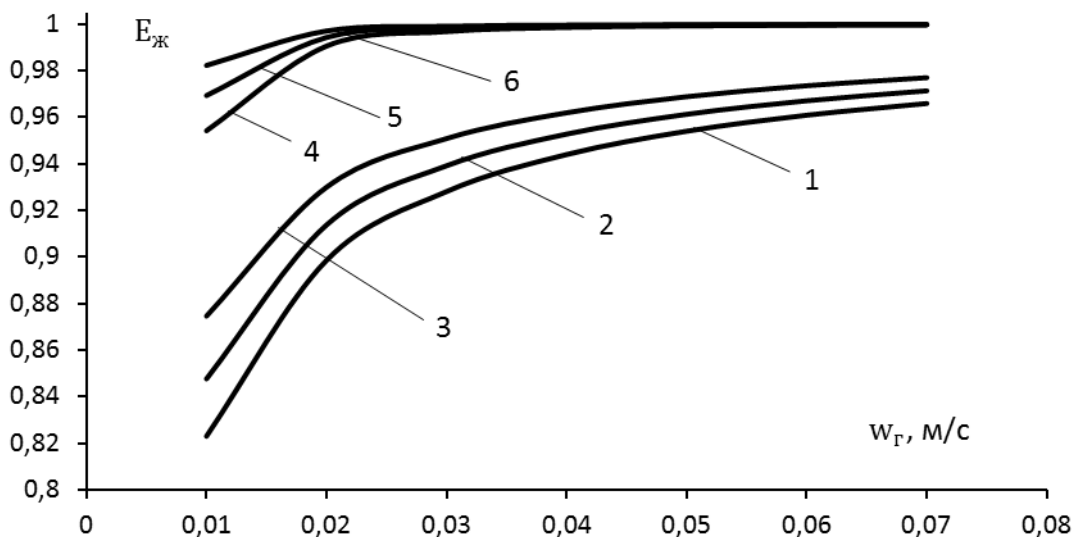


Рис. 4.7 Зависимость эффективности удаления из воды O_2 в деаэрационном баке с перфорированными перегородками (линии 4-5) и без перегородок (линии 1-3) от скорости барботируемого пара при разных расходах воды: 1,4 – 300т/ч; 2,5 – 250 т/ч; 3,6 – 200 т/ч. Длина барботера $l=8$ м; диаметр отверстия барботера 0,012м;

внутренний диаметр деаэрационного бака 3,2 м; уровень воды в баке принимаем 2,0 м; температура воды 104 °С; температура пара 160 °С

С увеличением числа перегородок и, как следствие, числа ячеек, эффективность очистки воды в деаэрационном баке растет. Секционирование деаэрационного бака перегородками позволяет повысить эффективность очистки воды и обеспечить практически полное удаление растворенных газов (до состояния равновесия) из воды.

4.4 Модернизация установки для деаэрации воды на Казанской ТЭЦ-2

На Казанской ТЭЦ-2 в результате проведенного технического диагностирования деаэрационного бака низкого давления с деаэрационной колонкой ДА-200 ст. №7 было сделано экспертное заключение о его замене ввиду наличия множественных недопустимых дефектов сварных соединений деаэрационного бака, а также овальности деаэрационного бака значительно превышающей допустимые значения.

Деаэрационный бак ДА-200 ст.№7 предназначен для удаления из воды коррозионно-активных газов, подогрева различных потоков воды до температуры насыщения греющего пара, а также для создания запаса питательной воды для бесперебойного обеспечения котлоагрегатов. Из деаэрационного бака вода поступает в деаэрационные баки высокого давления для питания барабанных котлов.

В деаэрационный бак ДА-200 ст. №7 поступают следующие потоки:

- ХОВ от рабочего (горячего) коллектора;
- конденсат бойлерных групп 4,5;
- конденсат греющего пара ПХОВ 6 ата ТГ-6;
- конденсат БНТ ТГ-7.

Технические характеристики: - производительность колонки 200т/ч;

- максимальный нагрев воды в колонке 40 °С ;
- рабочее давление 1,2 ата;
- емкость аккумуляторного бака 75 м³;
- диаметр колонки деаэрационного бака 1800мм.

На ТЭЦ восполнение потерь конденсата (из-за невозврата конденсата от потребителей) производится за счет химобессоленной воды, подаваемой в

деаэраторы низкого давления. Деаэратор ДА-200 ст. №7 представлял из себя деаэратор струйного типа, оборудованный тарелками.

В качестве замены было предложено установить колонку деаэратора пленочного типа с регулярной рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью с небольшим гидравлическим сопротивлением.

Для расчета эффективности регулярной насадки используем ячеечную модель. По уравнению аддитивности при удалении труднорастворимых газов (2.20) основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе. Число единиц переноса запишется в виде (2.24). Значение динамической задержки жидкости для рассматриваемой шероховатой насадки определим по выражению (2.37).

Расчеты коэффициента массоотдачи по выражению (2.32) показывают, что произведение правого множителя в квадратных скобках на функцию $f(\alpha)$ близко к единице. Тогда число единиц переноса $N_{ж}$ (2.24) с $\beta_{ж}$ (2.32) запишется в виде

$$N_{ж} = \left(\frac{\pi D_{ж} u_{ср}}{2 \lambda} \right)^{0,5} \frac{H a_v \psi_w S}{V_{ж}} = H a_v \psi_w \left(\frac{\pi D_{ж}}{2 \varepsilon_{жд} \rho_{ж} \lambda} \right)^{0,5}, \quad (4.13)$$

где λ - шаг регулярной шероховатости, м; H - высота слоя насадки, м; a_v - удельная поверхность насадки, m^2/m^3 ; $D_{ж}$ - коэффициент диффузии компонента, m^2/c ; $u_{ср} = q_{ж} / \varepsilon_{жд}$ - средняя скорость жидкости в пленке, м/с; $\rho_{ж}$ - плотность орошения, $m^3/(m^2 \cdot c)$; $\varepsilon_{жд}$ - динамическая задержка жидкости в слое насадки; ψ_w - коэффициент смачиваемости поверхности; $V_{ж}$ - объемный расход жидкости, m^3/c ; S - площадь поперечного сечения, m^2 .

Эффективность удаления газов из воды по ячейной модели (2.23) запишется в виде

$$E_{ж} = 1 - \left[1 + \frac{H a_v \psi_w}{n} \left(\frac{\pi D_{ж}}{2 \rho_{ж} \lambda \varepsilon_{жд}} \right)^{0,5} \right]^{-n}. \quad (4.14)$$

Примем необходимую эффективность очистки воды в деаэраторе низкого давления (при начальной концентрации кислорода $C_n > 1000 \text{мкг/л}$ и конечной $C_k = 30 \text{мкг/л}$) с небольшим запасом $E_{ж} = 0,985$.

По выше приведенной математической модели и данным для деаэратора ДА-200 произведен расчет эффективности очистки воды в деаэраторе с регулярной рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» ($a_v = 250 \text{м}^2 / \text{м}^3; \lambda = 0,005 \text{м}$). Получены следующие данные: $E_{ж} = 0,986$ при $H=0,75 \text{м}$ и $\Delta p = 60 \text{Па}$. При $H=0,75 \text{м}$ можно установить 3 тарелки, эффективность их очистки составит $E_{ж} = 0,84$.

Высоту колонки в деаэраторе КДА-300, где можно смонтировать тарелки и насадки, можно принять около 2 м, где можно разместить 7 тарелок или секцию насадки высотой 2 м. Эффективность очистки воды в насадочном деаэраторе с регулярной рулонной гофрированной насадкой с шероховатой поверхностью составит $E_{ж} = 0,999$, а в струйно-барботажном – $E_{ж} = 0,986$. Из этого следует, что для достижения требуемой эффективности очистки можно установить в колонке деаэратора как насадку, так и тарелки. Однако стоит отметить, что монтаж насадки менее трудоемкий процесс. Поэтому рекомендуется монтаж деаэратора с колонкой, в которой будет размещена регулярная рулонная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью, вместо устаревших контактных устройств деаэратора ДА-200 ст. №7.

Выводы по 4 главе

1. Разработаны модернизированные конструкции деаэраторов и декарбонизаторов, а также модернизированная схема очистки воды от растворенных коррозионно-активных газов; выполнено математическое моделирование интенсифицированных процессов. Проведенные расчеты показали эффективность схем и научно-технических решений.

2. Предложено в качестве модернизации установки для деаэрации воды на Казанской ТЭЦ-2, вместо устаревшего деаэратора ДА-200 ст. №7 использовать деаэратор с колонкой, в которой будет размещена современная регулярная

насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью. Расчеты показали ее высокую эффективность.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе решена актуальная задача математического моделирования процесса очистки воды от коррозионно-активных газов на ТЭС в аппаратах различных конструкций. Представлены математические модели и методы расчета эффективности и энергомассообменных характеристик аппаратов.

