МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

УТВЕРЖДАЮ
Директор ИДО
_____С.И. Качин

«_____»_____2013 г.

ТЕХНИКА ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

Методические указания и индивидуальные задания
для студентов ИДО, обучающихся по направлению
241000 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии,
нефтехимии и биотехнологии»

Составитель **А.А. Ляпков**

Семестр	**5 (8)**	**6 (9)**	**7 (10)**
Кредиты		4	4
Лекции, часов	2	10	10
Лабораторные занятия, часов		12	10
Практические занятия, часов		0	0
Индивидуальные задания		№ 1	№ 2
Самостоятельная работа, часов		102 (105)	106 (105)
Формы контроля		экзамен	зачет

Томск 2013

УДК 62: 504 (07)

Техника защиты окружающей среды: Рабочая программа, метод. указ. и контр. задания для студентов ИДО, обучающихся по направлению 241000 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» / Сост. А.А. Ляпков. – Томск: Изд. ТПУ, 2013. – 62 с.

Рабочая программа, методические указания и контрольные задания рассмотрены и рекомендованы к изданию методическим семинаром кафедры технологии органических веществ и полимерных материалов 07 мая 2013 г., протокол № 39.

Зав. кафедрой, профессор, д. х. н. _____ А.Н. Пестряков

Аннотация

Рабочая программа, методические указания и контрольные задания по дисциплине «Техника защиты окружающей среды» предназначены для бакалавров направления 241000 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии». Данная дисциплина изучается два семестра.

Приведен перечень основных тем дисциплины, указаны перечень лабораторных работ и варианты индивидуальных заданий. Даны методические указания по выполнению индивидуальных заданий и лабораторных работ.

ОГЛАВЛЕНИЕ

1. Цели и задачи учебной дисциплины 4
1.1. Цели преподавания дисциплины 4
1.2. Задачи изложения и изучения дисциплины 5
2. Содержание теоретического раздела дисциплины 6
Введение 6
2.1. Защита атмосферы от промышленных загрязнений (очистка отходящих газов) 6
2.2. Защита гидросферы от промышленных загрязнений (очистка сточных вод) 9
2.3. Защита литосферы от промышленных загрязнений (переработка твердых отходов) 11
3. Содержание практического раздела дисциплины 13
3.1. Общие методические указания 13
3.2. Тематика лабораторных занятий и методические указания 13
4. Индивидуальные задания 40
4.1. Общие методические указания 40
4.2. Варианты индивидуальных заданий 41
Задание № 1 41
Задание № 2 48
5. Промежуточный контроль 55
5.1. Вопросы для подготовки к экзамену [6(9) семестр] 55
5.2. Образец экзаменационного билета 55
5.3. Вопросы для подготовки к зачёту[7(10) семестр] 56
5.4. Образец зачётного билета 56
6. Учебно-методическое обеспечение дисциплины 57
6.1. Литература обязательная 57
6.2. Литература дополнительная 57
6. Приложение 59

1. ЦЕЛИ И ЗАДАЧИ УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЫ

1.1. Цели преподавания дисциплины

Научно-технический прогресс привел к созданию мощного промышленного и сельскохозяйственного производства, широкому развитию транспорта. Вместе с тем резко ухудшилось состояние окружающей среды в результате техногенного воздействия, что может привести к отрицательным последствиям для всего человечества. Поэтому охрана биосферы, защита ее от промышленных загрязнений является одной из главнейших проблем, подлежащих немедленному решению.

Дисциплина «Техника защиты окружающей среды» принадлежит к числу специальных предметов, изучаемых бакалаврами направления 241000 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии». Дисциплина призвана осуществлять подготовку инженеров-экологов широкого профиля для решения проблем охраны окружающей среды и рационального использования природных ресурсов, а также познакомить студентов с основными способами очистки газовых выбросов и сточных вод от химических загрязнений и взвешенных частиц, методами и приемами ограничения выбросов в биосферу, методами переработки и утилизации твердых отходов, детоксикации и рекультивации нарушенных техногенным воздействием земель.

В результате изучения данного курса бакалавр д**олжен иметь представление**:

- о рациональном использовании материальных и энергетических ресурсов;
- о разработке проектов регулирования воздействия производства на окружающую среду:
- о проведении технико-экономического анализа, комплексного обоснования принимаемых и реализуемых решений, изыскание возможности сокращения цикла выполнения работ, содействие подготовке процесса их выполнения и обеспечения необходимыми техническими данными, материалами, оборудованием.

Бакалавр **должен знать:**

- методы проведения технических расчетов и определения экономической эффективности исследований и разработок;
- принципы работы, технические характеристики, конструктивные особенности разрабатываемых и используемых

технических средств.

Бакалавр **должен уметь**:

- выбирать способы и технику ограничения антропогенного воздействия на окружающую среду;
- оценивать современные методы и средства инженерной защиты окружающей среды;
- анализировать правовую и нормативно-техническую документацию по вопросам экологической безопасности и рациональному природопользованию.

1.2. Задачи изложения и изучения дисциплины

Для достижения поставленной цели при совместной и индивидуальной познавательной деятельности бакалавров в части овладения теоретическими знаниями и практическими умениями используется полный набор методического материала: лекции, методические разработки к проведению практических занятий, контрольные задания для проверки знаний студентов, методические разработки к самостоятельной работе студентов по отдельным темам и другие методические разработки кафедры.

Для закрепления теоретических знаний, полученных на лекциях, лучшего усвоения изучаемого материала, более отчетливого представления о технологии и методах очистки биосферы от промышленных загрязнений, в курсе предусмотрено проведение лабораторного практикума с применением вычислительной техники в совместной и индивидуальной (самостоятельной) формах и решение домашних заданий каждым студентом.

ПРЕРЕКВИЗИТЫ: ПЦ.В.1.4.0 Промышленная экология.

КОРЕКВИЗИТЫ: ПЦ.В.1.8.0 Оборудование и основы проектирования систем охраны окружающей среды

2. СОДЕРЖАНИЕ ТЕОРЕТИЧЕСКОГО РАЗДЕЛА ДИСЦИПЛИНЫ

6 (9) семестр (10 часов)

Введение

Цели и задачи курса «Техника защиты окружающей среды». Классификация способов и методов обезвреживания газовых выбросов, сточных вод и твердых промышленных отходов. Правовая и нормативно-техническая документация по вопросам экологической безопасности и рациональному природопользованию.

2.1. Защита атмосферы от промышленных загрязнений (очистка отходящих газов)

Приемы устранения загрязнения атмосферного воздуха. Классификация методов и аппаратов для обезвреживания газовых выбросов. Краткая характеристика методов очистки отходящих газов от вредных летучих органических соединений и паров ртути. Рассеяние химических соединений в атмосфере.

Очистка атмосферных выбросов от пыли. Применимость рассматриваемых методов и осложняющие обстоятельства. Основные способы очитки атмосферных выбросов от пыли: улавливание пыли механическими осадителями; осадительные камеры; циклонные осадители; улавливание аэрозолей мокрыми скрубберами (тарелочные скрубберы, насадочные скрубберы, скрубберы с предварительным распылением жидкости, скрубберы с распылением жидкости потоком газа, центробежные скрубберы, экранные скрубберы и скрубберы со вторичным потоком, брызгальные скрубберы, скрубберы с механическими побудителями, скрубберы с подвижным слоем, улавливание уноса); улавливание аэрозолей и пыли фильтрами (тканевые рукавные фильтры, зернистые фильтры, волокнистые фильтры, механизмы улавливания и их относительное значение, методы очистки фильтров); улавливание аэрозолей электрофильтрами; рекуперация пылей (использование пыли в качестве целевого продукта, возврат пыли в производство, утилизация пыли, уловленной в одном производстве, в качестве сырья для другого производства).

Обработка газов методами абсорбции, адсорбции и конденсации. Применимость рассматриваемых методов и осложняющие обстоятельства. Характеристика абсорбентов, адсорбентов и катализаторов. Физико-химические основы процессов. Технологические

схемы и особенности используемой аппаратуры.

Очистка газов дожиганием. Процесс термического окисления. Типы используемого оборудования. Процессы теплообмена с целью утилизации тепла.

Основные характеристики химических методов очистки отходящих газов, технологические схемы и используемое оборудование: очистка газов от оксидов углерода (очистка с помощью медно-аммиачных растворов, медь-алюминий-хлоридных растворов, пористых алюмосиликатов); очистка газов от оксидов азота (окислительные методы, восстановительные методы, облучение потоком электронов); очистка газов от оксидов серы (аммиачные методы, методы нейтрализации, методы каталитического окисления SO_2 в SO_3, очистка от SO_x с использованием оксидов металлов, введение сухого сорбента); очистка отходящих газов от сероводорода (мышьяково-содовый метод очистки, железо-содовое окисление сероводорода, щелочно-гидрохиноновый метод); очистка отходящих газов от аммиака; очистка отходящих газов от галогенов и их соединий.

Рекомендуемая литература: 1, 2, 16-19.

Методические указания.

При изучении данного раздела, как обычно в начале следует ознакомиться со значением данных природоохранных технологий для промышленности, их теорией, а затем с конструкциями аппаратов и технологическими установками для очистки и обезвреживания отходящих газов.

В результате изучения данного раздела, студент должен овладеть основами технологических способов защиты атмосферы от загрязнений, уметь выбрать тип природоохранного оборудования и проанализировать его работу.

Вопросы и задания для самоконтроля:

1. Классификация методов очистки и обезвреживания отходящих газов.
2. Пылеочистное оборудование и области его применения.
3. Типы оборудования и области применения механических осадителей.
4. Типы оборудования и области применения циклонных осадителей.
5. Классификация мокрых скрубберов, описание системы обеспыливания с использованием мокрого скруббера.
6. Тарелочные и насадочные скрубберы.

7. Центробежные скрубберы и скрубберы с предварительным распылением жидкости.

8. Экранные, брызгальные скрубберы, скрубберы со вторичным потоком и механическими побудителями.

9. Принципы сепарации и типы оборудования при улавливании уноса в мокрых скрубберах.

10. Принципы работы и области применения фильтровального оборудования.

11. Методы очистки фильтров.

12. Выбор фильтрующего материала и конструкции системы улавливания пыли фильтрами.

13. Очистка газов в электрофильтрах и типы используемого оборудования.

14. Очистка газов методом абсорбции и типы используемого оборудования.

15. Конструкции и области применения абсорбционного оборудования.

16. Типы адсорбентов и принципы построения адсорбционных систем очистки газов.

17. Типы адсорбционного оборудования и области применения.

18. Десорбция, транспортировка, утилизация и удаление выделенных продуктов.

19. Улавливание загрязнений методом конденсации и типы используемого оборудования.

20. Процессы термического обезвреживания газовых выбросов и факторы, влияющие на этот процесс.

21. Очистка газов дожиганием и типы используемого оборудования.

22. Очистка газов от оксидов углерода.

23. Окислительные методы очистки газов от оксидов азота.

24. Некаталитический процесс восстановления оксидов азота аммиаком.

25. Метод селективного каталитического восстановления оксидов азота.

26. Неселективное каталитическое восстановление оксидов азота.

27. Очистка газовых выбросов от оксидов серы.

28. Очистка отходящих газов от сероводорода.

29. Очистка отходящих газов от аммиака.

30. Очистка отходящих газов от галогенов и их соединений.

7 (10) семестр (10 часов)

2.2. Защита гидросферы от промышленных загрязнений (очистка сточных вод)

Статистические данные о запасах и потреблении природных а пресных вод. Обеспеченность пресными водами, оценка степени их минерализации.

Основные системы производственного водоснабжения. Организация систем оборотного и замкнутого водоснабжения предприятий. Оборотное водоснабжение, его основные схемы и критерий эффективности. Охлаждение оборотной воды.

Классификация примесей в сточных водах. Требования, предъявляемые к качеству воды. Общая характеристика сточных вод промышленных предприятий. Приёмы, технологические схемы и установки очистки сточных вод от нефтепродуктов, азот и фосфорсодержащих соединений, ПАВ, тяжелых металлов, радионуклидов и других полютантов механическими, химическими, биохимическими и термическими методами. Выделение и концентрирование органических примесей перед их определением. Классификация сточных вод.

Методы очистки сточных вод. Классификация методов очистки сточных вод. Применимость рассматриваемых методов и осложняющие обстоятельства. Основные группы методов очистки: осветление сточных вод (отстаивание, осветление воды в слое взвешенного осадка, фильтрование); физико-химические методы очистки сточных вод (флотация, адсорбция, ионный обмен, экстракция, десорбция, дезодорация и дегазация); электрохимические методы очистки сточных вод (электрокаогуляция, электрофлотация, анодное окисление и катодное восстановление); химические методы очистки сточных вод (коагуляция, флокуляция, нейтрализация, окисление и восстановление).

Регенеративные в деструктивные методы очистка, методы термической обработки и захоронение отходов. Общая схема классификации методов очистки сточных вод. Характеристика наиболее эффективных методов очистки.

Биохимическая очистка сточных вод промышленных производств. Характеристика аэробных методов биохимической очистки (биологические пруды, аэротенки, биофильтры, окситенки, метатенки и т.д.). Сооружения для анаэробной биохимической очистки. Использование водоемов для выпуска сточных вод. Загрязнение и самоочищение водоемов. Правила охраны поверхностных вод от

загрязнения сточными водами. Необходимая степень очистки сточных вод перед выпуском в водоем.

Термическое обезвреживание сточных вод. Метод парофазного каталитического окисления. Технологические схемы и установки обезвреживания сточных вод жидкофазным окислением. Огневой метод обезвреживания сточных вод.

Рекомендуемая литература: 1, 2, 9-11, 20-23.

Методические указания.

При изучении данного раздела следует четко уяснить, в каких случаях целесообразно применять ту или иную конструкцию очистного оборудования, знать сравнительные преимущества и недостатки их. То же самое необходимо учитывать при изучении осадителей, отстойников, аэротенков и другого оборудования.

Студент должен знать характеристики и конструктивные особенности фильтровального оборудования, аппаратов для каогуляции и флотации твердых примесей, иметь представление о других способах очистки сточных вод.

Вопросы и задания для самоконтроля:

1. Оборотное и замкнутое водоснабжение.
2. Классификация методов очистки сточных вод.
3. Осветление сточных вод отстаиванием и типы используемого оборудования.
4. Осветление сточных вод в аппаратах с фильтровальными перегородками.
5. Осветление сточных вод фильтрованием через зернистые загрузки.
6. Очистка сточных вод флотацией и типы используемого оборудования.
7. Адсорбционные установки и регенерация адсорбента.
8. Использование ионного обмена для очистки сточных вод и схемы ионообменных установок.
9. Очитка сточных вод методом экстракции.
10. Электрохимические методы очистки сточных вод.
11. Очистка сточных вод методами коагуляции и флокуляции.
12. Очистка сточных вод методом нейтрализации.
13. Очистка сточных вод методом окисления.
14. Окисление сточных вод хлором.
15. Очистка сточных вод методом восстановления.
16. Биохимические методы очистки сточных вод.

17. Термическое обезвреживание сточных вод.

2.3. Защита литосферы от промышленных загрязнений (переработка твердых отходов)

Основные источники возникновения и классификация твердых промышленных отходов. Вторичные материальные ресурсы.

Методы переработки твердых отходов. Дробление. Измельчение. Классификация и сортировка. Окускование. Гранулирование. Смешение. Таблетирование и брикетирование. Высокотемпературная агломерация.

Методы обогащения. Промывка и флотация. Магнитные и электрические методы.

Выделение твердых отходов. Выщелачивание. Растворение и кристаллизация.

Технологии утилизации и обезвреживания твердых отходов: утилизация отходов горнодобывающей промышленности (вскрышные породы, производство керамзита); утилизация твердых отходов металлургии и энергетики (металлургичекие шлаки и золошлаковые отходы тепловых электростанций); утилизация твердых отходов химической промышленности (фосфогипс, галитовые отходы, шламы и т.п.); установки для обезвреживания твердых отходов (термическое обезвреживание, технологические схемы и используемое оборудование).

Рекуперация промышленных и коммунально-бытовых отходов в сельском хозяйстве. Применение отходов ряда промышленных отраслей в качестве мелиорантов или удобрений-мелиорантов. Применение промышленных отходов для мелиорации кислых и солонцовых почв. Применение промышленных и коммунальных отходов в качестве органических удобрений.

Рекультивация земель, нарушенных промышленностью. Классификация техногенных нарушений природной среды при горных разработках. Методы рекультивации. Биологическая рекультивация. Лесная рекультивация.

Рекомендуемая литература: 1, 2, 24-29.

Методические указания.

При изучении этого раздела вначале следует ознакомиться с его содержанием и рекомендуемой литературой. Затем уяснить значение и теоретические основы соответствующего процесса, аппаратное оформление которых предлагается изучить. Только в этом случае можно грамотно подойти к пониманию принципа работы соответствующего

оборудования, его конструктивных особенностей, возможности применения в тех или иных условиях, к правилам эксплуатации, соблюдению некоторых мер по технике безопасности и, наконец, к возможному его совершенствованию применительно к конкретным условиям эксплуатации.

Для лучшего условия изучаемого материала, более отчетливого представления о взаимной связи между основными и вспомогательными оборудованием, требованиями технологии и ее аппаратным оформлением целесообразно вспомнить схемы основных химических процессов аппарата, который изучается.

Вопросы и задания для самоконтроля:

1. Методы выделения твердых отходов.
2. Методы обогащения твердых отходов.
3. Классификация методов переработки твердых отходов.
4. Дробление и измельчение твердых отходов.
5. Классификация и сортировка твердых отходов.
6. Окусковывание, гранулирование и брикетирование твердых отходов.
7. Высокотемпературная агломерация твердых отходов.
8. Термическая обработка твердых отходов.
9. Смешение порошкообразных и пастообразных твердых отходов.
10. Утилизация отходов горнодобывающей промышленности.
11. Утилизация отходов металлургии и энергетики.
12. Утилизация отходов химической промышленности.
13. Установки для обезвреживания твердых отходов.

3. СОДЕРЖАНИЕ ПРАКТИЧЕСКОГО РАЗДЕЛА ДИСЦИПЛИНЫ

3.1. Общие методические указания

Лабораторные занятия способствуют закреплению полученных теоретических знаний по дисциплине, а также приобретению приемов и навыков работы с вычислительной техникой. Используются следующие формы организации обучения: индивидуальные, коллективно-групповые и индивидуально-коллективные.

3.2. Тематика лабораторных занятий и методические указания

6 (9) семестр

Лабораторная работа № 1 (12 часов)

Разработать конструкцию воздухоподогревателя с газовой горелкой, встроенной в воздухопровод, для тепловой завесы дверных проемов. Количество смеси при нормальных условиях $V_{СМ}$ = 16000 м^3/ч, избыточное давление газа перед горелкой $p_Г$ = 0,18 атм, избыточное давление воздуха перед горелкой $p_В$ = 0,01 атм, температура воздуха на входе $t_В^0$ = -15…-35 °С, температура смеси на выходе $t_{см}$ = 45 °С. Топливо – природный газ Ставропольского месторождения с начальной температурой $t_т$ = 20 °С.

Пример решения лабораторной работы № 1

Месторождение	Содержание, % об.							Низшая теплота сгорания $Q_Н^С$, ккал/м^3	$\rho_Т$
	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12}	CO_2	N_2		
Ставропольское	98,7	0,33	0,12	0,04	0,01	0,1	0,7	8500	0,731

Выбор конструкции горелки

Наиболее компактной конструкцией подогревателя технологического воздуха путем добавки горячих топочных газов при использовании природного газа является устройство с горелкой, встроенной в воздухопровод (рис. 3.2.1). Воздух, необходимый для горения, поступает через отверстия, расположенные по радиусам конуса 1 с определенным шагом вдоль образующей конуса, а газ вводится через отверстия на конце газовой трубки 3. Количество отверстий для газа – 16, на каждое отверстие для газа приходится 10 отверстий для воздуха.

Струя вытекающего газа образует элементарный факел вдоль затененного сектора между рядами воздушных отверстий. Таким образом создается зона горения в плоскости фронта горения. Интенсификация горения обеспечивается дроблением общего факела на систему радиальных факелов, что увеличивает суммарную поверхность фронта пламени, а также хорошим смесеобразованием, обусловленным высокой турбулентностью в вихревых затененных зонах, достигаемой интенсивной рециркуляцией за плохо обтекаемым жестким телом.

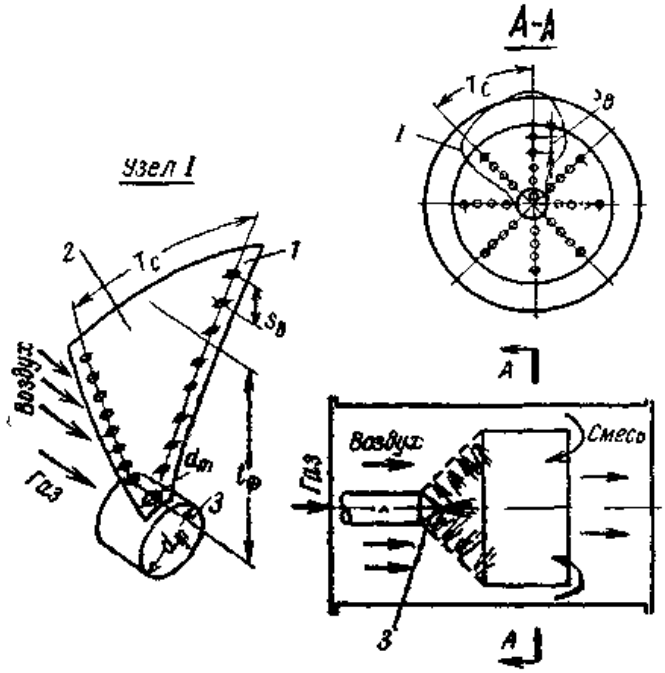

Рис. 3.2.1. Эскиз топочного устройства для тепловой завесы при газообразном топливе (природном газе):
1 – стенка диска или конуса фронтового устройства; *2* – диффузионный факел; *3* – газовая форсунка

Факелы получаются такими, как при горении гомогенной смеси, имеют малую длину; горение протекает без сажеобразования и химического недожога. В.А. Христич и Г.Н. Любчик показали, что факелы в таком устройстве обладают саморегулируемостью в пропорционировании смеси, и при изменении расхода газа автоматически изменяется расход воздуха, принимающего участие в горении.

Таким образом, сжигание диффузионных газовых струй в рециркуляционных зонах создает устройство, удачно использующее положительные стороны как диффузионного, так и кинетического принципов горения. При больших конечных избытках воздуха, т. е. при

небольших температурах смеси, часть воздуха пропускается в обход горелки через кольцевую щель между горелкой и трубопроводом, как показано на рис. 3.2.1. При этом диаметр конуса горелки на 0,1…0,15 м меньше диаметра воздуховода. Диаметр газовой трубы 80 мм.

Основные теоретические положения

Если количество горючих газов в топливе выражено в процентах, потребное количество кислорода, м^3/м^3, будет:

$$O_2^0 = 0,01 \cdot \left(0,5 \cdot CO + 0,5 \cdot H_2 + 1,5 \cdot H_2S + \sum \left(n + \frac{m}{4} \right) \cdot C_nH_m - O_2 \right),$$

а количество воздуха, м^3/м^3, составит:

$$V^0 = 0,0476 \cdot \left(0,5 \cdot CO + 0,5 \cdot H_2 + 1,5 \cdot H_2S + \sum \left(n + \frac{m}{4} \right) \cdot C_nH_m - O_2 \right). \quad (3.2.1)$$

Для полного сгорания топлива в топочные устройства подводят большее, чем теоретически необходимо, количество воздуха. Отношение действительно поступившего количества воздуха $V_Д$ к теоретически необходимому количеству V^0 называют коэффициентом избытка воздуха и обозначают через α:

$$\alpha = \frac{V_Д}{V^0}. \quad (3.2.2)$$

Величина коэффициента избытка воздуха для современных топочных устройств колеблется от 1,02 до 1,45…1,70 (табл. 3.2.1).

Азот N_2, вводимый с воздухом в топочное устройство, не участвует в процессе горения топлива, но при высоких температурах, близких к температуре горения топлива и температуре газов на выходе из топочной камеры, и при определенных соотношениях N_2/O_2 дает весьма токсичные окислы азота, вредно действующие на биосферу. Если пренебречь в первом приближении образованием окислов азота, то можно написать следующее отношение:

$$\alpha = \frac{V_Д}{V^0} = \frac{N_2}{N_2^0}. \quad (3.2.3)$$

Содержание азота N_2 в воздухе, поступившем в топочную камеру, можно представить как сумму $N_2 = N_2^0 + N_2^\alpha$, где N_2^0 – теоретическое, а N_2^α – избыточное количество азота, выраженное в процентах.

Тогда коэффициент избытка воздуха можно представить как

$$\alpha = \frac{N_2}{N_2 - N_2^\alpha}. \quad (3.2.4)$$

Полный объем продуктов сгорания топлива при коэффициенте избытка воздуха, большем единицы, (м^3/м^3), будет состоять из ниже перечисленных слагаемых

$$V_{\Gamma} = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{O_2} + V_{H_2O}. \qquad (3.2.5)$$

Продукты сгорания (м^3/м^3) принято подразделять на сухие газы и водяные пары

$$V_{\Gamma} = V_{СГ} + V_{H_2O},$$

так как в приборах волюмометрического типа, с помощью которых определяют состав дымовых газов до анализа, конденсируются водяные пары, а содержание трехатомных газов CO_2+SO_2=RO_2 дается совместно.

Пользуясь уравнениями горения для составляющих газообразного топлива, можно написать, что объем трехатомных газов, м^3/м^3, будет равен:

$$V_{RO_2} = 0,01 \cdot \left(CO_2 + CO + H_2S + \sum \left(n \cdot C_nH_m \right) \right).$$

Объем азота в продуктах сгорания

$$V_{N_2}^0 = 0,79 \cdot V^0 + 0,01 \cdot N_2$$

и сухих газов

$$V_{СГ}^0 = V_{RO_2} + V_{N_2}^0. \qquad (3.2.6)$$

Теоретический объем водяных паров в продуктах сгорания газа

$$V_{H_2O}^0 = 0,01 \cdot \left(H_2 + H_2S + \sum \left(\frac{n}{2} \cdot C_nH_m \right) + 0,124 \cdot d_{ГТ} \right) + 0,0161 \cdot V^0, \qquad (3.2.7)$$

где $d_{ГТ}$ – влажность газообразного топлива, г/м^3.

Суммарный теоретический объем продуктов сгорания топлива, м^3/м^3:

$$V_{\Gamma}^0 = V_{СГ}^0 + V_{H_2O}^0 = V_{RO_2} + V_{N_2}^0 + V_{H_2O}^0. \qquad (3.2.8)$$

Полный (действительный) объем сухих газов, м^3/м^3, можно определить из выражения

$$V_{СГ} = V_{СГ}^0 + (\alpha - 1) \cdot V^0, \qquad (3.2.9)$$

а полный объем водяных паров, м^3/м^3, будет:

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0,0161 \cdot (\alpha - 1) \cdot V^0.$$

Наконец, действительный объем, м^3/м^3, дымовых газов составит:

$$V_{\Gamma} = V_{RO_2} + V_{N_2}^0 + V_{H_2O} + (\alpha - 1) \cdot V^0. \qquad (3.2.10)$$

Изложенные формулы позволяют определять количество воздуха, потребного для горения, и объемы дымовых газов при известном

избытке воздуха.

Таблица 3.2.1

Значения коэффициента избытка воздуха в топке

Наименование топочного устройства	Избытки воздуха в топке $\alpha_т$ для топлива							
	антрацитов и полуантрацитов	каменных углей	бурых углей	сланцев	торфа	древесины	жидкого	газообразного
Неподвижная решетка с ручным забросом топлива	1,30…1,35	1,3…1,4	1,3…1,5			1.3		
Неподвижная решетка с пневмомеханическим забросом топлива	1,6…1,7	1,4…1,5	1,4…1,5					
Шахтная топка с наклонной решеткой					1,4	1,4		
Топка с зажатым слоем топлива (скоростная топка В.В. Померанцева)						1,2…1,3		
Топка с цепной решеткой	1,5…1,6							
То же и шахтой для топлива					1,3			
То же и пневматическим забрасывателем топлива		1,3…1,4	1,3…1,4					
То же с пневмомеханическим забрасывателем и обратным ходом		1,3…1,4	1,3…1,4					
Топка с наклонно переталкивающими колосниками				1,4				
Камерные топки с твердым удалением шлака	1,25	1,2	1,2	1,2	1,2	1,25		
То же с жидким удалением шлака	1,2	1,2	1,2					
Камерные топки для мазута и других жидких топлив							1,02…1,1	
То же для природного и нефтепромыслового газа								1,10

Избыток воздуха при расчете выбирается на основе опытных данных (табл. 3.2.1), в зависимости от типа горелок и топочного устройства, элементов котельного агрегата и установки.

Расчет горелочного устройства

Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания:

$$V^0 = 0,0476 \cdot \left(0,5 \cdot \mathrm{CO} + 0,5 \cdot \mathrm{H_2} + 1,5 \cdot \mathrm{H_2S} + \sum \left(n + \frac{m}{4} \right) \cdot \mathrm{C}_n\mathrm{H}_m - \mathrm{O_2} \right) =$$

$$= 0,0476 \cdot \left(2 \cdot \mathrm{CH_4} + 3,5 \cdot \mathrm{C_2H_6} + 5 \cdot \mathrm{C_3H_8} + 6,5 \cdot \mathrm{C_4H_{10}} + 8 \cdot \mathrm{C_5H_{12}} \right) =$$

$$= 0,0476 \cdot \left(2 \cdot 98,4 + 3,5 \cdot 0,33 + 5 \cdot 0,12 + 6,5 \cdot 0,04 + 8 \cdot 0,01 \right) = 9,5 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Теоретический объем продуктов сгорания:

а) сухих трехатомных газов

$$V_{\mathrm{RO_2}} = 0,01 \cdot \left(\mathrm{CO_2} + \mathrm{CO} + \mathrm{H_2S} + \sum \left(n \cdot \mathrm{C}_n\mathrm{H}_m \right) \right) =$$

$$= 0,01 \cdot \left(\mathrm{CO_2} + 1 \cdot \mathrm{CH_4} + 2 \cdot \mathrm{C_2H_6} + 3 \cdot \mathrm{C_3H_8} + 4 \cdot \mathrm{C_4H_{10}} + 5 \cdot \mathrm{C_5H_{12}} \right) =$$

$$= 0,01 \cdot \left(0,1 + 1 \cdot 98,7 + 2 \cdot 0,33 + 3 \cdot 0,12 + 4 \cdot 0,04 + 5 \cdot 0,01 \right) = 1,0 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

б) азота

$$V^0_{\mathrm{N_2}} = 0,79 \cdot V^0 + 0,01 \cdot \mathrm{N_2} = 0,79 \cdot 9,5 + 0,01 \cdot 0,7 = 7,51 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

в) водяных паров

$$V^0_{\mathrm{H_2O}} = 0,01 \cdot \left(\mathrm{H_2} + \mathrm{H_2S} + \sum \left(\frac{m}{2} \cdot \mathrm{C}_n\mathrm{H}_m \right) + 0,124 \cdot d_{\mathrm{T}} \right) + 0,0161 \cdot V^0 =$$

$$= 0,01 \cdot \left(2 \cdot \mathrm{CH_4} + 3 \cdot \mathrm{C_2H_6} + 4 \cdot \mathrm{C_3H_8} + 5 \cdot \mathrm{C_4H_{10}} + 6 \cdot \mathrm{C_5H_{12}} \right) + 0,0161 \cdot V^0 =$$

$$= 0,01 \cdot \left(2 \cdot 98,7 + 3 \cdot 0,33 + 4 \cdot 0,12 + 5 \cdot 0,04 + 6 \cdot 0,01 \right) + 0,0161 \cdot 9,5 = 2,14 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

где d_{T} – влажность газообразного топлива, г/м^3.

Определим коэффициент избытка после подмешивания к воздуху горячих продуктов сгорания до температуры смеси $t_{\text{см}}$ = 45 °С. Воспользуемся формулой

$$\alpha = \frac{Q^{\mathrm{C}}_{\mathrm{H}} \cdot \eta_{\mathrm{T}} + c_{\mathrm{T}} \cdot t_{\mathrm{T}} - \left(V_{\mathrm{RO_2}} \cdot c_{\mathrm{RO_2}} + V^0_{\mathrm{H_2O}} \cdot c_{\mathrm{H_2O}} - 0,21 \cdot V^0 \cdot c_{\mathrm{B}} \right) \cdot t_{\mathrm{CM}}}{V^0 \cdot c_{\mathrm{B}} \cdot \left(t_{\mathrm{CM}} - t_{\mathrm{B}} \right)}, \quad (3.2.11)$$

в которой η_{T} = 0,96 – к.п.д. смесительного устройства; c_{T} – теплоемкость топлива, ккал/(м^3·К); $c_{\mathrm{RO_2}}$ – теплоемкость сухих трехатомных газов в продуктах сгорания, ккал/(м^3·К); $c_{\mathrm{H_2O}}$ – теплоемкость паров воды, ккал/(м^3·К); c_{B} – теплоемкость воздуха, ккал/(м^3·К).

Для индивидуальных веществ в состоянии идеального газа теплоемкость в кал/(моль·К) при любой температуре можно рассчитать по формуле $c_P = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$, а для подсчета теплоемкости газовой смеси можно воспользоваться правилом аддитивности.