1. На основе применения моделей пограничного слоя и моделей структуры потоков получены уравнения и методы расчета эффективности термических деаэраторов и декарбонизаторов следующих конструкций:
 - пленочных при слабом и сильном взаимодействии пленки жидкости с газовым (паровым) потоком при движении в гладких, шероховатых каналах и с закруткой фаз;
 - насадочных с регулярными и хаотичными насадками новых конструкций при пленочном режиме;
 - барботажного деаэрационного бака с перегородками.
2. Сравнение полученных результатов расчета эффективности очистки воды от CO_2 и O_2 с известными экспериментальными данными дало удовлетворительное согласование. Полученные методики расчета могут быть рекомендованы для расчета эффективности термических деаэраторов и декарбонизаторов рассмотренных конструкций на ТЭС.
3. На основе использования трехслойной модели турбулентного пограничного слоя получено уравнение для расчета среднего коэффициента теплоотдачи при пленочном течении в аппаратах при сильном и слабом взаимодействии фаз. Сравнение результатов расчета по полученному выражению с экспериментальными данными показало удовлетворительное согласование и может быть рекомендовано для расчета теплообменных процессов.
4. Получено модифицированное выражение для показателя энергомассообменной эффективности декарбонизаторов и термических деаэраторов, который позволяет выполнить сравнительную оценку аппаратов. Представлены результаты расчетов энергомассообменных характеристик декарбонизаторов различных конструкций. В условиях

ограниченности пространства помещений, в которых устанавливаются аппараты водоочистки на ТЭС, рекомендуется использовать пленочные аппараты с вихревыми трубчатыми устройствами с сильным взаимодействием фаз, а также пленочные противоточные аппараты с нерегулярными насадками (при использовании насадки «Инжехим-2002» для обеспечения требуемой эффективности очистки необходимая высота насадки в 2,4 раза меньше, чем при использовании металлических колец Рашига). В других случаях, пленочные аппараты с регулярными современными насадками с шероховатой поверхностью, например сегментно-регулярной насадкой «Инжехим» и рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью, как наиболее эффективной и исследованной в широком интервале нагрузок по воде и газу.

5. Разработаны научно-технические решения модернизации аппаратов для повышения эффективности работы термических деаэраторов и декарбонизаторов (подтверждается патентами на полезные модели).
6. Результаты работы используются ЗАО «Ивэнергосервис» при проектировании систем очистки воды от растворенных газов на ТЭС, в частности при обосновании технических решений по реконструкции деаэрационных установок ПАО «Северсталь», а также Омской ТЭЦ-5 Омского филиала АО «ТГК-11».
7. Полученный показатель энергоэффективности используется в ООО «Волга НИПИТЭК» (г. Самара) для научно-обоснованного выбора контактных устройств массообменных промышленных аппаратов на предприятиях ТЭК.
8. Результаты расчета термического деаэратора низкого давления приняты филиалом АО «Татэнерго»-«Казанская ТЭЦ-2» в качестве возможного варианта для замены пришедшего в негодность деаэратора ДА-200 ст. №7 согласно проведенного технического диагностирования.
9. Представленные математические модели и методы расчета массопереноса в газожидкостных средах могут быть обобщены на широкий класс

массообменных аппаратов очистки воды от растворенных газов на ТЭС и десорберов на промышленных предприятиях.

ЛИТЕРАТУРА

1. Шарапов В.И., Сивухина М.А. Декарбонизаторы / Ульянов. гос. техн. ун-т. – Ульяновск: УлГТУ, 2000. – 204 с.
2. Акользин П.А. Предупреждение коррозии металла паровых котлов/ П.А. Акользин – М.: Энергия, 1975. – 296 с.
3. Акользин П.А. Коррозия и защита металла теплоэнергетического оборудования. – М.: Энергоиздат, 1982 – 304 с.
4. Акользин П.А. Контроль коррозии металла котлов / П.А. Акользин. – М.: Энергоатомиздат, 1994. – 239 с.
5. Жук Н.П. Курс теории коррозии и защиты металлов. – М.: Изд. Metallургия, 1976 – 472 с.
6. Глазырин А.И., Музыка Л.П., Кабдуалиева М.М. Коррозия и консервация энергетического оборудования /Учебник для ВУЗов/г. Павлодар, 1998 – 154 с.
7. Тодт Ф. Коррозия и защита от коррозии / Ф. Тодт ; пер. с нем. Л.И. Акинфиева, А.Е. Егорова, Н.О. Оберштейна и др. – Л.: Химия, 1967. – 712 с.
8. Йовчев М. Коррозия теплоэнергетического и ядерно-энергетического оборудования / М. Йовчев ; пер. с болг. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 222 с
9. Улиг Г.Г. Коррозия и борьба с ней. Введение в коррозионную науку и технику / Г.Г. Улиг, Р.У. Ревы ; пер. с англ. ; под ред. А.М. Сухотина. – Л.: Химия, 1989. – 456 с.
10. Сутоцкий Г.П. Повреждения энергетического оборудования, связанные с водно- химическим режимом/ Г.П. Сутоцкий – С.-Пб.: НПО ЦКТИ, 1992. – 256 с.
11. Розенфельд И.Л. Коррозия и защита металлов / И.Л. Розенфельд. – М.: Metallургия, 1970. – 448 с.
12. Pierre R. Roberge. Corrosion Engineering: Principles and Practice / Pierre R. Roberge. – New York: McGraw-Hill Education – Europe, 2008. – 754 p
13. Томашов Н.Д., Чернова Г.П. Теория коррозии и коррозионностойкие конструкционные сплавы / М.: Metallургия, 1986. 359с.

14. Рачев Х. Справочник по коррозии / Х. Рачев, С. Стефанова. ; пер. с болг. – М.: Мир, 1982. – 520 с.
15. Богачёв А.Ф. Предупреждение коррозии и повреждений оборудования пароводяного тракта / А.Ф. Богачев // Теплоэнергетика, 2001. – № 7. – С. 65-71.
16. Bregman J.L. Corrosion inhibitors / J.L. Bregman. – New York: The MacMilan Co, 1963. – 187 p.
17. Правила технической эксплуатации тепловых электрических станций и сетей РФ: офиц. текст : утв. Приказом Минэнерго России №229 от 19.06.03: введ. в действие с 30.06.03: зарег. в Минюсте России 20.06.03 №4799. – М.: Омега-Л, 2006. – 256 с.
18. Котлы паровые стационарные давлением до 3,9 МПа. Показатели качества питательной воды и пара : ГОСТ 20995-75. – М.: Изд-во стандартов, 1975.
19. Методические указания. Нормы качества сетевой и подпиточной воды водогрейных котлов, организация водно-химического режима и химического контроля : РД 24.031.120-91; утв. Госгортехнадзором России 28.05.1993. – С.-Петербург: НПО ЦКТИ, 1993. – 30 с.
20. Методические указания по надзору за водно-химическим режимом паровых и водогрейных котлов : РД-10-165-97; разработ. Госгортехнадзором России. – М.: ЗАО «Научно-технический центр исследований проблем промышленной безопасности», 2009. – 28 с.
21. Водоподготовительные установки и водно-химический режим ТЭС. Организация эксплуатации и технического обслуживания. Нормы и требования: СТО 70238424.27.100.027- 2009. – М., 2009.
22. Loraine Huchler. Boiler Water Systems / Loraine Huchler. – Wiley-Scrivener, 2016. – 450 p.
23. Маргулова Т.Х. Водные режимы тепловых и атомных электростанций: Учеб. для вузов по спец. «Технология воды и топлива на тепловых и атомных электростанциях» / Т.Х. Маргулова, О.И. Мартынова. – 2-е изд., испр. и доп. – М.: Высш. шк., 1987. – 319 с.