Значение теплоемкости топлива при начальной температуре t_T = 20 °С приведено в табл. 3.2.2.

Таблица 3.2.2

Теплоемкость газового топлива при t_T = 20 °С

Компонент	Мольная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i, кал/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, кал/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, ккал/(м^3·К)
Метан	0,9870	8,4254	8,3159	0,3711
Этан	0,0033	12,3911	0,0409	0,0018
Пропан	0,0012	17,3722	0,0208	0,0009
Бутан	0,0004	23,1712	0,0093	0,0004
Пентан	0,0001	28,2796	0,0028	0,0001
Оксид углерода (IV)	0,0010	8,8232	0,0088	0,0004
Азот	0,0070	7,1105	0,0498	0,0022
Сумма	1		8,4483	0,3770

Теплоемкость сухих трехатомных газов, в которых в нашем случае находиться только оксид углерода (IV), найдем как:

$$c_{RO_2} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3,$$

$$c_{RO_2} = 4,728 + 1,75 \cdot 10^{-2} \cdot 318,15 - 1,34 \cdot 10^{-5} \cdot 318,15^2 + 4,10 \cdot 10^{-9} \cdot 318,15^3$$

$c_{RO_2} = 9,0860$ кал/(моль · К) или 8,8232/22,411383=0,4054 ккал/(м^3 · К).

Теплоемкость водяных паров при $t_{см}$ = 45 °С:

$$c_{H_2O} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3,$$

$$c_{H_2O} = 7,701 + 4,6 \cdot 10^{-4} \cdot 318,15 + 2,52 \cdot 10^{-6} \cdot 318,15^2 - 8,59 \cdot 10^{-10} \cdot 318,15^3$$

$c_{H_2O} = 8,0747$ кал/(моль · К) или 8,0747/22,411383=0,3603 ккал/(м^3 · К).

Таблица 3.2.3

Теплоемкость воздуха при t_B^0 = –25 °С

Компонент	Мольная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i, кал/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, кал/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, ккал/(м^3·К)
Кислород	0,21	6,9287	1,4550	0,0649
Азот	0,79	6,9875	5,5201	0,2463
Сумма	1		6,9751	0,3112

Теплоемкость воздуха при t_B^0 = –25 °С приведена в табл. 3.2.3, а при $t_{СМ}$ = 45 °С – в табл. 3.2.4.

Таблица 3.2.4

Теплоемкость воздуха при $t_{СМ}$ = 45 °С

Компонент	Мольная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i, кал/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, кал/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, ккал/(м^3·К)
Кислород	0,21	7,0504	1,4806	0,0661
Азот	0,79	6,9672	5,5041	0,2456
Сумма	1		6,9846	0,3117

Теплоемкость воздуха при средней температуре

$$t_{СР} = \frac{t_{СМ} + t_В}{2} = \frac{45 - 25}{2} = 10\,°С$$

найдем как

$$c_{В_{СР}} = \frac{c_{В_{СМ}} + c_В}{2} = \frac{0,3117 + 0,3112}{2} = 0,3115 \text{ ккал/(м}^3\text{·К)}.$$

Подставив значения теплоемкостей в уравнение (3.2.11) найдем:

$$\alpha = \frac{8500 \cdot 0,95 + 0,3770 \cdot 20 - (1,0 \cdot 0,4054 + 2,14 \cdot 0,3603 - 0,21 \cdot 9,5 \cdot 0,3117) \cdot 45}{9,5 \cdot 0,3115 \cdot (45 + 25)} = 38,90.$$

Расход топлива найдется из уравнения теплового баланса смесителя:

$$B_Г \cdot \left(Q_Н^С \cdot \eta_Т + c_Т \cdot t_Т + V^0 \cdot \alpha \cdot c_В \cdot t_В\right) = V_{СМ} \cdot c_{СМ} \cdot t_{СМ}.$$

Теплоемкость смеси воздуха с продуктами сгорания приведена в табл. 3.2.5.

Тогда

$$B_Г = \frac{V_{СМ} \cdot c_{СМ} \cdot t_{СМ}}{Q_Н^С \cdot \eta_Т + c_Т \cdot t_Т + V^0 \cdot \alpha \cdot c_В \cdot t_В}$$

$$B_Г = \frac{16000 \cdot 0,3122 \cdot 45}{8500 \cdot 0,95 + 0,3770 \cdot 20 + 9,5 \cdot 38,94 \cdot 0,3117 \cdot (-25)} = 43,23 \text{ м}^3\text{/ч или } 0,012 \text{ м}^3\text{/с}.$$

Количество воздуха, поступающего к горелке:

$$V_В = B_Г \cdot V^0 \cdot \alpha_Т = 43,23 \cdot 9,5 \cdot 1,1 = 451,73 \text{ м}^3\text{/ч или } 0,1255 \text{ м}^3\text{/с}.$$

Скорость истечения газа из отверстий определим по формуле

$$w_Г = \mu_Г \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot H_Т}{\rho_Т} \cdot \frac{T_0}{T_{СМ}}},$$

где $\rho_Т$ – плотность газового топлива, кг/м^3; $\mu_Г$ – коэффициент расхода газа, $\mu_Г = 0,96$; $H_Т$ – избыточное давление газа перед соплами, мм вод. ст., $T_{СМ}$ – температура газа при истечении, К.

Таблица 3.2.5

Теплоемкость смеси воздуха с продуктами сгорания при $t_Т$ = 45 °С

Компонент	Мольная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i, ккал/(м^3·К)	$\eta_i \cdot c_i$, ккал/(м^3·К)
Воздух	0,9713	0,3117	0,3028
Сухие трехатомные газы	0,0027	0,3937	0,0011
Водяные пары	0,0058	0,3603	0,0021
Азот	0,0202	0,3118	0,0063
Сумма	1		0,3122

Избыточное давление газа перед соплами найдем из расчета, что 1 ат = 1 кг/см^2 = 98066,5 Па, а 1 мм вод. ст. = 9,80665 Па. Тогда

$$H_Т = p_Т \cdot \frac{98066,5}{9,80665} = 0,18 \cdot \frac{98066,5}{9,80665} = 1800 \text{ мм вод. ст.}$$

и

$$w_Г = 0,96 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 \cdot 1800}{0,731} \cdot \frac{273,15}{318,15}} = 195,52 \text{ м/с.}$$

Скорость истечения воздуха, поступающего к горелке через отверстия:

$$w_В = \mu_В \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot H_В}{\rho_В} \cdot \frac{T_0}{T_{СМ}}} = 0,94 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 \cdot 100}{1,293} \cdot \frac{273,15}{318,15}} = 33,93 \text{ м/с.}$$

где $\mu_В$ – коэффициент расхода воздуха, $\mu_В = 0,94$; $H_В$ – избыточное давление воздуха перед соплами, мм вод. ст.

Суммарное сечение всех газовых отверстий

$$f_Г = \frac{B_Г^с}{w_Г} = \frac{0,012}{195,52} = 6,142 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2.$$

Площадь одного отверстия для газа

$$f_Г^0 = \frac{f_Г}{16} = \frac{6,142 \cdot 10^{-5}}{16} = 3,84 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2.$$

Диаметр одного отверстия для газа составит

$$d_Г = \sqrt{f_Г^0 \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{3,84 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{4}{3,14159}} = 0,0022 \text{ м.}$$

Суммарное сечение всех воздушных отверстий

$$f_В = \frac{V_В}{w_В} = \frac{0,1255}{33,93} = 3,698 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Намечаем образующие на поверхности усеченного конуса в

количестве 16 шт. по 10 отверстий для воздуха на каждой, итого 16×10 = 160 отверстий. Площадь каждого отверстия и диаметр соответственно:

$$f_{\text{В}}^{0} = \frac{f_{\text{В}}}{160} = \frac{3{,}698 \cdot 10^{-3}}{160} = 2{,}311 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2,$$

и

$$d_{\text{В}} = \sqrt{f_{\text{В}}^{0} \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{2{,}311 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{4}{3{,}14159}} = 0{,}0054 \text{ м}.$$

Принимаем скорость смеси в трубопроводе $w_{\text{СМ}}$ = 15 м/с, тогда его диаметр можно найти из уравнения $\frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot w_{\text{СМ}} = V_{\text{СМ}}^{\text{с}} \cdot \frac{T_{\text{СМ}}}{T_0}$, откуда после подстановки находим D = 0,66 м. Диаметр горелки принимаем $D_{\text{Г}}$ = 0,51 м.

Конструкция должна удовлетворять универсальной зависимости, выведенной В. А. Христичем и Г. Н. Любчиком $l_{\Phi} \le l_{\text{С}}$, где l_{Φ} – дальнобойность элементарного факела вдоль сектора, $l_{\text{С}}$ – длина перфорированного сектора. Величина l_{Φ} определяется из уравнения

$$\frac{l}{d_{\text{Г}}} = 40 \cdot \left[1 + 0{,}01 \cdot \left(\frac{s_{\text{В}}}{d_{\text{В}}}\right)^2\right] \cdot \left(\frac{b_{\text{С}}}{d_{\text{Г}}}\right)^{0{,}4} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{Т}} \cdot w_{\text{Г}}}{\rho_{\text{В}} \cdot w_{\text{В}}}\right)^{0{,}45} \cdot \left(\frac{w_{\text{Г}}^2}{g \cdot d_{\text{Г}}}\right)^{-0{,}12}. \qquad (3.2.12)$$

Здесь $d_{\text{Г}}$ – диаметр газового сопла; $s_{\text{В}}$ – радиальный шаг между воздушными отверстиями, $b_{\text{С}}$ – средняя ширина перфорированного сектора; $\rho_{\text{Т}}$ и $w_{\text{Г}}$ – плотность и скорость истечения газа; $\rho_{\text{В}}$ и $w_{\text{В}}$ – плотность и скорость истечения воздушных струй.

$$s_{\text{В}} = \frac{D_{\text{Г}} - D_{\text{ГТ}}}{2 \cdot (n_{\text{В}} + 1)} = \frac{0{,}51 - 0{,}08}{2 \cdot (10 + 1)} = 0{,}0195 \text{ м}.$$

$$b_{\text{С}} = \frac{\pi \cdot D_{\text{ср}}}{n_{\text{Г}}} = \frac{3{,}14159 \cdot 0{,}295}{16} = 0{,}0579 \text{ м}.$$

где $D_{\text{Г}}$ – диаметр горелки; $D_{\text{ГТ}}$ – диаметр газовой трубы; $D_{\text{ср}}$ – средний диаметр.

Подставляя найденные размеры в (3.2.12), получаем:

$$l_{\Phi} = 0{,}0022 \cdot 40 \cdot \left[1 + 0{,}01 \cdot \left(\frac{0{,}0195}{0{,}0054}\right)^2\right] \cdot \left(\frac{0{,}0579}{0{,}0022}\right)^{0{,}4} \cdot \left(\frac{0{,}731 \cdot 195{,}52}{1{,}293 \cdot 33{,}93}\right)^{0{,}45} \cdot \left(\frac{195{,}52^2}{9{,}81 \cdot 0{,}0022}\right)^{-0{,}12},$$

откуда $l_{\Phi} = 0{,}112$ м. Длина перфорированного сектора $l_{\text{С}} = s_{\underline{\text{В}}} \cdot (n_{\text{В}}+1)$ = 0,0195·(10+1) = 0,215 м.

Следовательно, вышеприведенное условие соблюдено. Проверим длину турбулентной газовой струи, на протяжении которой струя присоединит количество воздуха, необходимое для полного сгорания:

$$l = \left(0{,}86 \cdot \alpha_{\text{Т}} \cdot \frac{Q_{\text{Н}}^{\text{С}}}{1000} + 1{,}15\right) \cdot d_{\text{Г}} = \left(0{,}86 \cdot 1{,}1 \cdot \frac{35589{,}5}{1000} + 1{,}15\right) \cdot 0{,}0022 = 0{,}077 \text{ м.}$$

где $Q_{\text{Н}}^{\text{С}}$ = 35589,5 кДж/м^3, т. е. подвод воздуха к элементарной струе вполне обеспечивается.

Распределение воздуха производится при помощи круглой заслонки, изменяющей размер обходного сечения. При этом должно быть выдержано условие

$$\xi' \cdot \frac{w_{\text{В}}'^2}{2 \cdot g} \cdot \rho_{\text{В}} = \xi'' \cdot \frac{w_{\text{В}}''^2}{2 \cdot g} \cdot \rho_{\text{В}} \text{ или } \frac{\xi'}{\xi''} = \left(\frac{w_{\text{В}}''}{w_{\text{В}}'}\right)^2.$$

Здесь $w_{\text{В}}'$ = 33,93 м/сек – скорость воздуха в отверстиях; $\frac{\xi'}{\xi''}$ – отношение коэффициентов сопротивления в перфорированном секторе и в обводе.

Если считать $\frac{\xi'}{\xi''} \approx 1{,}2$ то скорость воздуха в обводе

$$w_{\text{В}}'' = w_{\text{В}}' \cdot \left(\frac{\xi'}{\xi''}\right)^{\frac{1}{2}} = 33{,}93 \cdot \sqrt{1{,}2} = 37{,}17 \text{ м/с.}$$

Сечение обвода

$$f_{\text{обв}} = \frac{\pi}{4} \cdot \left(D^2 - D_{\text{Г}}^2\right) \cdot w_{\text{В}}'' = \frac{V_{\text{СМ}} - B_{\text{Т}} \cdot \alpha_{\text{Т}} \cdot V^0}{3600} \cdot \frac{T_{\text{СМ}}}{T_0}.$$

Отсюда

$$D_{\text{Г}} = \sqrt{D^2 - \frac{V_{\text{СМ}} - B_{\text{Т}} \cdot \alpha_{\text{Т}} \cdot V^0}{3600} \cdot \frac{T_{\text{СМ}}}{T_0} \cdot \frac{4}{\pi \cdot w_{\text{В}}''}}$$

$$D_{\text{Г}} = \sqrt{0{,}66^2 - \frac{16000 - 43{,}23 \cdot 1{,}1 \cdot 9{,}5}{3600} \cdot \frac{318{,}15}{273{,}15} \cdot \frac{4}{3{,}14159 \cdot 37{,}17}} = 0{,}51 \text{ м.}$$

Варианты к индивидуальному заданию № 1

№ п/п	Газопровод	Состав газа, % по объему							$Q_{Н}^{С}$, МДж/м^3 (ккал/м^3)	ρ, кг/м^3	V^0	V_{RO_2}	$V_{N_2}^0$	$V_{H_2O}^0$	$V_Г$
		CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12} и (более)	N_2	CO_2			м^3/м^3				
1.	Брянск – Москва	92,8	3,9	1,1	0,4	0,1	1,6	0,1	37,31 (8910)	0,775	9,91	1,06	7,84	2,20	11,11
2.	Бухара – Урал	94,2	2,5	0,4	0,2	0,1	2,6	–	36,17 (8640)	0,752	9,54	1,01	7,56	2,14	10,72
3.	Газли – Каган – Ташкент	94,0	2,8	0,4	0,3	0,1	2,0	0,4	36,26 (8660)	0,751	9,64	1,03	7,64	2,16	10,83
4.	Газли – Каган	95,4	2,6	0,3	0,2	0,2	1,1	0,2	36,59 (8740)	0,750	9,72	1,04	7,69	2,18	10,91
5.	Гоголево – Полтава	85,8	0,2	0,1	0,1	–	13,7	0,1	30,98 (7400)	0,789	8,26	0,87	6,66	1,86	9,39
6.	Дашава – Киев	98,9	0,3	0,1	0,1	–	0,4	0,2	35,88 (8570)	0,712	9,52	1,00	7,52	2,15	10,68
7.	Джаркак – Ташкент	95,5	2,7	0,4	0,2	0,1	1,0	0,1	36,68 (8760)	0,748	9,74	1,04	7,70	2,18	10,92
8.	Игрим – Пунга – Серов – Нижний Тагил	95,7	1,9	0,5	0.3	0,1	1,3	–	36,47 (8710)	0,741	9,68	1,03	7,66	2,17	10,86
9.	Карабулак – Грозный	68,5	14,5	7,6	3,5	1,0	3,5	1,4	45,85 (10950)	1,036	12,21	1,41	9,68	2,54	13,63
10.	Карадаг – Тбилиси – Ереван	93,9	3,1	1,1	0,3	0,1	1,3	0,2	37,09 (8860)	0,766	9,85	1,05	7,79	2,19	11,04
11.	Коробки – Жирное – Камышин	81,5	8,0	4,0	2,3	0,5	3,2	0,5	41,45 (9900)	0,901	10,95	1,22	8,68	2,35	12,25
12.	Коробки – Лог – Волгоград	93,2	1,9	0,8	0,3	0,1	3,0	0,7	35,84 (8560)	0,766	9,51	1,02	7,54	2,13	10,69
13.	Кумертау – Ишимбай – Магнитогорск	81,7	5,3	2,9	0,9	0,3	8,8	0,1	36,80 (8790)	0,858	9,74	1,06	7,79	2,13	10,98
14.	Лижво – Кологривовка – Вольск	93,2	2,6	1,2	0,7	–	2,0	0,3	37,01 (8840)	0,782	9,81	1,05	7,74	2,18	11,00
15.	Оренбург – Совхозное	91,4	4,1	1,9	0,6	–	0,2	0,7	38,02 (9080)	0,883	10,05	1,08	7,94	2,28	11,25
16.	Первомайск – Сторожевка	62,4	3,6	2,6	0,9	0,2	30,2	0,1	28,30 (6760)	0,952	7,51	0,82	6,24	1,64	8,70
17.	Промысловка – Астрахань	97,1	0,3	0,1	–	–	2,4	0,1	35,04 (8370)	0,733	9,32	0,98	7,38	2,11	10,47
18.	Рудки – Минск – Вильнюс, Рудки – Самбор	95,6	0,7	0,4	0,2	0,2	2,8	0,1	35,51 (8480)	0,740	9,45	1,0	7,49	2,12	10,62
19.	Саратов – Горький	91,9	2,1	1,3	0,4	0,1	3,0	1,2	36,13 (8630)	0,786	9,57	1,03	7,59	2,13	10,75
20.	Саратов – Москва	78,2	4,4	2,2	0,7	0,2	14,2	0,1	34,16 (8160)	0,879	8,99	0,98	7,25	1,98	10,20
21.	Саушино – Лог – Волгоград	96,1	0,7	0,1	0,1	–	2,8	0,2	35,13 (8390)	0,741	9,32	0,98	7,39	2,10	10,48
22.	Серпухов – Ленинград	89,7	5,2	1,7	0,5	0,1	2,7	0,1	37,43 (8940)	0,799	10,0	1,08	7,93	2,21	11,22

Окончание табл.

№ п/п	Газопровод	Состав газа, % по объему							Q_H^C, МДж/м^3 (ккал/м^3)	ρ, кг/м^3	V^0	V_{RO_2}	$V_{N_2}^0$	$V_{H_2O}^0$	$V_Г$
		CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12} и (более)	N_2	CO_2			м^3/м^3				
23.	Средняя Азия – Центр	93,8	3,6	0,7	0,2	0,4	0,7	0,6	37,56 (8970)	0,776	9,91	1,07	7,84	2,21	11,11
24.	Ставрополь – Невинномысск – Грозный	98,2	0,4	0,1	0,1	–	1,0	0,2	35,63 (8510)	0,728	9,47	1,0	7,49	2,14	10,63
25.	Ставрополь – Москва 1-я нитка	93,8	2,0	0,8	0,3	0,1	2,6	0,4	36,09 (8620)	0,764	9,58	1,02	7,60	2,14	10,76
	2-я нитка	92,8	2,8	0,9	0,4	0,1	2,5	0,5	36,55 (8730)	0,772	9,68	1,04	7,67	2,16	10,86
26.	3-я нитка	91,2	3,9	1,2	0,5	0,1	2,6	0,5	37,01 (8840)	0,786	9,81	1,06	7,78	2,18	11,01
27.	Угерско – Стрый, Угерско – Гнездичи – Киев, Угерско –Львов	98,5	0,2	0,1	–	–	1,0	0,2	35,50 (8480)	0,722	9,43	0,99	7,46	2,13	10,59
28.	Урицк – Сторожевка	91,9	2,4	1,1	0,8	0,1	3,2	0,5	36,47 (8710)	0,789	9,70	1,04	7,70	2,16	10,89
29.	Хаджи-Абад – Фергана	85,9	6,1	1,5	0,8	0,6	5,0	0,1	38,35 (9160)	0,832	10,03	1,09	7,97	2,20	11,26
30.	Щебелинка – Острогожск, Щебелинка – Днепропетровск, Щебелинка – Харьков	92,8	3,9	1,0	0,4	0,3	1,5	0,1	37,31 (8910)	0,781	9,96	1,07	7,88	2,21	11,16
31.	Щебелинка – Брянск – Москва	94,1	3,1	0,6	0,2	0,8	1,2	–	37,87 (9045)	0,776	9,98	1,07	7,90	2,22	11,19
32.	Смесь из Западной Сибири	92,66	5,04	0,45	–	1,85	–	–	36,84 (8800)	0,800	–	–	–	–	–
33.	Якутск – Усть-Вилюй	94,8	2,3	0,8	0,5	0,1	0,3	1,2	34,37 (8210)	0,764	–	–	–	–	–

Коэффициенты в уравнении расчета теплоемкости веществ

$$c_P = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \text{ кал/(моль·К)}$$

Вещество	*A*	*B*	*C*	*D*
Метан	4,598	$1{,}245 \cdot 10^{-2}$	$2{,}860 \cdot 10^{-6}$	$-2{,}703 \cdot 10^{-9}$
Этан	1,292	$4{,}254 \cdot 10^{-2}$	$-1{,}657 \cdot 10^{-5}$	$2{,}081 \cdot 10^{-9}$
Пропан	–1,009	$7{,}315 \cdot 10^{-2}$	$-3{,}789 \cdot 10^{-5}$	$7{,}678 \cdot 10^{-9}$
Бутан	2,266	$7{,}913 \cdot 10^{-2}$	$-2{,}647 \cdot 10^{-5}$	$-6{,}740 \cdot 10^{-10}$
Пентан	–0,866	$1{,}164 \cdot 10^{-1}$	$-6{,}163 \cdot 10^{-5}$	$1{,}267 \cdot 10^{-8}$
Двуокись углерода	4,728	$1{,}754 \cdot 10^{-2}$	$-1{,}338 \cdot 10^{-5}$	$4{,}097 \cdot 10^{-9}$
Кислород	6,713	$-8{,}790 \cdot 10^{-6}$	$4{,}170 \cdot 10^{-6}$	$-2{,}544 \cdot 10^{-9}$
Азот	7,44	$-3{,}240 \cdot 10^{-3}$	$6{,}400 \cdot 10^{-6}$	$-2{,}790 \cdot 10^{-9}$
Водяной пар	7,701	$4{,}595 \cdot 10^{-4}$	$2{,}521 \cdot 10^{-6}$	$-8{,}590 \cdot 10^{-10}$

7 (10) семестр

Лабораторная работа № 2 (10 часов)

Через адсорбер периодического действия за один период проходит $V_{СМ}$ = 2000 м^3 паровоздушной смеси с концентрацией примеси C_0, кг/м^3. Температура процесса 20 °С, давление атмосферное, скорость потока паровоздушной смеси w = 13 м/мин, концентрация смеси после выхода из адсорбера $C = 3\cdot10^{-5}$ кг/м^3. В качестве поглотителя применяется активный уголь марки АГ-5 с диаметром зерен $d_з$ = 0,004 м и насыпной плотностью $\rho_у$ = 500 кг/м^3. Высота слоя угля H = 0,7 м.

По изотерме адсорбции бензола для 20 °С на том же угле построить изотерму адсорбции примеси из воздуха при 20 °С. Пользуясь построенной изотермой, определить количество активного угля, необходимое на одну загрузку в статических и динамических условиях адсорбции, диаметр адсорбера и продолжительность поглощения до проскока при адсорбции в динамических условиях.

Таблица 3.2.6

Изотерма адсорбции бензола на активном угле АГ-5 при 20 °С

p_1, мм рт.ст	a_1^*, кг/кг
0,105	0,103
0,223	0,122
1	0,208
3	0,233
8	0,262
13	0,276
19	0,294
33	0,318
42	0,338
50	0,359

Физико-химические свойства воздуха

Газ-носитель	ρ, кг/м^3	ν, Па×с	M_B, кг/кмоль	V_B, см^3/моль
Воздух	1,293	$1{,}80\cdot10^{-5}$	29	29,9

Физико-химические свойства бензола

	C_0, кг/м^3	A	B	C	$T_К$	V_C, см^3/моль	ρ, кг/м^3
Бензол	–	15,9008	2788,51	-52,36	353,3	259	885

Пример решения лабораторной работы № 2

Примесь	C_0, кг/м^3	A	B	C	$T_К$	$V_С$, см^3/моль	ρ, кг/м^3
Хлористый метилен	0,03	16,3029	2622,44	-41,70	313,0	193	1317

Основные зависимости и расчетные формулы

1. В процессе адсорбции предельным состоянием для каждого поглощаемого вещества является состояние равновесия между содержанием в адсорбенте (так называемой статической активностью) a_0^* и парциальным давлением p (или концентрацией $\bar{C}_y$) адсорбируемого вещества в парогазовой или жидкой смеси.

Кривая равновесия при постоянной температуре $a_0^* = f(p)$ носит название изотермы адсорбции и служит основной характеристикой статики процесса. При относительно высоких парциальных давлениях р содержание адсорбируемого вещества a_0^* приближается к постоянной величине a_∞ характеризующей состояние максимально возможного насыщения адсорбента при данной температуре.

Между концентрацией $\bar{C}_y$ (в кг/м^3) адсорбируемого вещества в газовой смеси и его парциальным давлением р, согласно уравнению Клапейрона, существует прямая пропорциональность:

$$\bar{C}_y = \frac{p}{R \cdot T}, \qquad (3.2.13)$$

где R – газовая постоянная, Дж/(кг·К).

2. Наиболее полными уравнениями изотерм адсорбции, неимеющих в координатах $a_0^* - p$ точек перегиба, учитывающими к тому же структурные особенности сорбентов, являются уравнения Дубинина, полученные на основе теории объемного заполнения микропор.

Для микропористых сорбентов, обладающих однородной микропористой структурой (синтетические цеолиты), это уравнение имеет вид:

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} \cdot e^{-B \cdot \frac{T^2}{\beta^2} \cdot \left(\lg \frac{p_S}{p}\right)^2}. \qquad (3.2.14)$$

Для адсорбентов со сложными микропористыми структурами (мелкопористые силикагели, активные угли):

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} \cdot e^{-B_1 \cdot \frac{T^2}{\beta^2} \cdot \left(\lg \frac{p_S}{p}\right)^2} + \frac{W_{02}}{V} \cdot e^{-B_2 \cdot \frac{T^2}{\beta^2} \cdot \left(\lg \frac{p_S}{p}\right)^2}. \qquad (3.2.15)$$

Здесь a_0^* – величина адсорбции, ммоль/г; W_0 и B, W_{01} и B_1, W_{02} и B_2 – константы, характеризующие адсорбент, T – температура, К; β – коэффициент аффинности пара адсорбтива по отношению к стандартному веществу; p_S/p – отношение давления насыщенного пара поглощаемого компонента к его парциальному давлению.

3. Согласно теории Эйкена и Поляни, располагая изотермой адсорбции пара стандартного вещества для температуры T_1, можно вычислить изотерму адсорбции другого пара при температуре T_2.

Для вычисления величин адсорбции служит формула;

$$a_1^* = a_2^* \cdot \frac{V_1}{V_2}, \qquad (3.2.16)$$

где a_1^* – ордината изотермы стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг или ммоль/г; a_2^* – ордината определяемой изотермы, кг/кг или ммоль/г; V_1 и V_2 – мольные объемы стандартного и исследуемого веществ (в жидком состоянии), м^3/кмоль.

Мольные объемы при нормальной температуре кипения можно вычислить по методу Тина и Каллуса:

$$V_К = 0,285 \cdot V_C^{1,048}, \qquad (3.2.17)$$

где V_C – критический мольный объем, см^3/моль.

Мольные объемы при рабочей температуре можно найти по формуле:

$$V = V_К \cdot \frac{T}{T_К}, \qquad (3.2.18)$$

где $T_К$ – температура кипения примеси, К.

Давления вычисляются по формуле:

$$\ln p_2 = \ln p_{S_2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \ln \frac{p_{S_1}}{p_1}, \qquad (3.2.19)$$

где p_1 и p_2 – парциальные давления стандартного и исследуемого веществ, мм рт. ст.; p_{S_1} – давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре T_1 (выраженной в К), мм рт. ст.; p_{S_2} – давление насыщенного пара исследуемого вещества при температуре T_2 (выраженной в К), мм рт. ст.; β – коэффициент аффинности, равный отношению мольных объемов

$$\beta = \frac{V_2}{V_1}. \qquad (3.2.20)$$

В табл. 3.2.7 приведены коэффициенты аффинности β для ряда веществ. В качестве стандартного вещества принят бензол.

При расчете точек изотермы исследуемого пара координаты a_1^* и p_1 берутся по кривой стандартного вещества, значения p_{S_1}, p_{S_2} – из таблиц давления насыщенного пара, p_2 – вычисляется по формуле (3.2.19).

Таблица 3.2.7

Коэффициенты аффинности для ряда веществ

Вещество	β	Вещество	β
Метиловый спирт	0,40	Уксусная кислота	0,97
Бромистый метил	0,57	Бензол	1,00
Этиловый спирт	0,61	Циклогексан	1,03
Муравьиная кислота	0,61	Четыреххлористый углерод	1,05
Сероуглерод	0,70	Диэтиловый эфир	1,09
Хлористый этил	0,76	Пентан	1,12
Пропан	0,78	Толуол	1,25
Хлороформ	0,86	Хлорпикрин	1,28
Ацетон	0,88	Гексан	1,35
Бутан	0,90	Гептан	1,59

4. Теплота адсорбции складывается из теплоты конденсации и теплоты смачивания. Практически можно принять, что величина теплоты адсорбции органических веществ не зависит от температуры. Зависимость удельной теплоты адсорбции q (в Дж/кг угля) от количества поглощенного пара определяется формулой:

$$q = m \cdot a^n, \qquad (3.2.21)$$

где a – количество адсорбированного пара, дм^3/кг угля; m и n – константы, значения которых представлены в табл. 3.2.8.

При адсорбции водяного пара углем теплота адсорбции зависит от температуры следующим образом:

Температура, °С	–15	10	40	80	128	187
Теплота адсорбции Дж/кмоль	46500	41900	39000	34800	30900	21800

При отсутствии опытных данных величина теплоты адсорбции (отнесенной к 1 кмоль газа) определяется по приближенной формуле, аналогичной правилу Трутона:

$$\frac{q}{\sqrt{T_К}} = \text{const}, \qquad (3.2.22)$$

где q – теплота адсорбции, Дж/кмоль газа; $T_К$ – температура кипения адсорбтива при атмосферном давлении, К.

Таблица 3.2.8

Константы m и n для некоторых веществ

Вещество	Формула	n	$m \cdot 10^{-3}$
Бензол	C_6H_6	0,959	3,24
Бромистый этил	C_2H_5Br	0,900	3,77
Диэтиловый эфир	$(C_2H_5)_2O$	0,9215	3,84
Йодистый этил	C_2H_5I	0,956	3,10
Метиловый спирт	CH_3OH	0,938	3,11
Сероуглерод	CS_2	0,9205	3,15
Хлористый этил	C_2H_5Cl	0,915	3,06
Хлороформ	$CHCl_3$	0,935	3,47
Четыреххлористый углерод	CCl_4	0,930	3,74
Этиловый спирт	C_2H_5OH	0,928	3,65
Этилформиат	$HCOOC_2H_5$	0,9075	3,96

Величина константы зависит от природы адсорбента; например, для активного угля она равна 2180.

Теплоту адсорбции (в Дж/кмоль) можно также вычислить по формуле:

$$q = 44 \cdot 10^3 \cdot \frac{\lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}}, \qquad (3.2.23)$$

Здесь p_1 и p_2 – равновесные давления адсорбтива над адсорбентом при температурах T_1 и T_2, выраженных в К.

5. На практике поглощение газов и паров, как правило, производится в динамических условиях – из потока газа-носителя. В этом случае слой сорбента характеризуется величиной динамической адсорбционной емкости (активности) $a_Д$ – количеством поглощенного вещества (сорбтива) слоем сорбента до момента появления за слоем проскока сорбтива:

$$a_Д = \bar{C}_0 \cdot w \cdot \tau, \qquad (3.2.24)$$

где $a_Д$ – динамическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м^3; $\bar{C}_0$ – исходная концентрация сорбтива в газовом потоке, кг/м^3; w – скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; τ – время защитного действия, с.

Степень использования равновесной адсорбционной емкости $\eta = \frac{a_Д}{a_0^*}$ (a_0^* – равновесная статическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м^3) микропористых сорбентов в процессе динамического опыта при высоте слоя 30…50 см, скоростях паровоздушного потока от 0,3 до 0,5 м/с и исходных концентрациях сорбтива 10…20 г/м^3 составляет обычно 0,8…0,9.

6. Процесс адсорбции в динамических условиях можно охарактеризовать кинетическим уравнением, согласно которому скорость адсорбции (или количество вещества, адсорбируемого в единицу времени единицей объема адсорбента) прямо пропорциональна коэффициенту массоотдачи и движущей силе процесса!