24. Вихрев В.В. Водоподготовка : Учеб. для вузов / В.В. Вихрев, М.С. Шкроб ; Под ред. М.С. Шкроба. – Изд. 2-е., перераб. и доп. – М.: Энергия, 1973. – 416 с.
25. Воронов В.Н., Водно-химические режимы ТЭС и АЭС / В.Н. Воронов, Т.И. Петрова. – М.: Издательский дом МЭИ, 2009. – 390 с.
26. Манькина Н.Н. Физико-химические процессы в пароводяном цикле электростанций / Н.Н. Манькина. – 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Энергоатомиздат, 2008. – 432 с.
27. Химический контроль на тепловых и атомных электростанциях : Учеб. для вузов / О.И. Мартынова, Л.М. Живилова, Б.С. Рогацкин [и др.] ; под ред. О.И. Мартыновой. – М.: Энергия, 1980. – 320 с.
28. Drew Grundlagen der industriellen Wasserbehandlung / Hrsg.: Drew Ameroid Deutschland GmbH. Bearb. von G. Greiner. Übers. aus dem Engl.: E. Kempel und P. Wolfram – 3., überarb. Aufl. – Essen: Vulkan-Verl., 1993.
29. Ларин Б.М. Теория математического моделирования химико-технологических процессов обработки теплоносителя на ТЭС : Учеб. пособие / Б.М. Ларин, Е.Н. Бушуев. – Иваново: ГОУВПО «Ивановский гос. энергетич. ун-т им. В.И. Ленина», 2007. – 292 с.
30. Герасимов В.В. Водный режим атомных электростанций / В.В. Герасимов, А.И. Касперович, О.И. Мартынова. – М.: Атомиздат, 1976. – 398с.
31. Мартынова О.И. Расчеты водно-химических режимов теплоэнергетических установок / О.И. Мартынова [и др.] ; Под ред. О.И. Мартыновой. – М.: МЭИ, 1985. – 152 с.
32. Кострикин Ю.М. Водоподготовка водный режим энергообъектов низкого и среднего давления: Справочник / Ю.М. Кострикин, Н.А. Мещерский, О.В. Коровина. – М.: Энергоатомиздат, 1990 – 252 с.
33. Аван В.К. Совершенствование водно-химического режима ТЭЦ среднего давления : дис. канд. техн. наук : 05.14.14 / Аван Васим Кайсир. – Иваново, 2011. – 140 с. – Библиогр.: с. 124–133.

34. Зройчиков Н.А. Особенности распределения примесей в барабанных котлах ТГМ-96 ТЭЦ-23 в стационарных и переходных режимах / Н.А. Зройчиков, И.В. Галас, Е.Ф. Чернов [и др.] // Теплоэнергетика, 2006. – № 11. – С. 33-38.
35. Лапотышкина Н.П. Водоподготовка и водно-химический режим тепловых сетей / Н.П. Лапотышкина, Р.П. Сазонов. – М.: Энергоиздат, 1982 – 200 с.
36. Ларин А.Б. Разработка метода химического контроля на основе измерений электропроводности и рН и совершенствование систем обеспечения водно-химического режима на ТЭС : дис. докт. техн. наук : 05.14.14 / Ларин Андрей Борисович. – Иваново, 2017. – 471 с. – Библиогр. (Т.1): с. 350-374.
37. Теплоэнергетика и теплотехника: в 3 кн. Кн. 1. Теплоэнергетика и теплотехника: Общие вопросы: Справочник; Под общ. ред. чл.-корр. РАН А.В. Клименко и проф. В.М. Зорина. – 3-е изд., перераб. – М.: Изд-во МЭИ, 1999. – 528 с.
38. Тепловые и атомные электростанции: Справочник; Под общ. ред. А.В. Клименко, В.М. Зорина. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Издательство МЭИ, 2003. – 245 с.
39. Sadik Kakas. Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design, Tird Edition / Sadik Kakas, Hongtan Liu, Anchasa Pramuanjaroenkij. – CRC Press, 2012. – 632 p
40. Справочник по теплообменным аппаратам энергетических установок / Ю.М. Бродов, К.Э. Аронсон, А.Ю. Рябчиков [и др.] ; Под общ. ред. проф., докт. техн. наук, проф. Ю.М. Бродова. – М.: Изд. дом МЭИ, 2008. – 480 с.
41. Аронсон К.Э. Теплообменники энергетических установок : учебник для вузов / К.Э. Аронсон, С.Н. Блинков, В.И. Брезгин и др. ; Под ред. проф., докт. техн. наук Ю.М. Бродова. – Екатеринбург: Изд-во «Сократ», 2002. – 968 с.
42. Повышение эффективности и надежности теплообменных аппаратов паротурбинных установок ; Под ред. Ю.М. Бродова. – Екатеринбург, 2004. – 464 с.
43. Рихтер Л.А. Вспомогательное оборудование тепловых электростанций / Л.А. Рихтер, Д.П. Елизаров, В.М. Лавыгин. – М.: Энергоиздат, 1987. – 216 с.

44. Бакластов А.М. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок : Учеб. пособие для вузов / А.М. Бакластов, В.А. Горбенко, П.Г. Удыма ; Под ред. А.М. Бакластова. – М.: Энергоиздат, 1981. – 336 с
45. Назмеев Ю.Г. Теплообменные аппараты ТЭС / Ю.Г. Назмеев, В.М. Лавыгин. – М.: Энергоатомиздат, 1998. – 288 с.
46. Соколов Е.Я. Теплофикация и тепловые сети / Е.Я. Соколов. – М.: Энергоиздат, 1982. – 360 с.
47. Бойко Е.А. Тепловые электрические станции (расчёт и проектирование рекуперативных теплообменных аппаратов ТЭС): Учеб. пособие / Е.А. Бойко. – Красноярск: ИПЦ КГТУ, 2006. – 925 с.
48. Поспелов А.А. Основы организации эксплуатации и устройства котельных установок неблочных ТЭС: Учеб. пособие / А.А. Поспелов. – Иваново: Иван. гос. энерг. ун-т, 2001. – 124 с.
49. Баженов М.И., Богородский А.С., Сазанов Б.В., Юренев В.Н. Промышленные тепловые электростанции / Учебник для вузов / Под ред. Е.Я. Соколова. – 2-е изд., перераб. – М.: Энергия, 1979. – 296 с.
50. Ледуховский Г.В. Совершенствование действующих и обоснование новых технологий термической деаэрации воды: дис. док. техн. наук: 05.14.14 / Ледуховский Григорий Васильевич – Иваново, - 2018.
51. Рыжкин В.Я. Тепловые электрические станции/ – М.: Энергоатомиздат, 1987. – 328 с.
52. Тепловые и атомные электростанции / Под ред. А.В. Клименко и В.М. Зорина. – М.: МЭИ, 2003. – 648с.
53. Правила технической эксплуатации тепловых электрических станций и сетей Российской Федерации : офиц. текст : утв. Приказом Минэнерго России №229 от 19.06.03: введ. в действие с 30.06.03 : зарег. в Минюсте России 20.06.03 №4799. – М.: Омега-Л, 2006. – 256 с.

54. Росляков А.Н. Расчетно-экспериментальное исследование десорбции растворенного кислорода в центробежно-вихревом деаэраторе: дис. канд. техн. наук: 05.14.14 / Росляков Антон Николаевич – Иваново, 2015.
55. Оликер И.И. Термическая деаэрация воды в отопительно-производственных котельных и тепловых сетях / И.И. Оликер. – Л.: Стройиздат, 1972. – 137 с.
56. Kremer G.M. An introduction to the Boltzmann equation and transport processes in Gases / G.M. Kremer. – Springer-Verlag: Berlin, 2010.
57. Шарапов В.И. Термические деаэраторы / В.И. Шарапов, Д.В. Цюра. – Ульян. гос. техн. ун-т., 2003. – 560 с.
58. Оликер И.И. Термическая деаэрация воды на тепловых электростанциях / И.И. Оликер, В.А. Пермяков. – Л.: Изд-во «Энергия», 1971. – 185 с.
59. Шервуд Т. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки / перевод с английского. – М.: Химия, 1982. – 696 с.
60. Рамм В.М. Абсорбция газов / В.М. Рамм. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Изд-во «Химия», 1976 г. – 656 с.
61. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А. Александров. – 3-е изд. перераб.: - М.: Химия, 1978. – 280 с.
62. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция / Т. Хоблер. – пер. с польского. – Л.: Изд-во «Химия», 1964. – 480 с.
63. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М: ООО ТИД «Альянс», 2004. – 753 с.
64. Горшенин С.Д. Обеспечение нормативной эффективности декарбонизации воды в атмосферных деаэраторах при их проектировании и эксплуатации: дис. канд. техн. наук: 05.14.14 / Горшенин Сергей Дмитриевич – Иваново, 2016г.
65. Правила устройства и безопасной эксплуатации паровых и водогрейных котлов (ПБ 10-574-03). Серия 10. Выпуск 24 (Колл. авт. – М.: ГУП «НТЦ по безопасности в промышленности ГГТН России», 2003).
66. Методические указания «Нормы качества сетевой и подпиточной воды водогрейных котлов, организация водно-химического режима и химического

- контроля» РД 24.031.120-91 Рук. док-т по стандартизации. Дата введения 01.07.1991.
67. Деаэратор «АВАКС»: пат. 2246446 Рос. Федерация: C02F1/20, 02F103:02 / Аджиев З.М.; заявитель и патентообладатель Аджиев З.М. - №2001126955/15; заявл. 08.10.2001; опубл.20.02.2005.
68. Сайт ООО «КВАРК ПромЭнергоСистемы» [Электронный ресурс]. – <http://www.kwark.ru>.
69. Сайт ООО «АэроГидроТех» [Электронный ресурс]. – <http://a-g-t.ru>.
70. Галустов В.С. Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике /Галустов В.С. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 240 с.
71. Галустов В.С. Модель процессов водоподготовки в прямоточных распылительных аппаратах / Галустов В.С., Феддер И.Э. // Теплоэнергетика, 1986. – вып.5.
72. Струйно-вихревой деаэратор: пат. 2392230 Рос. Федерация: C02F1/20 / Васильев Д.В.; заявитель и патентообладатель Васильев Д.В. - №2008141077/15; заявл. 17.10.2008; опубл. 20.06.2010.
73. Сайты НПО «Новые Технологии» [Электронные ресурсы]. – <http://newt.spb.ru/> и <http://novie-tehnologii.ruprom.net>
74. Зимин Б.А. Сможет ли Россия преодолеть техническое и технологическое отставание: записки изобретателя / Зимин Б.А. – М.: Новости теплоснабжения, 2011. – 225 с.
75. Персональный сайт Б.А. Зимины [Электронный ресурс]. – <http://ziminx.narod.ru>
76. Деаэратор: пат. 2131555 Рос. Федерация: F22D1/50, C02F1/20, B01D19/00 / Зимин Б.А.; заявитель и патентообладатель Зимин Б.А. – № 97121266/06; заявл. 09.12.1997; опубл.10.06.1999, Бюл. № 22 (I ч.). – 4 с.
77. Зимин Б.А. Проблемы деаэрации воды в энергетике и способ их решения /Зимин Б.А. // Новости теплоснабжения, 2006, - вып.1. С. 40-44.
78. Стерман Л.С. Физические и химические методы обработки воды на ТЭС: учебник для вузов по специальности «Тепловые электрические станции»/ Л.С. Стерман, В.Н. Покровский. – М. : Энергоатомиздат, 1991.-328с.

79. Кутателадзе С.С. Теплопередача при конденсации и кипении / С.С. Кутателадзе. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Гос. научно-техн. изд-во машиностроит. литер., 1952. – 231 с.
80. Кутателадзе С.С. Гидравлика газо-жидкостных систем / С.С. Кутателадзе, М.А. Стырикович. – М.: Гос. энергетич. изд-во, 1958. – 232 с.
81. Кутателадзе С.С. Основы теории теплообмена / С.С. Кутателадзе. – Новосибирск: Наука (СО), 1970. – 660 с.
82. Кутателадзе С.С. Теплопередача и гидродинамическое сопротивление: Справочное пособие / С.С. Кутателадзе. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 367с.
83. Оликер И.И. Исследование процесса термической деаэрации воды под вакуумом при барботаже водяным паром: дис. канд. техн. наук : 0305 / Оликер Исай Иосифович. – Москва, 1964. – 218 с. – Библиогр.: с. 201-216.
84. Оликер И.И. Работа термического деаэратора атмосферного давления с барботажным устройством ЦКТИ / И.И. Оликер, В.А. Пермяков, Н.М. Бранч // Теплоэнергетика, 1965. – № 9.
85. Оликер И.И. Деаэраторы и блочные деаэрационно-питательные установки для малой энергетики / И.И. Оликер, В.А. Пермяков // Водоподготовка, водный режим и химконтроль на паросиловых установках. – М.: Энергия, 1966 – Вып. 2.
86. Оликер И.И. Исследование работы термического деаэратора повышенного давления с барботажным устройством ЦКТИ / И.И. Оликер, В.А. Пермяков, Ю.Л. Тоц // Теплоэнергетика, 1966. – № 12.
87. Оликер И.И. Удаление аммиака из воды при паровом барботаже / И.И. Оликер // Теплоэнергетика, 1968. – № 6.
88. Оликер И.И. Исследование работы вакуумного деаэратора взамен декарбонизатора / И.И. Оликер, Т.И. Теплякова, Ж.К. Шашкова // Водоподготовка, водный режим и химконтроль на паросиловых установках. – М.: Энергия, 1972 – Вып. 4.

89. Пермяков В.А. Исследование эффективности применения парового барботажа в термических деаэраторах электростанций : дис. канд. техн. наук : 0305 / Пермяков Владимир Андреевич. – Москва, 1954. – 209 с.
90. Гришук И.К. Об условиях отсутствия в питательной воде свободной углекислоты / И.К. Гришук // Электрические станции, 1954. – № 5.
91. Гришук И.К. О механизме деаэрации воды в струях / И.К. Гришук // Теплоэнергетика, 1957. – № 4.
92. Гришук И.К. Исследование работы барботажных тарелок / И.К. Гришук, Б.М. Столяров // Теплоэнергетика, 1960. – № 4.
93. Гришук И.К. Наладка, эксплуатация и испытание деаэрационных колонок БКЗ / И.К. Гришук // Электрические станции, 1957. – № 1.
94. Гришук И.К. Об условиях проведения теплотехнических испытаний деаэрационных установок / И.К. Гришук // Электрические станции, 1961. – № 12.
95. Гришук И.К. Малогабаритные деаэрационные колонки / И.К. Гришук, Р.А. Липатова // Теплоэнергетика, 1962. – № 4.
96. Цюра Д.В. Разработка высокоэффективных технологий термической деаэрации воды в теплоэнергетических установках : дис. канд. техн. наук : 05.14.14 / Цюра Дарья Валентиновна. – Ульяновск, 2002. – 145 с.
97. Цюра Д.В. Регулирование расхода выпара термических деаэраторов / Д.В. Цюра, О.В. Малинина, В.И. Шарапов // Матер. Четвертой Российской науч.-техн. конф. «Энергосбережение в городском хозяйстве, энергетике, промышленности». – Ульяновск.: Ульян. гос. техн. ун-т, 2003.
98. Малинина О.В. Исследование влияния расхода выпара и способов его утилизации на эффективность термической деаэрации воды : дис. канд. техн. наук : 05.14.14 / Малинина Ольга Владимировна. – Ульяновск, 2004. – 150 с.
99. Немцев З.Ф. Вакуумные деаэраторы теплоэнергетических установок / З.Ф. Немцев, В.И. Шарапов, А.М. Тимошенко. – Саратов: Изд-во Саратовск. ун-та, 1983. – 131 с.

100. Шарапов В.И. Противокоррозионная обработка подпиточной воды котлов и тепловых сетей / В.И. Шарапов. – Саратов: Изд-во Саратовск. ун-та, 1992. – 195 с.
101. Шарапов В.И. Подготовка подпиточной воды систем теплоснабжения с применением вакуумных деаэраторов / В.И. Шарапов. – М.: Энергоатомиздат, 1996. – 176 с.
102. Шарапов В.И. Пиковые источники теплоты систем централизованного теплоснабжения / В.И. Шарапов, М.Е. Орлов. – Ульяновск: УлГТУ, 2002. – 204 с.
103. Шарапов В.И. Технологии отвода и утилизации выпара термических деаэраторов / В.И. Шарапов, О.В. Малинина. – Ульяновск: УлГТУ, 2004. – 180 с.
104. Шарапов В.И. Защита от коррозии тракта питательной воды ТЭЦ / В.И. Шарапов, Е.В. Макарова. – Ульяновск: УлГТУ, 2004. – 208 с.
105. Шарапов В.И. Технологии управления термическими деаэраторами / В.И. Шарапов, М.Р. Феткулов, Д.В. Цюра. – Ульяновск: УлГТУ, 2004. – 268 с.
106. Шарапов В.И. Деаэрация воды в теплогенерирующих установках малой мощности / В.И. Шарапов // Новости теплоснабжения. – 2007. – № 5.
107. Шарапов В.И. О регулировании термических деаэраторов / В.И. Шарапов, Д.В. Цюра // Электрические станции. – 2000. – № 7.
108. Шарапов В.И. Оптимальные схемы деаэрационных установок промышленных котельных / В.И. Шарапов, Е.Е. Злыгостев // Энергомашиностроение. – 1984. – № 8.
109. Шарапов В.И. Совершенствование методов управления теплообменными аппаратами тепловых электростанций / В.И. Шарапов, М.А. Сивухина, Д.В. Цюра // Известия ВУЗов. Проблемы энергетики. – 2000. – № 3-4.
110. Шарапов В.И. О предельной массообменной и энергетической эффективности термических деаэраторов / В.И. Шарапов, О.В. Малинина // Промышленная теплоэнергетика. – 2002. – № 9.