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y \cdot \left(\bar{C} - \bar{C}^*\right), \qquad (3.2.25)$$

где $\bar{C}$ – концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, кг/м^3 инертного газа; $\bar{C}^*$ – концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, равновесная поглощелному единицей объема адсорбента количеству вещества, кг/м^3 инертного газа; β_y – кинетический коэффициент (коэффициент массоотдачи), с$^{-1}$.

Для ориентировочных расчетов коэффициента массоотдачи β_y при адсорбции на активном угле (d = 1,7…2,2 мм, w – скорость потока 0,3…2 м/с) пользуются уравнением (при условии, что изотерма адсорбции описывается уравнением Лангмюра):

$$\mathrm{Nu}' = 1{,}6 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}54}, \qquad (3.2.26)$$

Здесь $\mathrm{Nu}' = \frac{\beta_y \cdot d^2}{D}$; $\mathrm{Re} = \frac{w \cdot d}{\nu}$; d – средний диаметр частиц адсорбента, м; D – коэффициент диффузии адсорбтива в газе при температуре процесса, м^2/с; w – скорость потока парогазовой смеси, рассчитанная на свободное сечение аппарата, м/с; ν – кинематический коэффициент вязкости парогазовой смеси, м^2/с.

7. Процесс адсорбции в динамических условиях можно также охарактеризовать временем, прошедшим от начала пропускания парогазовой смеси через слой адсорбента до момента появления проскока (индицируемой концентрации) сорбтива за слоем адсорбента. Этот промежуток времени т называется временем защитного действия слоя поглотителя и определяется из уравнения Шилова:

$$\tau = K \cdot \left(H - h\right), \qquad (3.2.27)$$

в котором K·h = τ_0. Следовательно $\tau = K \cdot H - \tau_0$, где K – коэффициент защитного действия слоя сорбента, с/м; H – высота слоя сорбента, м; h – высота неиспользованного слоя сорбента в условиях динамического опыта, м; τ_0 – кинетический коэффициент, или потеря времени защитного действия слоя сорбента, с.

Коэффициент защитного действия слоя можно вычислить по формуле:

$$K = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0}, \qquad (3.2.28)$$

где a_0^* – равновесная адсорбционная емкость, кг/м^3; w – скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; $\bar{C}_0$ – начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, кг/м^3.

8. Для одних и тех же адсорбента и поглощаемого вещества при постоянных концентрации и температуре парогазового потока, имеют место следующие соотношения, называемые динамическими характеристиками B_1 и B_2:

$$B_1 = K_1 \cdot w_1 = K_2 \cdot w_2 = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} = \text{const}; \qquad (3.2.29)$$

$$B_1 = \tau_{0_1} \cdot \sqrt{\frac{w_1}{d_{3_1}}} = \tau_{0_2} \cdot \sqrt{\frac{w_2}{d_{3_2}}} = \text{const}. \qquad (3.2.30)$$

Здесь K – коэффициент защитного действия слоя, с/м; w – скорость парогазового потока, м/с; τ_0 – потеря времени защитного действия слоя, с; d_3 – средний диаметр зерен сорбента, м.

9. Продолжительность адсорбции при периодическом процессе определяется путем решения системы уравнений, состоящей из уравнения баланса поглощенного вещества, уравнения кинетики адсорбции и уравнения изотермы адсорбции.

Изотерма адсорбции делится на три области: первая характеризуется отношением $p/p_S < 0{,}17$ (по бензолу), для второй $p/p_S \approx 0{,}17 \ldots 0{,}5$, а для третьей $p/p_S > 0{,}5$.

При определении продолжительности процесса по изотерме адсорбции и заданной концентрации исходной паровоздушной смеси $\bar{C}_0$ находят a_0^* и устанавливают, к какой области изотермы относится величина $\bar{C}_0^*$. Затем вычисляют коэффициент массоотдачи β_y с помощью критерия Нуссельта (3.2.26).

В зависимости от положения величины $\bar{C}_0$ на изотерме применяют один из следующих трех методов определения продолжительности адсорбции.

Для первой области, где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, пользуются формулой:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0}} \cdot \sqrt{H} - b \cdot \sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_y \cdot \bar{C}_0}}, \qquad (3.2.31)$$

где τ – продолжительность адсорбции, с, w – скорость парогазового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; H – высота слоя активного угля, м; $\bar{C}_0$ – начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке, кг/м^3, a_0^* – количество адсорбированного вещества, равновесное с концентрацией потока $\bar{C}_0$, кг/м^3 (берется по изотерме адсорбции в кг/кг и умножается на насыпную плотность угля в кг/м^3); β_y – коэффициент массоотдачи, с$^{-1}$.

Величина коэффициента b берется для ряда значений $\bar{C}/\bar{C}_0$ из табл. 4 ($\bar{C}$ – содержание адсорбируемого вещества в газовом потоке, выходящем из адсорбера, кг/м^3).

Таблица 3.2.9

Величина коэффициента *b*

$\bar{C}/\bar{C}_0$	*b*	$\bar{C}/\bar{C}_0$	*b*	$\bar{C}/\bar{C}_0$	*b*
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	–0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	–0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	–0,68
0,05	1,19	0,5	0,09		
0,1	0,94	0,6	–0,10		

Для второй области изотермы адсорбции пользуются уравнением:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0} \cdot \left\{ H - \frac{w}{\beta_y} \cdot \left[\frac{1}{P} \cdot \ln\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) + \ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right] \right\}. \qquad (3.2.32)$$

Здесь P = $\bar{C}$/C*; C^* – содержание вещества в газовом потоке, равновесное с половинным количеством от максимально адсорбируемого данным адсорбентом, т. е. равновесное с $\bar{C}_0$/2, кг/м^3.

Для третьей области изотермы адсорбции:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0} \cdot \left[H - \frac{w}{\beta_y} \cdot \ln\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right]. \qquad (3.2.33)$$

Решение

Значение ординаты и абсциссы точек изотермы адсорбции примеси вычисляют по формулам:

$$a_2^* = a_1^* \cdot \frac{V_1}{V_2} \text{ или } a_2^* = a_1^* \cdot \frac{1}{\beta}; \ \ln p_2 = \ln p_{S_2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \ln \frac{p_{S_1}}{p_1},$$

где a_1^* и a_2^* – концентрация адсорбированных бензола и примеси, кг/кг; V_1 и V_2 – мольной объем бензола и примеси в жидком состоянии, см^3/моль; p_1 и p_2 – парциальные давления паров бензола и примеси, мм рт.ст.; p_{S_1} и p_{S_2} – давление насыщенных паров бензола и примеси при 20 °С, мм рт.ст.; T_1 и T_2 – температуры бензола и примеси при адсорбции (в данном случае T_1=T_2=293 К); β – коэффициент аффинности $\beta = \frac{V_2}{V_1}$.

Давление насыщенных паров бензола и примеси в мм рт.ст. при 20 °С можно найти по уравнению Антуана:

$$\ln p_S = A - \frac{B}{T + C},$$

где *A, B* и *C* – константы в уравнении Антуана, а *T* – температура, при которой рассчитывают давление насыщенных паров, К.

Для бензола:

$$\ln p_{S_1} = 15{,}9008 - \frac{2788{,}51}{293{,}16 - 52{,}36} = 4{,}321 \text{ или } p_{S_1} = 75{,}234 \text{ мм рт.ст.},$$

для хлористого метилена:

$$\ln p_{S_2} = 16{,}3029 - \frac{2622{,}44}{293{,}16 - 41{,}70} = 5{,}874$$

или

$$p_{S_2} = 355{,}685 \text{ мм рт.ст.}$$

Мольные объемы бензола и примеси при нормальной температуре кипения можно вычислить по методу Тина и Каллуса: $V_К = 0{,}285 \cdot V_C^{1{,}048}$,

где $V_С$ – критический мольный объем, см^3/моль.

Для бензола $V_К = 0{,}285 \cdot 259^{1{,}048} = 96{,}38$ см^3/моль, для хлористого метилена $V_К = 0{,}258 \cdot 193^{1{,}048} = 70{,}81$ см^3/моль.

Мольные объемы бензола и примеси при рабочей температуре

можно найти по формуле:

$$V = V_К \cdot \frac{T}{T_К},$$

где $T_К$ – температура кипения примеси, К.

Для бензола $V_1 = 96,38 \cdot \frac{293,16}{353,3} = 79,97$ см^3/моль, для хлористого метилена $V_2 = 70,81 \cdot \frac{293,16}{313} = 66,32$ см^3/моль.

Коэффициент аффинности:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} = \frac{66,32}{79,97} = 0,829.$$

Для ряда точек на изотерме бензола вычисляем соответствующие координаты точек на изотерме адсорбции хлористого метила. Например для точки на изотерме бензола с координатами p_1 = 0,105 мм рт.ст. и a_1^* = 0,103 кг/кг найдем:

$$\ln p_2 = \ln 355,685 - 0,829 \cdot \frac{293,16}{293,16} \cdot \ln \frac{79,97}{0,105} = 0,4217$$

или p_2 = 1,525 мм рт.ст., $a_2^* = 0,103 \cdot \frac{1}{0,829} = 0,124$ кг/кг, и т.д. и заносим результаты в табл. 3.2.10.

Таблица 3.2.10

Изотерма адсорбции хлористого метила на активном угле АГ-5 при 20 °С

p_2, мм рт.ст	a_2^*, кг/кг
1,524584	0,124197
2,847322	0,147107
9,883352	0,250806
24,58065	0,280951
55,44472	0,315919
82,9328	0,3328
113,6077	0,354505
179,5755	0,383444
219,3345	0,40756
253,4569	0,432882

По найденным точкам строим изотерму адсорбции примеси для 20 °С.

Определим с помощью изотермы статическую емкость угля по

примеси при концентрации ее в паровоздушной смеси $\bar{C}_0$.

Предварительно рассчитываем парциальное давление, соответствующее $\bar{C}_0$ по формуле $p_0 = \bar{C}_0 \cdot R \cdot T$.

Поскольку искомое давление паров должно быть выражено в мм рт.ст. введем в формулу необходимые коэффициенты:

$$p_0 = \frac{0,03 \cdot 8314 \cdot 760 \cdot 293,16}{84,933 \cdot 101325} = 6,457 \text{ мм рт.ст.}$$

По диаграмме абсциссе p_0 = 6,457 мм рт.ст. соответствует ордината $a_0^* = 0,2127$ кг/кг (рис. 3.2.2).

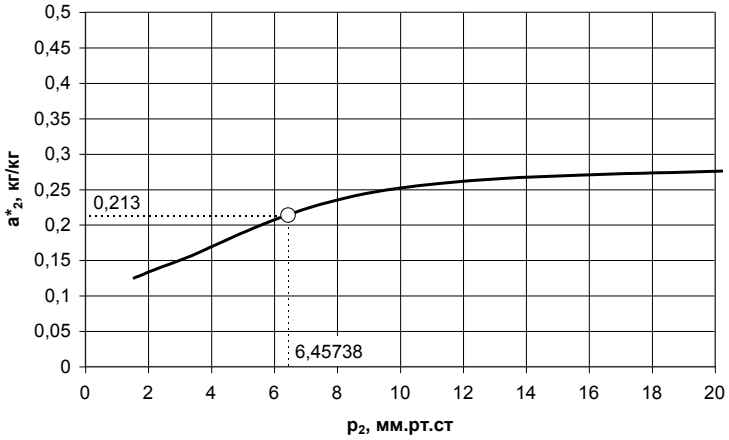

Рис. 3.2.2. Изотерма адсорбции хлористого метила при 20 °С

Количество активного угля на одну загрузку составляет:

$$G_у = \frac{V_{СМ} \cdot \bar{C}_0}{a_0^*} = \frac{2000 \cdot 0,03}{0,2127} = 282,1 \text{ кг}$$

Или

$$V_у = \frac{G_у}{\rho_у} = \frac{282,1}{500} = 0,564 \text{ м}^3.$$

Диаметр адсорбера можно найти из выражения:

$$D_а = \sqrt{\frac{4 \cdot V_у}{\pi \cdot H}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,564}{3,14 \cdot 0,7}} = 1,013 \text{ м.}$$

Так как на изотерме адсорбции точка, соответствующая исходной концентрации паровоздушной смеси C_0 = 0,03 кг/м^3, находится в первой (прямолинейной) области, то продолжительность процесса вычисляется по формуле:

$$\sqrt{\tau}=\sqrt{\frac{a_0^*\cdot\rho_у}{w\cdot\bar{C}_0}}\cdot\sqrt{H}-b\cdot\sqrt{\frac{a_0^*\cdot\rho_у}{\bar{C}_0}\cdot\frac{1}{\beta_y}},$$

где b – функция, определяемая по табл. 4; β_y – коэффициент массоотдачи, $с^{-1}$.

Для ориентировочных расчетов коэффициента массоотдачи β_y, в случае когда изотерма адсорбции описывается уравнением Лэнгмюра, можно воспользоваться выражением $\mathrm{Nu}=1{,}6\cdot\mathrm{Re}^{0{,}54}$, в котором $\mathrm{Nu}=\frac{\beta_y\cdot d_з^2}{D}$ – критерий Нуссельта; $\mathrm{Re}=\frac{w\cdot d_з}{\nu}$ – критерий Рейнольдса; $d_з$ – диаметр зерна адсорбента, м; D – коэффициент диффузии примеси в воздухе при температуре процесса, $м^2/с$; w – скорость паровоздушной смеси, рассчитанная на свободное сечение аппарата, м/с; ν – кинематическая вязкость паровоздушной смеси, $м^2/с$.

Кинематическая вязкость паровоздушной смеси (учитывая низкое содержание примеси) найдется как

$$\nu=\frac{\mu_В}{\rho_В}=\frac{1{,}80\cdot10^{-5}}{1{,}293}=1{,}39\cdot10^{-5}\ м^2/с.$$

Коэффициент диффузии хлористого метила в воздух можно рассчитать по уравнению Максвелла-Джиллиленда:

$$D=4{,}3\cdot10^{-7}\cdot\frac{T^{3/2}}{p\cdot\left(V_В^{1/3}+V_П^{1/3}\right)^2}\cdot\sqrt{\frac{1}{M_В}+\frac{1}{M_П}},$$

где $V_В$ и $V_П$ – мольные объемы соответственно воздуха и примеси, $см^3$/моль; $M_В$ и $M_П$ – молекулярные массы воздуха и примеси.

$$D=4{,}3\cdot10^{-7}\cdot\frac{293{,}16^{3/2}}{1\cdot\left(29{,}9^{1/3}+66{,}32^{1/3}\right)^2}\cdot\sqrt{\frac{1}{29}+\frac{1}{84{,}933}}=9{,}076\cdot10^{-6}\ м^2/с.$$

Критерий Рейнольдса $\mathrm{Re}=\frac{13/60\cdot0{,}004}{1{,}39\cdot10^{-5}}=62{,}256$, тогда:

$$\beta_y=1{,}6\cdot D\cdot\frac{\mathrm{Re}^{0{,}54}}{d_з^2}=1{,}6\cdot9{,}076\cdot10^{-6}\cdot\frac{62{,}256^{0{,}54}}{0{,}004^2}=8{,}448\ с^{-1}.$$

Определяем продолжительность цикла адсорбции:

$$\tau=\left(\sqrt{\frac{0{,}2127\cdot500}{13/60\cdot0{,}03}}\cdot\sqrt{0{,}7}-1{,}67\cdot\sqrt{\frac{0{,}2127\cdot500}{0{,}03}\cdot\frac{1}{8{,}448}}\right)^2=4{,}81\cdot10^3\ с$$

или 1,335 ч.