111. Шарапов В.И. О предельной массообменной и энергетической эффективности термических деаэраторов / В.И. Шарапов, О.В. Малинина, Д.В. Цюра // Энергосбережение и водоподготовка. – 2003. – № 2.
112. Шарапов В.И. Влияние расхода выпара на массообмен в термических деаэраторах / В.И. Шарапов, О.В. Малинина, Д.В. Цюра // Матер. Четвертой Российской науч.-техн. конф. «Энергосбережение в городском хозяйстве, энергетике, промышленности». – Ульяновск.: Ульян. гос. техн. ун-т, 2003.
113. Шарапов В.И. Энергосберегающие технологии термической деаэрации воды в теплоэнергетических установках / В.И. Шарапов, Д.В. Цюра // Энергосбережение. – 1999. – № 3. – С. 39-41.
114. Шарапов В.И. Технологии регулирования нагрузки систем теплоснабжения / В.И. Шарапов, П.В. Ротов. – Ульяновск: УЛГТУ, 2003. – 128 с.
115. Шарапов В.И. Влияние переменных режимов на эффективность деаэрации воды / В.И. Шарапов, Е.В. Макарова, Ю.Г. Макарова, И.П. Рахманова // Энергосбережение и водоподготовка. – 2006. – № 4 (32). – С. 9-11.
116. Шарапов В.И. Проблемы совершенствования технологий термической деаэрации воды / В.И. Шарапов // Теплоэнергетика, 2006. – №5. – С. 56-61.
117. Пажи Д.Г. Распылители жидкостей / Д.Г. Пажи, В.С. Галустов. – М.: Химия, 1979. – 216 с.
118. Пажи Д.Г. Основы техники распыливания жидкостей / Д.Г. Пажи, В.С. Галустов. – М.: Химия, 1984. – 172 с.
119. Кудинов А.А. Энергосбережение в котельных установках ТЭС и систем теплоснабжения / А.А. Кудинов, С.К. Зиганшина. – М.: Инфра-М., 2016. – 320 с.
120. Кудинов А.А. Повышение надежности оборудования систем теплоснабжения путем использования вакуумно-кавитационного способа деаэрации воды / А.А. Кудинов, С.К. Зиганшина // Надежность и безопасность энергетики, 2014. – № 1(24). – С.44-48.

121. Кудинов А.А. Вакуумно-кавитационный деаэратор Самарской ГРЭС / А.А. Кудинов, С.К. Зиганшина // Вестник СГАСУ. Градостроительство и архитектура, 2014. – №3(16). – С. 96-102.
122. Кудинов А.А. Исследование режимов работы вакуумно-кавитационных деаэраторов Самарской ГРЭС / А.А. Кудинов, С.К. Зиганшина, Н.В. Борисова [и др.] // Электрические станции, 2011. – №2. – С.38-42.
123. Кудинов А.А. Оценка эффективности и модернизация вакуумных деаэраторов сетевой воды Самарской ГРЭС / А.А. Кудинов, Д.В. Обухов, С.К. Зиганшина // Теплоэнергетика, 2010. – №8. – С.31-34.
124. Кудинов А.А. Разработка и исследование опытного вакуумно-кавитационного деаэратора / А.А. Кудинов, Г.И. Шамшурина, Н.В. Борисова // Энергетик, 2009. – №10. – С.29-31.
125. Барочкин Е.В. Анализ и оптимальный синтез теплообменных систем со сложной конфигурацией потоков в энергетических и химических комплексах: дис. док. техн. наук: 05.13.01/Барочкин Евгений Витальевич – Иваново, 2008г.
126. Магдиев Е.В. Моделирование и оптимизация процессов в термических деаэраторах: дис. канд. техн. наук: 05.17.08 / Магдиев Евгений Валерьевич – Иваново, 2009г.
127. Феткулов М.Р. Совершенствование технологий термической деаэрации воды тепловых электрических станций: дис. ... канд. техн. наук : 05.14.14 / Феткулов Марат Рифатович. - Казань, 2005.
128. Коротков А.А. Повышение эффективности декарбонизации воды термическими деаэраторами атмосферного давления: дис. ... канд. техн. наук: 05.14.14 / Коротков Александр Александрович – Иваново, 2013г.
129. Ненаездников А.Ю. Повышение эффективности атмосферных деаэрационных установок с барботажными устройствами: дис. канд. техн. наук: 05.14.14 / Ненаездников Александр Юрьевич – Иваново, ИГЭУ - 2014г.
130. Долгов А.Н. Повышение эффективности атмосферных термических деаэраторов тепловых электрических станций: дис. ... канд. техн. наук: 05.14.14/ Долгов Антон Николаевич – Казань, КГЭУ - 2012г.

131. Шакирова А.Х. Метод расчета и совершенствование аппаратного оформления очистки воды от растворенных газов и тонкодисперсной фазы в барботажных аппаратах ТЭС: дис. канд. техн. наук: 05.14.14/ Шакирова Айсылу Хамитовна – Казань, КГЭУ - 2014г.
132. Лаптев А.Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: Пособие к расчету аппаратов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во Казанск. гос. ун-та, 2008. – 729 с.
133. Каган А.М. Контактные насадки промышленных теплообменных аппаратов / А.М. Каган, А.Г. Лаптев, А.С. Пушнов, М.И. Фарахов: под ред. А.Г. Лаптева– Казань: Отечество, 2013. – 454 с.
134. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизации теплообменных установок в нефтехимии / СПб: Страта, 2015. – 576с.
135. Холпанов Л.П., Шкадов В.Я. Гидродинамика и теплообмен с поверхностью раздела – М.: Наука,1990. - 271 с.
136. Копылов А.С. Водоподготовка в энергетике / А.С. Копылов, В.М. Лавыгин, В.Ф Очков. М: Издательский дом МЭИ, 2006. - 309 с.
137. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. и др. Энерго- и ресурсосберегающие технологии и аппараты очистки жидкостей в нефтехимии и энергетике .- Казань: Отечество, -2012. – 410с.
138. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей – Л.: Химия,1975. - 319с.
139. Adrian Bejan. Convection heat transfer / Adrian Bejan. – John Wiley & Sons, 2013. – 696 p.
140. Сокол Б.А., Чернышев А.К., Баранов Д.А., Беренгартен М.Г., Левин Б.В. Насадки массообменных колонн / под ред. Д.А. Баранова. – М., 2009. – 358с.
141. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Процессы и аппараты химической технологии. Учеб. пособие для вузов. М.: Химия.2011.-1230с.
142. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. Учеб. пособие для вузов. - М.: Высш. шк. , 1991. - 400 с.

143. Лаптева Е.А., Лаптев А.Г. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики (гидромеханика и тепломассообмен) - Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015. – 236с.
144. Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. Эффективность насадочных декарбонизаторов в водоподготовке ТЭС // Известия ВУЗов. Проблемы энергетики. - 2015. - №11-12. – С. 20-25.
145. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов – Казань: Изд-во Казанского ун-та, 2007. – 500с.
146. Лаптев А.Г. Модели и эффективность процессов межфазного переноса. Часть 1. Гидромеханические процессы / А.Г. Лаптев, М.М. Башаров, Е.А. Лаптева, Т.М. Фарахов; под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Центр инновационных технологий, 2017. – 392с.
147. Лаптева Е.А., Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Сравнительные гидравлические и тепломассообменные характеристики пленочных регулярных насадок в градирнях //Вестник технологического университета: Т.20. №18. с. 71-74.
148. Лаптева Е.А. Сравнительная характеристика контактных насадок в декарбонизаторах и термических деаэратах ТЭС / Е.А. Лаптева, Г.К. Шагиева, А.Г. Лаптев // Вестник Казанского государственного энергетического университета. – 2017. - №2(34). - С. 33-42.
149. Лаптев А.Г. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса / А.Г. Лаптев, М.М. Башаров. – Казань: Центр иннов. техн., 2016.- 344 с.
150. Лаптева Е.А., Фарахов М.М., Шагиева Г.К. Определение эффективности тепло-, массообмена в барботажных аппаратах по диффузионной модели//Научные исследования. 2016. №7(8) с. 6-10.
151. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред /Р.И.Нигматулин. – М.: Наука, 1987.
152. Соколов В. Н. Газожидкостные реакторы / В. Н. Соколов, И. В. Доманский. Л.: Машиностроение, 1976.