Количество паровоздушной смеси, проходящей через адсорбер за это время, составит

$$V = \frac{\pi \cdot D_{\text{А}}^2}{4} \cdot w \cdot \tau = \frac{3{,}14 \cdot 1{,}013}{4} \cdot \frac{13}{60} \cdot 4{,}81 \cdot 10^3 = 839{,}3 \text{ м}^3.$$

По условиям задачи за один цикл через адсорбер должно пройти 2000 м^3 паровоздушной смеси. Следовательно, диаметр адсорбера следует увеличить до:

$$D'_{\text{А}} = \sqrt{\frac{V_{\text{в}} \cdot 4}{\pi \cdot w \cdot \tau}} = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 13/60 \cdot 4{,}81 \cdot 10^3}} = 1{,}564 \text{ м}.$$

Необходимо также увеличить количество угля на одну загрузку, которое составит:

$$G'_{\text{у}} = \frac{\pi \cdot D'^2_{\text{А}}}{4} \cdot H \cdot \rho_{\text{у}} = \frac{3{,}14 \cdot 1{,}564^2}{4} \cdot 0{,}7 \cdot 500 = 672{,}2 \text{ кг}.$$

Варианты к индивидуальному заданию № 2

Примесь	Начальная концентрация примеси		
	0,006	0,005	0,004
Изопропиловый спирт	1	14	28
Гептан	16	2	15
Диэтиловый эфир	29	17	3
Дихлорэтан	4	24	18
Метанол	37	38	39
о-Ксилол	32	20	31
Октан	7	30	21
Толуол	22	8	23
Фенол	34	35	36
Хлороформ	10	6	9
Четыреххлористый углерод	33	25	11
Этанол	19	26	12
Этилацетат	13	5	27

Физико-химические свойства воздуха

Газ-носитель	ρ, кг/м^3	ν, Па×с	$M_{\text{В}}$, кг/кмоль	$V_{\text{В}}$, см^3/моль
Воздух	1,293	1,80E-05	29	29,9

Физико-химические свойства загрязнителей

Примесь	*A*	*B*	*C*	*T*к	*V*с, см^3/моль	ρ, кг/м^3
Бензол	15,9008	2788,51	-52,36	353,3	259	885
Гептан	15,8737	2911,32	-56,51	371,6	432	684
Диэтиловый эфир	16,0828	2511,29	-41,94	307,7	280	713
Дихлорэтан	16,1764	2927,17	-50,22	356,6	220	1250
Метанол	18,5875	3626,55	-34,29	337,8	118	791
о-Ксилол	16,1156	3395,57	-59,46	417,6	369	880
Октан	15,9426	3120,29	-63,63	390,8	492	703
Толуол	16,0137	3096,52	-53,67	383,8	316	867
Фенол	16,4279	3490,89	-98,59	455	229	1059
Хлороформ	15,9732	2696,79	-46,16	334,3	239	1489
Четыреххлористый углерод	15,8742	2808,19	-45,99	349,7	276	1584
Этанол	18,9119	3803,98	-41,68	351,5	167	789
Этилацетат	16,1516	2790,5	-57,15	350,3	286	901
Изопропиловый спирт	18,6929	3640,2	-53,54	508,3	220	786

4. ИНДИВИДУАЛЬНЫЕ ЗАДАНИЯ

4.1. Общие методические указания

Отчет по индивидуальному заданию должн быть аккуратно выполнен и оформлен в соответствии со стандартом ТПУ СТ ТПУ 2.6.2011, для замечаний рецензента необходимо оставлять поля, номера и вопросы переписывать в том порядке, в каком они указаны в задании.

Работа должна быть датирована, подписана студентом и представлена в университет на рецензирование посредством почты или представлена преподавателю по приезду последнего.

Исправления в соответствии с указаниями рецензента, выполнять в конце тетради, а не в рецензированном тексте.

Порядок выполнения индивидуального задания:

1. Уточнить вариант у преподавателя.
2. Выписать свои номера вопросов из таблицы вариантов.
3. Используя полученные знания, основную и дополнительную литературу написать реферат, в котором изложить обоснование выбора типа и конструкции очистного оборудования, привести схему и 3…5 эскизов оборудования.
4. Привести достоинства и недостатки выбранных схемы и оборудования, определяющих область их применения.
5. Привести примеры технологических процессов, реализованных с применением выбранного типа очистного оборудования. При этом необходимо использовать литературу по курсу «Техника защиты окружающей среды».

Структура отчета. **Отчет должен включать в указанной ниже последовательности**:

– титульный лист;
– оглавление;
– введение;
– основную часть, разбитую на главы и параграфы;
– заключение;
– список использованных источников;
– приложения (в случае необходимости).

Титульный лист. Образец оформления и шаблон титульного листа размещен на сайте ИДО (http://portal.tpu.ru/ido-tpu) в разделе СТУДЕНТУ → ДОКУМЕНТЫ.

Введение. Во введении излагается актуальность темы, степень

разработанности темы в научной литературе, проблема, цель и задачи работы. Объем введения – 1–2 стр.

Основная часть. Содержание основной части должно соответствовать оглавлению. Основная часть представляет собой изложение результатов освоения темы. В ней демонстрируются умения самостоятельно работать с современной литературой, глубоко и всесторонне исследовать проблему, пользоваться современной научной терминологией.

Текст основной части делится на разделы, подразделы, параграфы в соответствии с содержанием и структурой рассматриваемых вопросов.

Текст может сопровождаться иллюстрациями.

Каждый раздел рекомендуется начинать с нового листа.

Заключение. В заключении содержатся краткие выводы по результатам выполненной работы, оценка полноты решения поставленных во введении задач. Объем заключения – 1–2 стр.

Список использованных источников. Характеризует глубину и широту изучения темы, демонстрирует эрудицию и культуру исследования. В список включают все источники, на которые есть ссылки в тексте, в алфавитном порядке.

Каждый документ, включенный в список, оформляется в соответствии с библиографической записью по ГОСТу. Образец оформления списка литературы размещен на сайте ИДО (http://portal.tpu.ru/ido-tpu) в разделе СТУДЕНТУ → ДОКУМЕНТЫ.

Приложения. В приложения рекомендуется включать материалы иллюстративного и вспомогательного характера: таблицы и рисунки большого формата, материалы справочного характера. Приложения располагают в порядке ссылок на них в тексте.

4.2. Варианты индивидуальных заданий

Задание № 1

В колонне с насадкой из колец Рашига 50х50х5 происходит водная абсорбция двуокиси серы из ее смеси с воздухом. Колонна работает при следующих условиях: расход газа V м^3/ч, концентрация SO_2 в газе: на входе y_1 м.д.; на выходе y_2 м.д.; концентрация SO_2 в растворе на входе в колонну x_2 = 0 м.д.; расход абсорбента $L = 1{,}16 \cdot L_{\min}$ м^3/ч; средняя температура в колонне t = 20°С; диаметр колонны $d_к$ м.

Определить концентрации SO_2 на поверхности раздела в газовой и жидкой фазах по длине колонны, необходимую поверхность и высоту слоя насадки в колонне. Коэффициенты массоотдачи: в газовую фазу $k_г^* = 31{,}3$ м/ч; в жидкую фазу $k_ж^* = 0{,}438$ м/ч. Для построения линии равновесия использовать следующие величины, полученные на основе экспериментальных данных при $t = 20°C$:

x	$5{,}63\cdot10^{-5}$	$1{,}405\cdot10^{-4}$	$2{,}80\cdot10^{-4}$	$4{,}21\cdot10^{-4}$	$5{,}62\cdot10^{-4}$	$8{,}43\cdot10^{-4}$	$1{,}405\cdot10^{-3}$
y^*	$6{,}60\cdot10^{-4}$	$1{,}580\cdot10^{-3}$	$4{,}21\cdot10^{-3}$	$7{,}63\cdot10^{-3}$	$1{,}12\cdot10^{-2}$	$1{,}855\cdot10^{-2}$	$3{,}42\cdot10^{-2}$

Пример решения

Вариант	V	y_1	y_2	$d_к$
Пример	3000	0,04	0,005	1,26

Составление материального баланса

Определение расхода инертного газа

$$G = \frac{V\cdot(1-y_1)\cdot 273{,}16}{22{,}4\cdot(273{,}16+t)} = \frac{3000\cdot(1-0{,}04)\cdot 273{,}16}{22{,}4\cdot(273{,}16+20)} = 119{,}8 \text{ кмоль/ч.}$$

Определение количества SO_2, абсорбируемого в колоне

$$N_A = G\cdot\left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2}\right) = 119{,}8\cdot\left(\frac{0{,}04}{1-0{,}04} - \frac{0{,}005}{1-0{,}005}\right) = 4{,}39 \text{ кмоль/ч.}$$

Определение минимального расхода абсорбирующей воды

$$L_{мин} = \frac{N_A}{\dfrac{x_1^*}{1-x_1^*} - \dfrac{x_2}{1-x_2}}$$

где x_1^* - равновесная концентрация SO_2 в жидкой фазе, соответствующая концентрации y_1 в газовой фазе. Для определения x_1^* необходимо построить линию равновесия. Из рис. 1 получаем $x_1^* = 0{,}001625$.

Подставив эту величину в предыдущее уравнение, получим

$$L_{мин} = \frac{4{,}39}{\dfrac{0{,}001625}{1-0{,}001625} - 0} = 2696{,}64 \text{ кмоль/ч.}$$

Определение действительного расхода воды

$$L = 1{,}16\cdot L_{мин} = 1{,}16\cdot 2696{,}64 = 3128{,}10 \text{ кмоль/ч.}$$

Конечную концентрацию SO_2 в растворе можно найти из соотношения

$$L\cdot(x_1 - x_2) = N_A.$$

Так как $x_2 = 0$, то $x_1 = \frac{N_A}{L} = \frac{4,39}{3128,10} = 0,001403$ м.д.

Построение рабочей линии

Из уравнения материального баланса известно, что

$$G \cdot \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y}{1-y} \right) = L \cdot \left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x}{1-x} \right)$$

$$119,8 \cdot \left(\frac{0,04}{1-0,04} - \frac{y}{1-y} \right) = 3128,10 \cdot \left(\frac{0,001403}{1-0,001403} - \frac{x}{1-x} \right)$$

Отбрасывая в знаменателе величину *x*, пренебрежимо малую по сравнению с 1, получим уравнение рабочей линии

$$x = 0,0382 \cdot \frac{y}{1-y} - 0,000185.$$

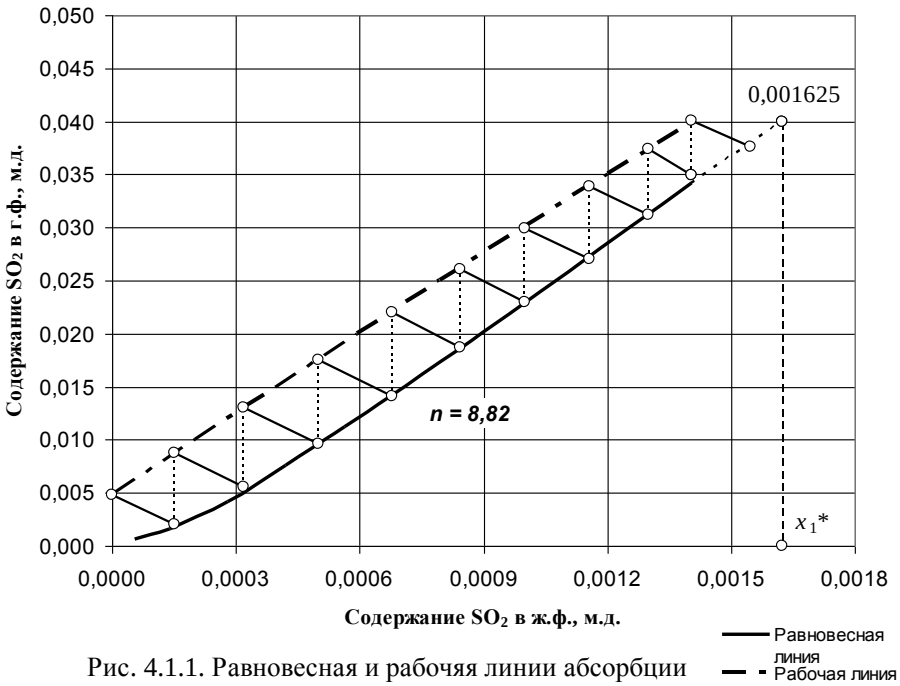

Рис. 4.1.1. Равновесная и рабочяя линии абсорбции

Задаваясь значениями переменной y, находим соответствующие значения x

y	0,040	0,035	0,030	0,025	0,020	0,015	0,010	0,005
x	0,001403	0,001202	0,000997	0,000795	0,000595	0,000397	0,000201	≈0

Рабочая линия приведена на рис. 4.1.1.

Определение концентрации SO_2 на поверхности раздела фаз

Для любой точки с координатами y и x значения концентраций на поверхности раздела фаз находятся на пересечении линии равновесия с прямой, выходящей из этой точки и имеющей тангенс угла наклона

$$-\frac{y - y_{гр}}{x_{гр} - x} = -\frac{k_ж}{k_г}.$$

Так как концентрации выражены в мольных долях, то и коэффициенты массоотдачи необходимо пересчитать в соответствующие единицы

$$k_г = \frac{31,3 \cdot T_0}{22,4 \cdot (T_0 + t)} = \frac{31,3 \cdot 273,16}{22,4 \cdot (273,16 + 20)} = 1,3 \text{ кмоль/(м}^2\text{·ч·}\Delta y\text{)};$$

$$k_ж = 0,438 \cdot \frac{\rho_в}{M_в} = 0,438 \cdot \frac{998}{18,016} = 24,3 \text{ кмоль/(м}^2\text{·ч·}\Delta x\text{)}.$$

Тангенс угла наклона соответствующих прямых

$$m = -\frac{k_ж}{k_г} = -\frac{24,3}{1,3} = -18,7.$$

На рис. 4.1.1 из различных точек рабочей линии проводим прямые с угловым коэффициентом $m = -18,7$. На пересечении этих прямых с линией равновесия получаем соответствующие значения концентрации SO_2 на поверхности раздела фаз. Полученные значения сводим в табл. 4.1.

Для определения поверхности насадки воспользуемся уравнением

$$F = \frac{G'}{k_г \cdot (1 - y)_{ср}} \cdot \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1 - y)_{ср}}{(1 - y) \cdot (1 - y_{гр})} \cdot dy.$$

Интеграл можно вычислить либо графически, либо численно с помощью метода трапеций или метода Симпсона.

Проводим графическое интегрирование путем планиметрирования площади под кривой на графике зависимости $\frac{(1 - y)_{ср}}{(1 - y) \cdot (1 - y_{гр})}$ от y (рис. 4.1.2), который построен по данным табл. 4.1.

Таблица 4.1

Определение поверхности насадки методом графического интегрирования

x	y	$x_{гр}$	$y_{гр}$	$1-y$	$1-y_{гр}$	$(1-y)_{ср}$	$y-y_{гр}$	$(1-y)_{ср}/((1-y)*(y-y_{гр}))$	ΔS
0,0	0,00483	0,00015	0,00204	0,99517	0,99796	0,99657	0,00279	358,89	1,324
0,00015	0,00874	0,00032	0,00559	0,99126	0,99441	0,99283	0,00316	317,26	1,310
0,00032	0,01299	0,00050	0,00965	0,98701	0,99035	0,98868	0,00334	300,09	1,350
0,00050	0,01748	0,00068	0,01415	0,98252	0,98585	0,98419	0,00333	300,81	1,380
0,00068	0,02197	0,00084	0,01878	0,97803	0,98122	0,97963	0,00319	313,60	1,304
0,00084	0,02604	0,00100	0,02298	0,97396	0,97702	0,97549	0,00306	327,31	1,325
0,00100	0,02996	0,00116	0,02709	0,97004	0,97291	0,97148	0,00287	349,31	1,419
0,00116	0,03385	0,00130	0,03121	0,96615	0,96879	0,96747	0,00264	379,74	1,420
0,00130	0,03745	0,00141	0,03501	0,96256	0,96499	0,96377	0,00244	410,67	1,081
0,00140	0,04000	0,00155	0,03770	0,96000	0,96230	0,96115	0,00230	435,30	
S									11,913

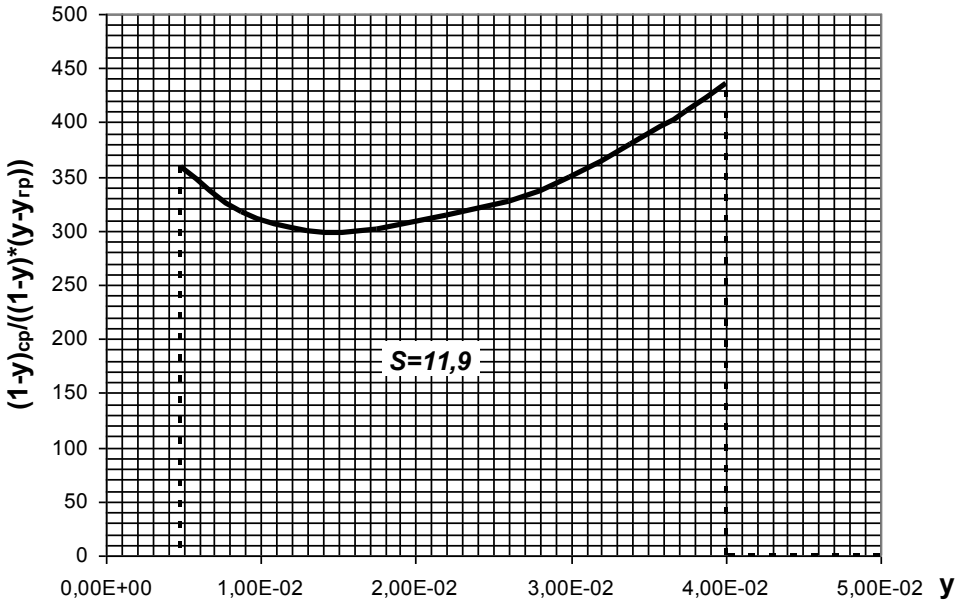

Рис.4.1.2. Графическое интегрирование функции $(1\text{-}y)_{ср}/((1\text{-}y)*(y\text{-}y_{гр}))$

Целевая функция

Планиметрирование площади под кривой в пределах между $y_1 = 0,04$ и $y_2 = 0,005$ дает $\int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ср}}{(1-y)\cdot(1-y_{гр})} = 11,9$.

Воспользуемся методом трапеций

$$\int_a^b f(x)\cdot dx = \sum_{i=1}^{n} \Delta S = \sum_{i=1}^{n} \frac{x_i - x_{i-1}}{2} \cdot \left[f(x_i) + f(x_{i-1}) \right].$$

Расчеты приведены в табл. 4.1. Искомое значение равно 11,913. Таким образом оба метода дают сравнимые результаты.

Поверхность насадки $F = \frac{G'}{k_г \cdot (1-y)_{ср}} = 11,913$

Средний расход газа в колонне G' находим, усредняя расходы газа на входе и выходе из колонны

$$G_{вх} = \frac{3000 \cdot T_0}{22,4 \cdot (T_0 + t)} = \frac{3000 \cdot 273,16}{22,4 \cdot (273,16 + 20)} = 124,8 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{вых} = G_{вх} - N_A = 124,8 - 4,39 = 120,41 \text{ кмоль/ч},$$

$$G' = \frac{G_{вх} + G_{вых}}{2} = \frac{124,8 + 120,41}{2} = 122,6 \text{ кмоль/ч}.$$

Усредняем также значения $(1-y)$ на входе и выходе из колонны по данным таблицы 1:

$$(1-y)_{ср} = \frac{0,9966+0,9611}{2} = 0,9789.$$

Следовательно

$$F = \frac{G'}{k_г \cdot (1-y)_{ср}} \cdot 11,913 = \frac{122,6}{1,3 \cdot 0,9789} \cdot 11,913 = 1147,70 \text{ м}^2.$$

Высота насадки

$$H = \frac{F}{S_к \cdot \sigma}$$

При диаметре колонны $d_к = 1,26$ м площадь поперечного сечения колонны будет равна

$$S_к = \frac{\pi \cdot d_к^2}{4} = \frac{3,14159 \cdot 1,26^2}{4} = 1,247 \text{ м}^2,$$

а удельная поверхность используемой насадки $\sigma = 95$ м^2/м^3. Отсюда

$$H = \frac{1147,70}{1,247 \cdot 95} = 9,69 \text{ м}.$$

Варианты задания № 1

Вариант	V	y_1	y_2	$d_к$
1	3150	0,04	0,005	1,36
2	3500	0,05	0,005	1,5
3	3800	0,05	0,004	1,5
4	3200	0,04	0,005	1
5	2800	0,04	0,006	1
6	2700	0,03	0,006	1
7	3500	0,03	0,005	1,26
8	3000	0,05	0,005	1
9	3250	0,04	0,004	1,4
10	3800	0,04	0,003	1,62
11	3200	0,04	0,006	1,26
12	2700	0,05	0,004	1
13	3600	0,05	0,005	1,46
14	3100	0,04	0,005	1
15	3250	0,05	0,004	1,3
16	3600	0,05	0,003	1,6
17	3100	0,04	0,005	1,36
18	3300	0,05	0,004	1,52
19	3600	0,05	0,005	1,48
20	3300	0,03	0,005	1,2

Окончание табл.

Вариант	V	y_1	y_2	$d_к$
21	2900	0,04	0,005	1,4
22	2800	0,03	0,006	1,3
23	3200	0,03	0,005	1,46
24	3100	0,04	0,005	1,1
25	3250	0,03	0,003	1,0
26	3850	0,04	0,004	1,62
27	3150	0,04	0,005	1,26
28	2750	0,04	0,004	1,2
29	3650	0,05	0,005	1,56
30	3150	0,03	0,004	1,15

Задание № 2

Рассчитать аспирацию и отопление прядильного корпуса завода вискозного шелка, производящего шелк по центрифугальному способу. Завод выпускает G кг шелка марки N60 в сутки. От одного прядильного места отсасывается W м^3 воздуха в минуту. В цехе воздух имеет температуру $t = 22°$, влажность $\phi = 55$ %; наружный воздух имеет температуру $t = -35°$, влажность $\phi = 85$ %.

В цехе установлено M прядильных машин, имеющих в своем составе электродвигатель мощностью N кВт и K прядильных мест. При прядении нити на каждом прядильном месте происходит охлаждение прядильного раствора на 1°С, при этом выделяется 290 кДж/ч тепла и 56 г/ч влаги. В цехе работает в смену 220 человек. Тепловыделения от одного человека составляют 0,12 Вт.

Кубатура цеха составляет V м^3 при средней высоте 5 м, соотношении длины к ширине здания 5:3. Площадь перекрытия в 1,5 раза больше площади пола. Площадь остекления составляет 30 % от площади стен. Количество приточного воздуха принять равным 90 % от количества вытяжного воздуха.

Коэффициенты теплопередачи:

кирпичной кладки, Вт/(м^2·К)	$1{,}05 \cdot 10^{-3}$
остекления, Вт/(м^2·К)	$2{,}68 \cdot 10^{-3}$
пола, Вт/(м^2·К)	$6{,}98 \cdot 10^{-4}$
перекрытия, Вт/(м^2·К)	$9{,}31 \cdot 10^{-4}$

Вытяжка осуществляется вентиляторами низкого давления У-16 (производительность 24 м^3/с, напор 60 мм вод. ст., к.п.д. 0,6). Для подогрева воздуха использовать пластинчатые калориферы марки КФС-

12 с поверхностью нагрева 61,6 м^2.

Пример решения задания 2

Вариант	*G*	*W*	*M*	*N*	*K*	*V*
Пример	12000	1,0	62	14	150	35000

Расчет отсоса воздуха

Отсос воздуха в прядильном цехе составляет

$$V_1 = \frac{W \cdot K \cdot M}{60} = \frac{1{,}0 \cdot 150 \cdot 62}{60} = 155 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для обеспечения такой вытяжки необходимо установить

$$n = \frac{V_1}{Q_{\text{Н}}} = \frac{155}{24} \approx 7 \text{ вентиляторов.}$$

Количество приточного воздуха составит

$$V_2 = 0{,}9 \cdot V_1 = 0{,}9 \cdot 155 = 139{,}5 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для подачи свежего воздуха в цех устанавливаем те же вентиляторы У-16 в количестве $n = \frac{V_2}{Q_{\text{Н}}} = \frac{139{,}5}{24} \approx 6$ шт.

При кубатуре прядильного цеха V = 35000 м^3 кратность обмена воздуха в цехе составит $z = \frac{3600 \cdot V_2}{V} = \frac{3600 \cdot 139{,}5}{35000} \approx 14$ раз в час.

Расчет необходимого количества калориферов

1) Летний период

Расчет тепловыделений от электродвигателей

$$Q_1 = N \cdot M \cdot \alpha = 14 \cdot 62 \cdot 1 = 868 \text{ кВт},$$

где α – коэффициент искусственного отвода тепла, равный 1.

Расчет тепловыделений за счет охлаждения прядильного раствора

$$Q_2 = \frac{Q_{\text{Р}} \cdot K \cdot M}{3600} = \frac{290 \cdot 150 \cdot 62}{3600} = 749{,}16 \text{ кВт}.$$

Расчет тепловыделений от работающего персонала

$$Q_3 = N_{\text{СМ}} \cdot Q_{\text{Ч}} = 220 \cdot 0{,}12 = 26{,}4 \text{ кВт}.$$

Избыток тепла составит

$$Q_4 = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 868 + 749{,}16 + 26{,}4 = 1643{,}56 \text{ кВт}.$$

Примем, что в летний период времени теплопотери через стены, окна и перекрытия цеха отсутствуют. Тогда, теплосодержание воздуха повышается на $\Delta I = \frac{Q_4}{V_2 \cdot \rho_B} = \frac{1643{,}56}{139{,}5 \cdot 1{,}2} = 9{,}82$ кДж на 1 кг воздуха, где ρ_B – плотность воздуха, кг/м^3.

В летний период времени воздух с $t = 23°C$, влажностью $\phi = 55$ % согласно диаграмме Рамзина (рис. 3) имеет влагосодержание $d = 9{,}9$ г/кг и теплосодержание $I = 48{,}2$ кДж/кг.

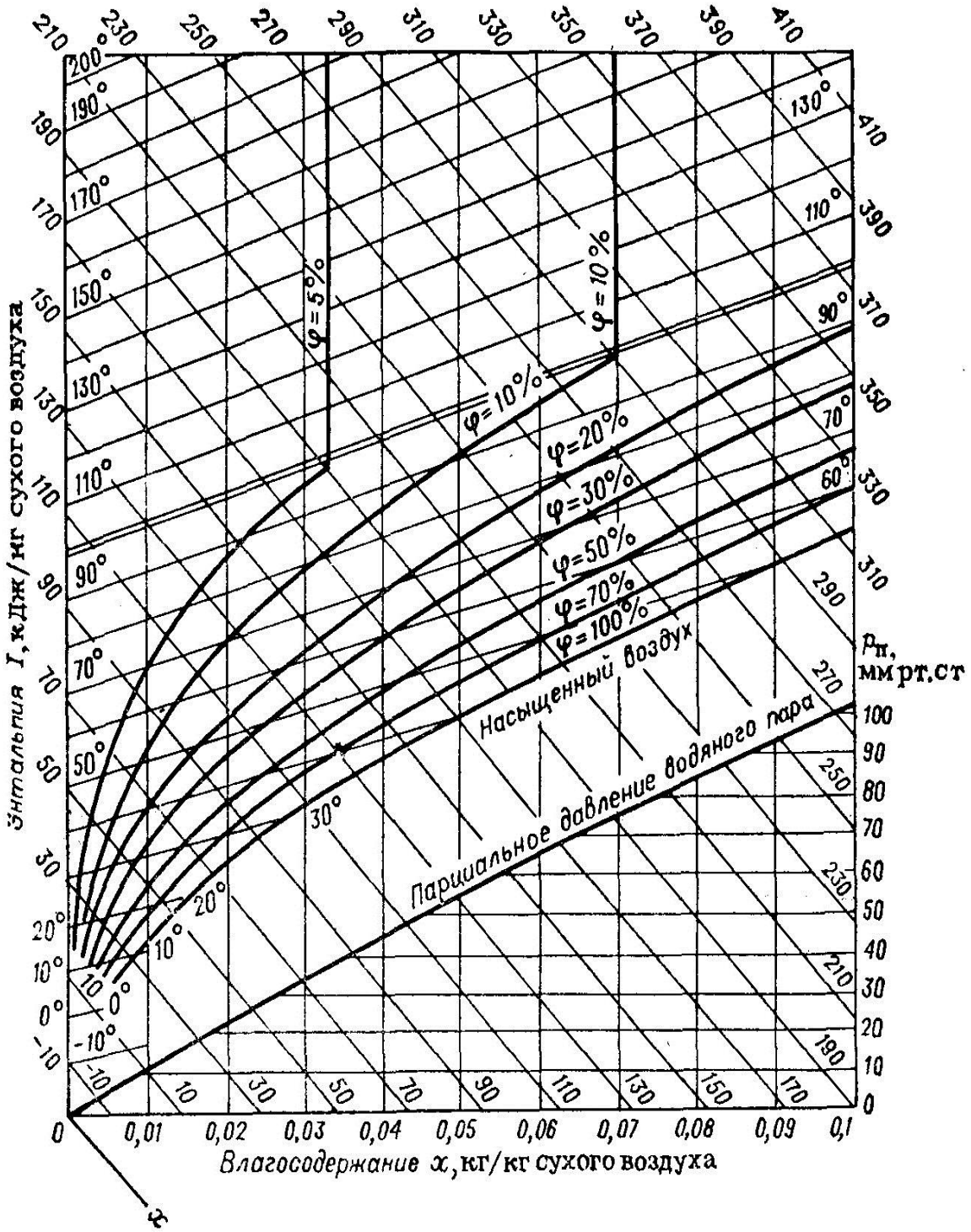

Рис. 4.3. Диаграмма Рамзина для влажного воздуха

В связи с тем, что на каждом прядильном месте с поверхности осадительной ванны выделяется 56 г влаги в час, или всего в цехе выделяется влаги

$$L = \frac{G_{\text{В}} \cdot K \cdot M}{3600} = \frac{56 \cdot 150 \cdot 62}{3600} = 144,67 \text{ г/с},$$

влагосодержание воздуха повышается на

$$\Delta d = \frac{L}{V_2 \cdot \rho_B} = \frac{144,67}{139,5 \cdot 1,2} = 0,86 \text{ г/кг}.$$

Параметры воздуха в цехе:

при $I_1 = I + \Delta I = 48,2 + 9,82 = 58,02$ кДж/кг, $d_1 = d + \Delta d = 9,9 + 0,86 = 10,76$ г/кг и $t_1 = 23°C$ по диаграмме Рамзина (рис. 3) находим $\phi_1 = 65$ %.

Таким образом, в летний период приточный воздух не нуждается ни в подогреве, ни в увлажнении.

2) Зимний период

Тепловыделения остаются без изменения, т.е.

$Q_4 = 1643,56$ кВт.

Для учета теплопотерь через стены, окна и перекрытия, произведем расчет геометрических размеров здания цеха (длину l и ширину m здания).

Площадь пола составит

$$S_1 = \frac{V}{h} = \frac{35000}{5} = 7000 \text{ м}^2.$$

Длина и ширина здания

$$m = \sqrt{\frac{S_1 \cdot 3}{5}} = \sqrt{\frac{7000 \cdot 3}{5}} = 64,8 \text{ м}, \; l = \frac{S_1}{m} = \frac{7000}{64,8} = 108 \text{ м}.$$

Тогда площадь стен составит

$$S_2 = 2 \cdot (l \cdot h + m \cdot h) = 2 \cdot (108 \cdot 5 + 64,8 \cdot 5) = 1728 \text{ м}^2.$$

Площадь остекления составит

$$S_3 = 0,3 \cdot S_2 = 0,3 \cdot 1728 = 518,4 \text{ м}^2.$$

Площадь перекрытий составит

$$S_4 = 1,5 \cdot S_1 = 1,5 \cdot 7000 = 10500 \text{ м}^2.$$

Расчет теплопотерь через стены, окна и перекрытия от наружных стен

$$Q_5 = k_K \cdot (S_2 - S_3) \cdot (t_{вн} - t_н) = 1,05 \cdot 10^{-3} \cdot (1728 - 518,4) \cdot (23 + 35) = 73,665$$

кВт;

от остекления

$$Q_6 = k_O \cdot S_3 \cdot (t_{вн} - t_н) = 2{,}68 \cdot 10^{-3} \cdot 518{,}4 \cdot (23 + 35) = 80{,}580 \text{ кВт};$$

от пола

$$Q_7 = k_П \cdot S_1 \cdot (t_{вн} - t_н) = 6{,}98 \cdot 10^{-4} \cdot 7000 \cdot (23 + 35) = 238{,}388 \text{ кВт};$$

от перекрытия

$$Q_8 = k_{ПЕР} \cdot S_4 \cdot (t_{вн} - t_н) = 9{,}31 \cdot 10^{-4} \cdot 10500 \cdot (23 + 35) = 566{,}979 \text{ кВт}.$$

Всего теплопотери составляют

$$Q_9 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 = 73{,}665 + 80{,}580 + 238{,}388 + 566{,}979 = 959{,}612$$

кВт.

Таким образом, зимой в прядильном цехе наблюдается избыток тепла

$$Q_{10} = Q_4 - Q_9 = 1643{,}560 - 959{,}612 = 683{,}948 \text{ кВт}.$$

Параметры наружного воздуха зимой

t_2 = -35°С; ϕ_2 = 85%; I_2 = -39,4 кДж/кг; d_2 = 0,1 г/кг.

Испарения влаги с поверхности нити и осадительной ванны увеличивают влагосодержание воздуха до $d_3 = d_2 + \Delta d = 0{,}1 + 0{,}86 = 0{,}96$ г/кг, а теплосодержание до

$I_3 = I_2 + \Delta I = -39{,}4 + 0{,}00096 \cdot (1{,}01 + 1{,}97 \cdot 0{,}85) \cdot 10^3 = -36{,}82$ кДж/кг,

где $\Delta I = c_В + c_П \cdot \varphi$; φ – относительная влажность воздуха, выраженная в долях; $c_В$ и $c_П$ – средние теплоемкости воздуха и водяного пара соответственно, кДж/(кг·К).