153. Лаптев А.Г., Мисбахов Р.Ш., Лаптева Е.А. Математическая модель массопереноса в жидкой фазе барботажного слоя термического деаэратора // Теплоэнергетика. 2015. №12. С. 76-80.
154. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов / Под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова.- 10-е изд., перераб. и доп.- Л.: Химия, 1987. – 576 с.
155. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи / Энергия. – 1977. 344 с.
156. Лаптева Е.А., Шакирова А.Х. Модель перемешивания жидкости в высокослойных барботажных аппаратах// Изв. вузов. Проблемы энергетики. 2013. №9/10. С.129-134
157. Лаптев.А.Г., Лаптева Е.А. Математические модели и расчет коэффициентов тепло- и массоотдачи в насадках вентиляторных градирен//Инженерно-физический журнал.2017. т.90.№3. с. 678-684.
158. Войнов Н. А., Николаев Н. А. Пленочные трубчатые газо-жидкостные реакторы (гидродинамика, тепло и массообмен). – Казань: Издательство «Отечество», 2008. – 272 с.
159. Kim S. Condensation on Coherent Turbulent Liquid Jets / S. Kim, K.F. Mills // J. Heat Transfer, 1989. – №111. – p.1068-1082.
160. Benedek P., Laszlo A. Grundlagen des chemiein genieur wesens. – Leipzig, 1967. – 376 p.
161. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Модель массотдачи в барботажном слое на основе концепции активного входного участка // ТОХТ. 1991. Т.25. № 6. С 783-795.
162. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанск. ун-та. 1993. 437 с.
163. Identification of parameters in polymer crystallization, semiconductor models and elasticity via iterative regularization methods / H.W. Engl, V.G. Romanov, S.I.

- Kabanikhin, Yu.E. Anikonov, A.L. Bukhgeim (eds.) // Ill-Posed and Inverse Problems. – VSP Niederlande, 2004. – p. 99-126.
164. Groetsch C.W. Inverse problems in the mathematical sciences. – Braunschweig, Vieweg. – 1993. – V.52.
165. Франк-Каменецкий Д. А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике.- 3-е изд. М.: Наука. 1987. 502.с.
166. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. - 7-е изд., испр. М.: Дрофа. 2003. 840с.
167. Лаптев А.Г., Николаев Н.А., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов. Учебно-справочное пособие. – М.: «Теплотехник», 2011. – 288 с.
168. Жукаускас А.А. Конвективный перенос в теплообменниках. М.: Наука, 1982. 472 с.
169. Башаров М.М., Лаптева Е.А., Хамидуллина (Шагиева) Г.К. Модель теплоотдачи при турбулентном гравитационном пленочном течении / Известия ВУЗов. Проблемы энергетики. №9-10. – КГЭУ (Казань), 2012. – 39-46 с.
170. Хамидуллина (Шагиева) Г.К., Лаптева Е.А. Модель теплоотдачи в каналах при турбулентном режиме течения одно- и двухфазных сред / Тезисы докладов XIII Всероссийской научно-технической конференции « Приоритетные направления развития науки и технологий». – Тула, 2012. – 118-120 с.
171. Петухов Б.С., Генин Л.Г., Ковалев С.А. Теплообмен в ядерных энергетических установках: учеб. пособие для вузов / Под ред. Б.С. Петухова.- М.: Атомиздат, 1974.
172. Мигай В.К. Моделирование теплообменного и энергетического оборудования. – Л.: Энергоатомиздат, 1987. – 263 с.
173. Хамидуллина (Шагиева) Г.К., Башаров М.М. Математическая модель теплоотдачи в жидкой фазе пленочных аппаратов / Тезисы докладов XII Международной школы-конференции молодых ученых «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики» в рамках Всероссийской

- научной конференции «XXX Сибирский теплофизический семинар». – Новосибирск, 2012 г. – 114 с.
174. Ганчев Б.Г., Козлов В.М., Лозовецкий В.В., Никитин В.М. Исследование местных коэффициентов теплоотдачи в пленке жидкости, стекающей по вертикальной поверхности / Изв. Вузов СССР. Машиностроение. 1970. №9. С. 114-117.
175. Живайкин Л.Я., Холостых В.И., Бляхер И.Г. Теплообмен между вертикальной стенкой и стекающей пленкой жидкости при ее охлаждении // Изв. Вузов. СССР. Энергетика. 1978. №4. С. 132-135.
176. Wilke W. Wärmeübergang an Rieselfilme // VDI-Forschungsheft 490. 1962. 36 S.
177. Yoshioka K., Hasegawa S. Heat transfer to falling water film on a vertical surface // J. Nucl. Sci. and Technol. 1975. Vol.12, N 10. P. 618-625.
178. Гимбутис Г. Теплообмен при гравитационном течении пленки жидкости [Текст]. Вильнюс: Мокслас, 1988.
179. Войнов Н.А., Николаев Ал.Н. Теплосъем при пленочном течении жидкости. – Казань: Изд. «Отечество», 2011. – 224с.
180. Николаев Н.А. Динамика пленочного течения жидкости и массоперенос в условиях сильного взаимодействия с газом (паром) при однонаправленном восходящем или нисходящем движении – Казань, 2011.– 104 с.
181. Николаев Н.А. Исследование и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа: дис. д-ра техн. наук. – Казань: КХТИ, 1972.
182. Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. Очистка воды от растворенных газов в пленочном аппарате с дискретно-шероховатыми стенками // Надежность и безопасность энергетики.- 2018. т.11. №1 с.48-53
183. Щукин В.К. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах. / В.К.Щукин, А.А.Халатов. М.: Машиностроение, 1982. - 200 с.

184. Лаптева Е.А. Эффективность очистки воды от растворенных газов на тарелке с закрученным дисперсно-кольцевым потоком/Е.А. Лаптева, Г.К. Шагиева, А.Г. Лаптев// Вода: химия и экология. – 2017. – № 3. – С. 3-8.
185. Лаптева Е.А. Эффективность очистки воды от растворенных газов при слабом и сильном взаимодействии фаз в пленочных аппаратах / Е.А. Лаптева, Г.К. Шагиева, А.Г. Лаптев// Теплоэнергетика/2018, №4,с.65-71.
186. Сергеев А.Д. Исследование гидродинамических закономерностей и массопередачи при восходящем пленочном течении: дис. канд. техн. наук. – Казань: КХТИ, 1972. – 152с.
187. Дьяконов С.Г., Елизаров В.В., Фарахов М.И. Гидродинамические и массообменные характеристики рулонной насадки //Изв. вузов. Химия и химическая технология , 2003, Т. 46, Вып.5, с.143-147.
188. Елизаров В.В. Технология проектирования тарельчато-насадочных аппаратов разделения водных растворов: Дис. канд. техн. наук.– Казань: КГТУ (КХТИ), 2004.
189. Фарахов М.И. Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса: дис. д-ра. техн. наук. – Казань: КГТУ, 2009.
190. Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Лаптева Е.А., Минигулов Р.М. Гидравлические характеристики рулонной гофрированной теплообменной насадки // Энергосбережение и водоподготовка, 2010, №1, с.35-37.
191. Фарахов Т.М. Многофункциональные контактные устройства смешения котельного топлива с присадками и очистки газовых выбросов ТЭС: дис. канд. техн. наук. – Казань: КГЭУ, 2011.
192. Reinhard Billet. Packed towers in processing and enviropmental technology. VCH. – New York, 1995
193. Дьяконов Г.С., Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Новый метод определения количества удерживаемой жидкости в насадочных колоннах //Теплообменные процессы и аппараты хим.техн.: Межвуз.темат. сб. науч. тр. , 2001, с.193-197.

194. Касаткин А.Г., Цыпарис И.Н. Массопередача в жидкостной пленке в абсорбционных насадочных колоннах // Химическая промышленность. – 1952.- №7. – С.203-210.
195. Патент на полезную модель №162574 Установка для деаэрации воды. Патентообладатель: ФГБОУ ВО «КГЭУ». Авторы: Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. Приоритет ПМ 18.11.2015г.
196. Лаптев А.Г. Повышение эффективности очистки воды от растворенных газов на ТЭС / А.Г. Лаптев, Е.А. Лаптева, Г.К. Шагиева// Теплоэнергетика. 2017.№1.с.79-83.
197. Лаптев А.Г. Математическая модель массопереноса в жидкой фазе барботажном слое термического деаэратора / А.Г. Лаптев Р. Ш. Мисбахов, Е.А. Лаптева // Теплоэнергетика, 2015 – №12.
198. Лаптев А.Г. Определение коэффициентов массоотдачи от пузырей в жидкости и эффективности процесса при турбулентном режиме / Лаптев А.Г., Лаптева Е.А. // Химическая промышленность сегодня. – 2015. – №2
199. Лаптев А.Г. Модели явлений переноса в неупорядоченных насадочных и зернистых слоях / А.Г. Лаптев, Т.М. Фарахов, Е.А. Лаптева // Теоретические основы химической технологии.– 2015.–№4.–С.407-414
200. Лаптев А.Г. Модели турбулентной вязкости и перемешивания в каналах и насадочных проточных смесителях / Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Дударовская О.Г. // Журнал прикладной химии. – 2013. – №7, Т. 86. – С.1112.
201. Лаптев А.Г. Эффективность тепло- и массоотдачи в насадочных слоях / Лаптев А.Г., Башаров М.М., Лаптева Е.А. // Фундаментальные исследования. – 2015. – №2 (часть 13) – С. 2810-2814.
202. Патент на полезную модель №168133 Установка для декарбонизации воды. Патентообладатель: ФГБОУ ВО «КГЭУ». Авторы: Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. Приоритет ПМ 22.03.2016г.
203. Патент на полезную модель №173406 Установка для деаэрации воды. Патентообладатель: ФГБОУ ВО «КГЭУ». Авторы: Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. Приоритет ПМ 13.12.2016г.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение № 1

Расчет расхода пара, необходимого для компенсации потерь тепла в
декарбонизаторе

Расчет расхода пара, необходимого для компенсации потерь тепла в декарбонизаторе

Исходные данные для декарбонизатора (рис. 2.16): Объемный расход очищаемой жидкости $V_{ж} = 400 \text{ т / ч} = 0,11 \text{ м}^3 / \text{с}$; массовый расход жидкости $L_2 = 110,63 \text{ кг / с}$; Объемный расход воздуха $V_{г} = 4,44 \text{ м}^3 / \text{с}$; скорость воздуха $w_{г} = 11,8 \text{ м / с}$ (сильное взаимодействие фаз); внутренний диаметр трубки $d = 0,021 \text{ м}$; число труб $n = 1083$; диаметр колонны $D_k = 1200 \text{ мм}$; длина труб $H = 1 \text{ м}$; температура воды начальная $T_{нж} = 30^\circ \text{ C}$; температура воды конечная без подогрева $T_{кж} = 17,5^\circ \text{ C}$; температура пара $T_{п} = 105^\circ \text{ C}$, конденсируется при 100° C ; давление пара $P = 0,1 \text{ Мпа}$; удельная теплота парообразования $r = 2258 \text{ кДж / кг}$; площадь поверхности контакта фаз пленки с газом $F = 71,41 \text{ м}^2$; температура воздуха $T_{в} = -5^\circ \text{ C}$. Система вода-воздух.

Полный поток тепла из воды в воздух по выражению (2.80)
 $Q = 6073794,4 \text{ Вт}$.

Расход пара, необходимого для компенсации тепловых потерь в воздух по (2.81) $G = 2,69 \text{ кг / с}$.

Далее определим тепловой поток от пара к воде через стенку, рассчитаем коэффициент теплопередачи, определим требуемую поверхность нагрева, рассчитаем коэффициенты теплоотдачи от пара к стенке, от стенки к пленке жидкости.

Исходные данные: воду необходимо нагреть от $17,5^\circ \text{ C}$ до 30° C ; $2,69 \text{ кг / с}$ пара конденсируется при атмосферном давлении при 100° C .

1. Определяем среднюю движущую силу

$$\Delta T_{\bar{6}} = 82,5^\circ \text{ C}; \Delta T_{\bar{м}} = 70^\circ \text{ C}; \frac{\Delta T_{\bar{6}}}{\Delta T_{\bar{м}}} < 2, \Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\bar{6}} + \Delta T_{\bar{м}}}{2} = 76,25^\circ \text{ C} .$$

2. Средние температуры теплоносителей $\bar{T}_1 = 100^\circ \text{ C}; \bar{T}_2 = 23,75^\circ \text{ C}$.

3. Массовый расход пара $G_1 = 2,69 \text{ кг / с}$.

4. Тепловая нагрузка декарбонизатора с греющей камерой с учетом потерь (5%) $Q = 6073794,4 \text{ Вт}$.

Рассмотрим декарбонизатор, представленный на рис. 2.16 с трубами 25x2мм. В трубах – пленка жидкости, в межтрубном пространстве – пар.

1. Рассчитаем коэффициент теплоотдачи для пленки жидкости.

Приведенный расход воды к периметру пленочного течения

$$q = L_2 / (\rho_{\text{ж}} \Pi) = 5,58 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч});$$

$$\text{Число Рейнольдса пленки жидкости } Re_{\text{ж}} = \frac{4q}{v_{\text{ж}}} = 6163;$$

Средняя толщина пленки жидкости [179] $\delta_{\text{пл}} = 0,9 \text{ мм}$; $u_{\infty} = 1,98 \text{ м/с}$;

Коэффициент гидравлического сопротивления орошаемой трубки [179] $\xi_{\text{оп}} \approx 0,23$; перепад давления $\Delta P = 17320 \text{ Па}$

$$\text{Динамическая скорость жидкости [162] } u_* = (d - 2\delta_0) \sqrt{\frac{\pi \Delta P_{\text{тр}}}{4F \rho_{\text{ж}}}} = 0,27 \text{ м/с};$$

Число Прандтля воды $Pr_{\text{ж}} = 6,62$;

$$\text{Безразмерная толщина пограничного слоя } R_{\delta} = \frac{u_* \delta_{\text{пл}}}{v_{\text{ж}}} = 241;$$

Коэффициент теплоотдачи по выражению (2.96) $\alpha_2 = 8977 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

2. Рассчитаем коэффициент теплоотдачи от пара в межтрубном пространстве. Известно, что $G_1 = 2,69 \text{ кг/с}$ и $n = 1083$. Используем зависимость $\alpha = f(n, L, G)$ [154]

$$\alpha_1 = 2,02 \varepsilon \varepsilon_r B_i (n / G_1)^{1/3} L^{1/3} = 8867 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где $\varepsilon = 0,58$ - коэффициент для шахматного расположения труб по вертикали [154]; ε_r - коэффициент, зависящий от содержания воздуха в паре (~ 1); $B_i = 1025$ [154]; L - длина труб (1м).

Принимаем тепловую проводимость загрязнений со стороны греющего пара $1/r_{\text{загр.1}} \approx 5800 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$, со стороны воды $1/r_{\text{загр.2}} \approx 5800 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$ [154].

Коэффициент теплопроводности стали $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{К})$ [154].

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

$$3. \text{ Коэффициент теплопередачи } k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha'_1} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha'_2}} = 1634 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}) .$$

Определяем расчетную площадь поверхности теплообмена

$$F = \frac{Q}{k \Delta T_{\text{ср}}} = 48,7 \text{ м}^2 .$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена меньше заданной практически в 2 раза, что говорит о том, что происходит перегрев воды в трубном пространстве. Примем более мягкие условия нагрева и произведем подобный расчет, но в качестве греющего агента используем горячую воду с начальной температурой 90°C и конечной температурой 85°C .

1. Определяем среднюю движущую силу

$$\Delta T_6 = 67,5^\circ \text{C}; \Delta T_{\text{м}} = 60^\circ \text{C}; \Delta T_{\text{ср}} = 63,75^\circ \text{C}$$

2. Средние температуры теплоносителей $\bar{T}_1 = 87,5^\circ \text{C}; \bar{T}_2 = 23,75^\circ \text{C}$.

3. Тепловая нагрузка теплообменника с учетом потерь (5%)

$$Q = 1,05 L_2 c_{p_2} (T_{2\text{к}} - T_{2\text{н}}) = 6073794,4 \text{ Вт}.$$

$$4. \text{ Массовый расход горячей воды } L_1 = \frac{Q}{1,05 c_{p_1} (T_{1\text{н}} - T_{1\text{к}})} = 274 \text{ кг} / \text{с}.$$

5. Объемные расходы:

$$\text{- для горячей воды } V_1 = 0,284 \text{ м}^3 / \text{с};$$

$$\text{- для холодной воды на декарбонизацию } V_2 = 0,11 \text{ м}^3 / \text{с} .$$

2. Коэффициент теплоотдачи для трубного пространства в пленке равен коэффициенту теплоотдачи рассчитанному выше $\alpha_2 = 8977 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \text{К})$,

3. Рассчитаем коэффициент теплоотдачи в межтрубном пространстве.

Площадь поперечного сечения межтрубного пространства

$$S_{\text{м.п.}} = 0,785 (D_{\text{кож.вн}}^2 - d_{\text{нар}}^2) = 0,599 \text{ м}^2 .$$

Скорость воды в межтрубном пространстве $w_1 = \frac{V_1}{S_{\text{м.п.}}} = 0,47 \text{ м / с}$.

Критерий Рейнольдса $Re_1 = \frac{w_1 d_{\text{нар}} \rho_1}{\mu_1} = 36018$.

Расчетная формула для критерия Нуссельта для межтрубного пространства и шахматных пучков при $Re > 1000$ (принимая температуру стенки 55°C).

$$Nu_1 = 0,4 \varepsilon_\varphi Re_1^{0,6} Pr_1^{0,36} \left(\frac{Pr_1}{Pr_{\text{ст1}}} \right)^{0,25} = 145,$$

Отсюда коэффициент теплоотдачи жидкости в межтрубном пространстве $\alpha_1 = 3944 \text{ Вт / (м}^2\text{К)}$.