Таким образом, в зимний период времени приточный воздух должен быть подогрет до температуры

$$t_4 = t_1 - \frac{Q_{10}}{V_2 \cdot \rho_B \cdot c_B} = 23 - \frac{683{,}948}{139{,}5 \cdot 1{,}2 \cdot 1{,}01} = 19 \text{ °C},$$

и увлажнен на

$$\Delta d = d_1 - d_3 = 10{,}76 - 0{,}96 = 9{,}8 \text{ г/кг}.$$

Удельная нагрузка на калориферы

$$q = \frac{Q_{11} + Q_{12}}{t_П - t_{СР}},$$

где Q_{11} – тепло, пошедшее на нагрев приточного воздуха от t_2 до t_4; Q_{12} – тепло, пошедшее на испарение влаги.

$$Q_{11} = V_2 \cdot \rho_B \cdot c_B \cdot (t_4 - t_2) = 139{,}5 \cdot 1{,}2 \cdot 1{,}01 \cdot (19 + 35) = 9130 \text{ кВт}.$$

$$Q_{12} = V_2 \cdot \rho_B \cdot \Delta d \cdot r = 139{,}5 \cdot 1{,}2 \cdot 0{,}0098 \cdot 2442 = 4006 \text{ кВт},$$

где r – удельная теплота парообразования при t_1 = 23°С.

Для нагревания калориферов используется пар с давлением 0,2 МПа имеющий температуру $t_П$ = 132,9°С.

Средняя разность температур составит

$$t_{CP} = \frac{t_2 + t_4}{2} = \frac{-35 + 19}{2} = -8\ °C.$$

Тогда

$$q = \frac{9130 + 4006}{132,9 + 8} = 93,23\ \text{кВт}.$$

Общая поверхность теплопередачи составит

$$F = \frac{q}{k} = \frac{93,23 \cdot 10^3}{41,5} = 2246,5\ \text{м}^2,$$

где k – коэффициент теплопередачи для воздухоподогревателей при вынужденном течении теплоносителей, Вт/(м^2·К).

Необходимо установить калориферов

$$n = \frac{F}{S_К} = \frac{2246,5}{61,6} \approx 37\ \text{шт}.$$

Расход пара с давлением 0,2 МПа составит

$$D_1 = \frac{Q_{11} + Q_{12}}{r_П} = \frac{9130 + 4006}{2171} = 6,05\ \text{кг/с},$$

где $r_П$ – удельная теплота конденсации пара с давлением 0,2 МПа.

В расчете на 1 кг выпускаемого волокна расход пара составит

$$D_2 = \frac{D_1 \cdot 3600 \cdot 24}{G} = \frac{6,05 \cdot 3600 \cdot 24}{12000} = 43,56\ \text{кг}.$$

Варианты задания № 2

Вариант	*G*	*W*	*M*	*N*	*K*	*V*
1	12500	1,8	60	16,8	152	42800
2	12000	1,2	64	14	147	34000
3	14000	1,6	62	18,2	156	48000
4	412500	1,6	60	16,8	156	45000
5	12000	1,2	60	16,8	150	42800
6	12300	1,5	56	18	148	40000
7	11600	1	55	14	140	32600
8	10000	1	50	12,8	128	32800

Окончание табл.

Вариант	*G*	*W*	*M*	*N*	*K*	*V*
9	16000	2,1	68	22,3	160	56700
10	12600	1,7	60	16,8	152	42800
11	12000	1,2	60	16,8	150	42800
12	12300	1,5	54	13	146	41000
13	11600	1,2	56	15	140	38600
14	10000	0,9	48	11	128	30800
15	13000	1,1	58	12,3	150	45700
16	16600	2,1	68	21,5	168	58500
17	12400	1,6	60	16,2	152	42300
18	12000	1,2	60	16,8	150	42800
19	12400	1,5	56	13	148	42000
20	11600	1,2	56	15	140	38600
21	10600	0,9	47	12	138	31800
22	13500	1,2	56	12,8	152	44700
23	16200	2,0	63	21,1	163	57500
24	12600	1,7	60	16,8	152	42800
25	12600	1,2	61	16,8	151	42800
26	12300	1,5	54	13	146	41000
27	13600	1,6	56	17	140	41600
28	11000	0,9	49	12	128	32800
29	13500	1,2	58	12,3	153	45900
30	16100	2,2	68	21,8	168	55500

5. ПРОМЕЖУТОЧНЫЙ КОНТРОЛЬ

5.1. Вопросы для подготовки к экзамену [6(9) семестр]

Вопросы для подготовки к экзамену указаны в теоретическом разделе данных методических указаний (тема 2.1. Защита атмосферы от промышленных загрязнений)

5.2. Образец экзаменационного билета

Министерство образования и науки Российской федерации

Томский политехнический университет

Институт дистанционного образования

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

Специальность Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Дисциплина Техника защиты окружающей среды

Группа №

Вид контроля семестровый

Билет № 1

1 Классификация методов очистки и обезвреживания

2 Очистка газов от оксидов углерода

Составил _____ А.А. Ляпков

Утверждаю: Зав.кафедрой _____ А.Н. Пестряков

«___» _____ 20 __ г.

5.3. Вопросы для подготовки к зачёту[7(10) семестр]

Вопросы для подготовки к зачеты указаны в теоретическом разделе данных методических указаний (тема 2.2. Защита гидросферы от промышленных загрязнений и тема 2.3. Защита литосферы от промышленных загрязнений)

5.4. Образец зачётного билета

Министерство образования и науки Российской федерации

Томский политехнический университет

Институт дистанционного образования

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

Специальность Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Дисциплина Техника защиты окружающей среды

Группа №

Вид контроля семестровый

Билет № 1

1 Осветление сточных вод отстаиванием и типы используемого оборудования. Осветление сточных вод в аппаратах с фильтровальными перегородками

2 Утилизация отходов химической промышленности. Смешение порошкообразных и пастообразных твердых отходов

Составил _____ А.А. Ляпков

Утверждаю: Зав.кафедрой _____ А.Н. Пестряков

«___» _____ 20 __ г.

6. УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ ДИСЦИПЛИНЫ

6.1. Литература обязательная

1. Ляпков А.А., Ионова Е.И. Техника защиты окружающей среды. – Томск: Изд-во Томского политехнического ун-та, 2009. – 317 с.

2. Родионов А.И., Клушин В.Н. Техника защиты окружающей среды. – М.: Химия, 2002. – 512 с.

6.2. Литература дополнительная

3. Ляпков А.А. Технология производств очистки промышленных выбросов. – Томск: 2002. – 250 с.

4. Родионов А.И., Кузнецов Ю.П., Соловьев Г.С. Защита биосферы от промышленных выбросов. Основы проектирования технологических процессов. – М.: Химия, КолосС, 2005. – 392 с.

5. Инженерная защита окружающей среды в примерах и задачах./ Под ред. Воробьева О.Г. – СПб: День, 2002. – 220 с.

6. Акимова Т.А., Кузьмин А.П., Хаскин В.В. Экология, Природа-Человек-Техника. – М.: ЮНИТИ-ДАНА, 2001. – 384 с.

7. Фридман С.В., Стрельцова Н.Р. Защита окружающей среды. – Казань: 2001. – 370 с.

8. Ливчак И.Ф. Инженерная защита и управление развитием окружающей среды. – М.: Колос, 2000. – 420 с.

9. Кривошеин Д.А., Кукин П.П. Инженерная защита поверхностных вод от промышленных стоков. – М.: Высшая школа, 2003. – 344 с.

10. Инженерная защита окружающей среды; очистка вод; утилизация отходов / Под ред. Ю.А. Бирмана, Н.Г. Вурдовой. – М.: АСВ, 2002 – 296 с.

11. Проскуряков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности. – Л.: Химия, 1977. – 464 с.

12. Справочник по пыле- и золоулавливанию / Под ред. А.А. Русанова. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 312 с.

13. Алферов К.В., Зенков Р.Л. Бункерные установки: проектирование, расчет и эксплуатация. – М.: Машгиз, 1955. – 308 с.

14. Островский Г.М. Пневматический транспорт сыпучих материалов в химической промышленности. – Л.: Химия, 1984. – 104 с.

15. Зенков Р.Л. Машины непрерывного транспорта. – М.: Машиностроение, 1987. – 432 с

16. Эльтерман В.М. Охрана воздушной среды на химических и нефтехимических предприятиях. – М.: Химия, 1985. – 160 с.

17. Лукин В.Д., Курочкина М.И. Очистка вентиляционных

выбросов в химической промышленности. – Л.: Химия, 1980. – 232 с.

18. Власенко В.М. Каталитическая очистка газов. – Киев: Техника, 1973. – 199 с.

19. Хмыров В.И., Фисак В.И. Термическое обезвреживание промышленных газовых выбросов. – Алма-Ата: Наука, 1978. – 116 с.

20. Аширов А. Ионообменная очистка сточных вод, растворов и газов. – Л.: Химия, 1983. – 295 с.

21. Ковалева И.Г, Ковалев В.Г. Биохимическая очистка сточных вод предприятий химической промышленности. – М.: Химия, 1987. – 160 с.

22. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении / А.М. Когановский, Н.А. Клименко, Т.М. Левченко и др. – М.: Химия, 1983. – 288 с.

23. Шурыгин А.П., Бернадинер М.Н. Огневое обезвреживание промышленных сточных вод. – Киев: Техника, 1976. – 200 с.

24. Наркевич И.П., Печковский В.В. Утилизация и ликвидация отходов в технологии неорганических веществ. – М: Химия, 1984. – 240 с.

25. Быстров Г.А., Гальперин В.М., Титов Б.П. Обезвреживание и утилизация отходов в производстве пластмасс. – Л.: Химия, 1982. – 264 с.

26. Термические методы обезвреживания отходов. /Под ред. К.К. Богушевской, Г.П. Беспамятнова. – Л.: Химия, 1975. – 176 с.

27. Оборудование и сооружения для защиты биосферы от промышленных выбросов. – М,: Химия, 1985. – 352 с.

28. Очистка и рекуперация промышленных выбросов / Под ред. В.Ф. Максимова и И.В. Вольфа. – М.: Лесная промышленность, 1981. – 640 с.

29. Родионов А.И., Клушин В.Н., Торочешников Н.С. Техника защиты окружающей среды. – М.: Химия, 1989. – 512 с.

6. ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 6.1

Рекомендуемые обозначения и единицы измерения величин

Величины	Обозначение	Единицы измерения
Производительность (мощность) установки, аппарата	N	кг/с, кг/ч, м^3/ч, т/сут, т/год
Массовый расход вещества	G	кг/с, кг/ч, т/сут, т/год
Объемный расход вещества	U	м^3/с, м^3/ч, м^3/сут
Продолжительность процесса (время)	τ	с, ч, сут, год
Масса вещества	m	г, кг, т
Объем вещества	V	л, м^3
Давление	P	Па, кПа, МПа
Температура	t, T	°С, К
Парциальное давление компонента	p	Па, кПа, МПа
Парциальный объем компонента	v	л, м^3
Плотность вещества	ρ	кг/м^3
Мольная масса вещества	M	кг/моль
Мольный объем вещества	$V_М$	м^3/моль
Массовая доля компонента смеси	ϖ	доли ед., %
Мольная доля компонента смеси	x	доли ед., %
Объемная доля компонента смеси	φ	доли ед., %
Количество вещества	n	моль, кмоль
Концентрация компонента в суспензии или газовой смеси, массовая и мольная	C_i и x_i	кг/м^3 и кмоль/м^3
Конверсия вещества	α	доли ед., %
Выход продукта	x	доли ед., %
Селективность	ψ	доли ед., %
Объемная скорость подачи газов, жидкостей	$V_О$	ч$^{-1}$, с$^{-1}$
Объем катализатора	$V_К$	м^3
Площадь поперечного сечения аппарата	S	м^2
Диаметр аппарата	D, d	м
Высота аппарата	H, h	м
Длина аппарата	L, l	м
Площадь поверхности теплообмена	F	м^2
Линейная скорость потока	w	м/с
Тепловой поток (расход теплоты в единицу времени)	Q	Вт, кВт
Количество теплоты	q	Дж, кДж
Коэффициент теплопередачи	K	Вт/(м^2·К)
Удельная теплоемкость	c	Дж/(кг·К)
Теплота фазового перехода	r	Дж/кг
Частота вращения	n	об/с, с$^{-1}$
Коэффициент теплоотдачи	α	Вт/(м^2·К)
Коэффициент теплопроводности	λ	Вт/(м·К)

Таблица 6.2

Соотношения между единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем
Длина	м	1 мкм = 10^{-6} м; 1Å = 10^{-10} м; 1 *ft* = 0,3048 м
Масса	кг	1 т = 1000 кг; 1 ц = 100 кг
Температура	К	t °C = (t+273,15) К t °F = (5/9·(t–32)+273,15) К
Вес (сила тяжести)	Н	1 кгс=9,81·Н; 1 дин = 10^{-5} Н
Вязкости коэффициент динамический	Па·с	1 П=1 дин·с/см^2 = 0,1 Па·с 1 сП= $\frac{1}{9180}\frac{\text{кгс}\cdot\text{с}}{\text{м}^2}$ =10^{-3} Па·с=1 мПа·с
Вязкости коэффициент кинематический	м^2/с	1 Ст = 1 см^2/с = 10^{-4} м^2/с
Давление	Па	1 атм = 101325 Па = 760 мм.рт.ст; 1 бар = 10^5 Па; 1 мбар = 100 Па; 1 дин/см^2 = 1 мкбар = 0,1 Па; 1 кгс/см^2 = 1 ат = 9,81·10^4Па =735 мм рт.ст; 1 кгс/м^2 = 9,81 Па; 1 мм вод.ст. = 9,81 Па; 1 мм рт.ст. = 133,3 Па
Диффузии коэффициент	м^2/с	1*ft*^{2}/*s* = 0,0929 м^2/с
Мощность	Вт	1 кгс·м/с = 9,81 Вт; 1эрг/с = 10^{-7} Вт; 1 ккал/ч = 1,163 Вт
Напряжение поверхностное	Н/м	1 кгс/м = 9,81 Дж/м^2; 1 эрг/см^2 1 дин/см =10^{-3} Дж/м^2 = 10^{-3} Н/м
Объем	м^3	1 л=10^{-3}м^3 = 1 дм^3; 1 *ft*^{3} = 28,3 дм^3 = 2,83·10^{-2} м^3
Объем удельный	м^3/кг	1 м^3/т = 10^{-3} м^3/кг; 1 дм^3/кг = 1 см^3/г = 10^{-3} м^3/кг
Плотность	кг/м^3	1 т/м^3 = 1 кг/дм^3 = 1 г/см^3 = 10^3 кг/м^3; 1 кгс·с^2/м^4 = 9,81 кг/м^3
Плотность теплового потока (теплонапряжение, удельная тепловая нагрузка)	Вт/м^2	1 ккал/(м^2·ч) = 1,163 Вт/м^2
Площадь	м^2	1 *ft*^{2} = 0,0929 м^2
Работа, энергия, количество теплоты	Дж	1 кгс·м = 9,81 Дж; 1 эрг = 10^{-7} Дж; 1 кВт·ч = 3,6·10^6 Дж; 1 ккал = 4,1868·10^3 Дж = 4,1868 кДж
Расход массовый	кг/с	1*lb*/*s* = 0,454 кг/с
Расход объемный	м^3/с	1 л/мин = 16,67·10^{-6} м^3/с
Скорость линейная	м/с	1 *ft*/*s* = 0,3048 м^2
Скорость угловая	рад/с	1 об/мин = $\frac{\pi}{30}$ рад/с ; 1 об/с = 2π рад/с
Теплоемкость удельная массовая	Дж/(кг·К)	1 ккал/(кг·°С) = 4,1868 кДж/(кг·К); 1 эрг/(г·К) = 10^{-4} Дж/(кг·К)
Теплоотдачи коэффициент. Теплопередачи коэффициент	Вт/(м^2·К)	1 ккал/(м^2·ч·°С) = 1,163 Вт/(м^2·К)

Окончание табл. 6.2.

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем
Теплопроводности коэффициент	Вт/(м·К)	1 ккал/(м·ч·°С) = 1,163 Вт/(м·К)
Теплота удельная (фазового превращения)	Дж/кг	1 ккал/кг = 1кал/г = 4,1868 кДж/кг
Частота	Гц	1 Гц = 1с$^{-1}$; 1об/с = 1 Гц; 1об/мин = $\frac{1}{60}$ Гц
Энтальпия удельная	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,1868 кДж/кг
Энтропия удельная	Дж/(кг·К)	1 ккал/(кг·°С) = 4,1868 кДж/(кг·К)

Учебное издание

ТЕХНИКА ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

Методические указания и индивидуальные задания

Составитель
Ляпков Алексей Алексеевич

Рецензент
к. х. н., доцент каф. ТООС ХТФ
В.В. Бочкарев

Компьютерная верстка *А.А. Ляпков*

Отпечатано в Издательстве ТПУ в полном соответствии
с качеством предоставленного оригинал-макета

Подписано к печати . Формат 60x84/16. Бумага «Снегурочка».
Печать XEROX. Усл.печ.л. 1,51. Уч.–изд.л. 1,37.
Заказ . Тираж экз.

Национальный исследовательский Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Издательства Томского политехнического университета
сертифицирована
NATIONAL QUALITY ASSURANCE по стандарту BS EN ISO 9001:2008

Издательство ТПУ. 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30.
Тел./факс: 8(3822)56-35-35, www.tpu.ru