Принимаем тепловую проводимость загрязнений со стороны горячей воды $1/r_{\text{загр.1}} \approx 5800 \text{ Вт / (м}^2 \cdot \text{К)}$, со стороны воды $1/r_{\text{загр.2}} \approx 5800 \text{ Вт / (м}^2 \cdot \text{К)}$ [154].

Коэффициент теплопроводности стали $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт / (м} \cdot \text{К)}$ [154].

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = 2580 \text{ Вт / (м}^2 \cdot \text{К)}.$$

4. Коэффициент теплопередачи $k = 1328 \text{ Вт / (м}^2 \cdot \text{К)}$.

Определяем расчетную площадь поверхности теплообмена

$$F = \frac{Q}{k \Delta t_{\text{ср}}} = 71,7 \text{ м}^2 \text{ (что близко к значению } F = 71,41 \text{ м}^2 \text{ – площади межфазной}$$

поверхности пленки воды).

Приведенные расчеты показали, что при использовании в качестве греющего агента в межтрубном пространстве пара, происходит перегрев пленки жидкости в трубном пространстве (расчетная площадь поверхности нагрева в 2 раза меньше заданной). Чтобы не допустить этого можно заменить пар горячей водой с температурой 90°C . Другим вариантом поддержания необходимой температуры воды в декарбонизаторе является установка калорифера для нагрева воздуха поступающего в декарбонизатор.

Приложение №2

Справки об использовании результатов НИОКР и справка о возможности
внедрения

Компания «АВР»

Общество с ограниченной ответственностью

«Волжский научно-исследовательский и проектный институт топливно-энергетического комплекса»

ООО «Волга НИПИТЭК»

проектирование и промышленный инжиниринг
в нефтедобывающей, нефтеперерабатывающей и химической промышленности

РФ, 443001, г. Самара,
ул. Ульяновская/ул. Яремочная,
д. 52/д. 55, 11 этаж, офис 27
Тел: (846) 331-21-39
Факс: (846) 331-21-40
Email: secr@avr-c.ru

СПРАВКА

о применении результатов научных исследований научной школы (НШ РФ 9771.2016.8)
д.т.н., профессора, заведующего кафедрой ФГБОУ ВПО «Казанский государственный
энергетический университет» Лаптева А. Г.

В научных работах Лаптева А.Г., а также его аспирантов (Фарахова М.М., Шагиевой Г. К., Афанасьева Е.П. и др.) и докторантов (Башарова М.М., Фарахова Т.М., Лаптевой Е.А.), выполнены многочисленные исследования и получены оригинальные математические модели и алгоритмы расчетов широкого класса тепло- и массообменных и сепарационных промышленных аппаратов.

Материалы научных публикаций в журналах ТОХТ, ИФЖ, ЖПХ, Теплоэнергетика, Вестник КНИТУ, Вестник КГЭУ и др., а также монографий и учебных пособий:

- Лаптев А.Г., Лаптева Е.А. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики. – Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015, – 236с;
- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе / под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Отечество, 2013, – 297с;
- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Разделение смесей ректификацией в нефте- и газопереработке / под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Казан. гос. энер. ун-т, 2014. – 280с;
- Лаптев А.Г., Николаев М.М., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирования теплообменных процессов. М.: «Теплотехник», 2011. – 288с;
- Лаптев А.Г., Башаров М.М. Эффективность теплообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса: – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344с;
- Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М., Фарахов М.М. и др. Энерго- и ресурсосберегающие технологии и аппараты очистки жидкостей в нефтехимии и энергетике / под ред. А.Г. Лаптева. – Казань.: Отечество, 2012. – 410с.

используются сотрудниками ООО «Волга НИПИТЭК» при проектировании теплообменного оборудования для нефтеперерабатывающей, нефтехимической и газовой отраслей промышленности.

При модернизации колонных аппаратов наиболее частое применение находят высокоэффективные насадки разработанные в рамках научной школы Лаптева А.Г., которые позволяют получить большой энергосберегающий эффект. При проектировании таких аппаратов принимаются во внимание разработанные подходы к научно-обоснованному выбору типа контактных устройств, алгоритмы расчета их эффективности.

Отдельно отметим, что приведенные в работах Лаптева А.Г. примеры внедрения научно-технических решений автора с использованием насадок в промышленных колоннах, убедительно доказывают достоверность и значительную практическую значимость разработок для топливно-энергетического комплекса РФ.

Генеральный директор, д.т.н.

С.П. Лесухин

ОГРН: 1036300903308
ИНН/КПП: 6319072138/631501001
Р/с: 40702810654390101905 Поволжский банк СБ РФ г. Самара

Закрытое Акционерное Общество

«ИВЭНЕРГОСЕРВИС»

Юр. адрес: 163002, г. Иваново, ул. Шестернина, д. 3
 Тел/Факс: (4932) 37-23-02
 Р/с: 40702810117000100837 в Ивановском ОСБ № 9539 в г. Иваново
 Б/сч 042409608, к/с: 30101810000000000008,
 ИНН 3731028811 КПП 370201001
 ОГРН 1633706079981
 ОКПО 44753416, ОКДНОХ 71100
 e-mail: office@ivener.com

«28» апреля 2018 г.
 № 1-28-04/18

Справка об использовании результатов НИОКР

В научной группе под руководством д-ра техн. наук, профессора Лаптева А.Г. (ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет») выполнены НИОКР по повышению эффективности очистки воды от растворенных газов на ТЭС. Основные результаты исследования опубликованы в статьях:

1. Лаптев А.Г., Лаптева Е.А., Шагиева Г.К. «Повышение эффективности очистки воды от растворенных газов на ТЭС» //Теплоэнергетика. - 2017. №1. с.79-83;
2. Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. «Эффективность очистки воды от растворенных газов при слабом и сильном взаимодействии фаз в пленочных аппаратах»// Теплоэнергетика. - 2018, №4, с.65-71;
3. Лаптева Е.А., Фарахов М.М., Шагиева Г.К. «Определение эффективности тепло-, массообмена в барботажных аппаратах по диффузионной модели» //Научные исследования. - 2016. №7(8) с. 6-10;
4. Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. «Очистка воды от растворенных газов в пленочном аппарате с дискретно-шероховатыми стенками» // Надежность и безопасность энергетики. - 2018, т.11, №1 с.48-53.

Результаты научных исследований имеют теоретическую и практическую значимость и приняты к использованию в ЗАО «Ивэнергосервис» при проектировании систем очистки воды от растворенных газов на предприятиях топливно-энергетического комплекса. В частности, указанные научные разработки применялись при обосновании технических решений по реконструкции деаэрационных установок ПАО «Северсталь», а также АО «Алатит» группы «ФосАГРО» (г. Череповец).

Генеральный директор
 ЗАО «Ивэнергосервис»
 д-р техн. наук, профессор



Е.В. Барочкин

Исп.:
 Заместитель главного инженера
 ЗАО «Ивэнергосервис»,
 канд. техн. наук
 8-910-698-99-90

Г.В. Ледуховский

Филиал АО «Татэнерго»
«Казанская ТЭЦ-2»
от главного инженера
Гирфанова А.А.

Справка о внедрении

В диссертационной работе Шагиевой Г.К. на соискание ученой степени кандидата технических наук по специальности 05.14.14 «Тепловые электрические станции, их энергетические системы и агрегаты» по разработанному алгоритму произведен расчет деаэратора низкого давления ДА-200 ст. №7, подлежащего замене на Казанской ТЭЦ-2 по экспертному заключению в виду некоторых дефектов.

Шагиевой Г.К. в качестве замены предложено установить новый деаэратор пленочного типа с регулярной рулонной гофрированной насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью с небольшим гидравлическим сопротивлением. Предложенный вариант рассматривается в качестве возможного для установки на Казанской ТЭЦ-2 при замене деаэратора низкого давления ДА-200 ст. №7.

Главный инженер



Гирфанов А.А.

Исполнитель: Шагиева Г.К.

КАЗАНСКАЯ ТЭЦ-2

ФИЛИАЛ АО «ТАТЭНЕРГО» ул. Тэцевская, д. 11, г. Казань, Республика Татарстан, 420036
«ТАТЭНЕРГО» АЖ ФИЛИАЛЫ ТЭЦ ур., 11 нче йорт, Казан шаһәре, Татарстан Республикасы, 420036
+7 843 572-06-59, +7 843 202-44-38 (факс), E-mail: office@ktec2.tatenergo.ru, www.tatenergo.ru
ИНН 1657036630, КПП 166102001, р/с 40702810800000000073 в филиале ОАО «Казань» г. Казань, к/с 3010 1810 3000 0000 0916, БИК 049205916 получатель АО «ТАТЭНЕРГО»