

**В. Г. Казаков
П. В. Луканин
Е. Н. Громова**

**ВЫПАРИВАНИЕ РАСТВОРОВ
ЦЕЛЛЮЛОЗНОГО ПРОИЗВОДСТВА**

Монография

**Санкт-Петербург
2022**

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
**«Санкт-Петербургский государственный университет
промышленных технологий и дизайна»**
Высшая школа технологии и энергетики

В. Г. Казаков
П. В. Луканин
Е. Н. Громова

ВЫПАРИВАНИЕ РАСТВОРОВ ЦЕЛЛЮЛОЗНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Монография

Санкт-Петербург
2022

УДК 54.053
ББК 24.5
В 92

Рецензенты:

доктор технических наук, член-корреспондент АН РФ, профессор, первый проректор
Санкт-Петербургского политехнического университета Петра Великого

В. В. Сергеев;

доктор технических наук, доцент, главный научный сотрудник открытого акционерного
общества «Научно-производственное объединение по исследованию и проектированию
энергетического оборудования им. И. И. Ползунова»

П. А. Кругликов

Казаков, В. Г., Луканин, П. В., Громова, Е. Н.

В 92 Выпаривание растворов целлюлозного производства / В. Г. Казаков,
П. В. Луканин, Е. Н. Громова. – СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2022. – 191 с.
ISBN 978-5-91646-294-4

В монографии рассмотрены основы процессов выпаривания, аппараты для их осуществления, а также методы расчетов тепловых схем в производстве целлюлозы.

Издание предназначено для инженерно-технических и научных работников целлюлозной промышленности, а также может быть полезна специалистам по химической технологии, аспирантам и обучающимся старших курсов вузов и технических колледжей, специализирующихся в области производства целлюлозы, промышленной теплоэнергетики и химической технологии.

УДК 54.053
ББК 24.5

ISBN 978-5-91646-294-4

© ВШТЭ СПбГУПТД, 2022
© Казаков В. Г., Луканин П. В.,
Громова Е. Н., 2022

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ.....	5
ВВЕДЕНИЕ.....	6
ГЛАВА 1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ПРОМЫШЛЕННЫХ СПОСОБАХ ПРОИЗВОДСТВА ЦЕЛЛЮЛОЗЫ.....	7
1.1. Сырье для производства целлюлозы.....	7
1.2. Принципиальная технологическая схема производства сульфатной целлюлозы.....	12
ГЛАВА 2. РЕГЕНЕРАЦИЯ ХИМИКАТОВ.....	18
2.1. Физико-химические свойства черного щелока.....	18
2.2. Технология выпаривания черного щелока.....	27
2.3. Технология сжигания черного щелока.....	30
2.4. Каустизация зеленого щелока.....	36
2.5. Декарбонизация известняка.....	40
ГЛАВА 3. ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ДЛЯ ТЕПЛОВОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЧЕРНЫХ ЩЕЛОКОВ.....	41
3.1. Общие сведения о растворах.....	41
3.2. Классификация и аппаратурно-технологические схемы выпаривания....	44
3.3. Одноступенчатое выпаривание.....	45
3.4. Многоступенчатые выпарные установки.....	47
3.5. Особенности работы многоступенчатых выпарных установок.....	49
ГЛАВА 4. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС И ТЕПЛОВЫЕ РАСЧЕТЫ ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК.....	51
4.1. Температурные потери и режим работы выпарных установок.....	51
4.2. Материальный баланс выпаривания.....	54
4.3. Температурный режим работы МВУ.....	55
4.4. Определение поверхности теплообмена кипятильников выпарных аппаратов.....	57
4.5. Тепловые расчеты многоступенчатых выпарных батарей.....	58
4.6. Расчеты коэффициентов теплопередачи.....	65
ГЛАВА 5. РЕГЕНЕРАЦИЯ ТЕПЛОТЫ НА ВЫПАРНЫХ СТАНЦИЯХ.....	71
5.1. Регенерация теплоты греющего пара при выпаривании.....	71
5.2. Регенерация теплоты греющего пара при нагреве выпариваемого раствора.....	73
5.3. Регенерация теплоты отходящих газов из энерготехнологических установок в схемах выпаривания.....	77
5.4. Сверхглубокое концентрирование черных щелоков сульфатного производства целлюлозы.....	80
ГЛАВА 6. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИИ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ.....	83
6.1. Выпарные аппараты первой стадии концентрирования.....	83
6.2. Выпарные аппараты второй стадии концентрирования (концентраторы).....	93
6.3. Чистота вторичного пара в выпарных аппаратах.....	98

ГЛАВА 7. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ВЫПАРНЫХ СТАНЦИЙ.....	99
7.1. Регенеративные подогреватели раствора выпарных батарей.....	99
7.2. Конденсаторы выпарных установок	103
7.3. Конденсатоотводчики	105
ГЛАВА 8. СХЕМЫ ВЫПАРНЫХ БАТАРЕЙ СУЛЬФАТНОГО И СУЛЬФИТНОГО ПРОИЗВОДСТВА	112
8.1. Тепловые схемы первой стадии концентрирования.....	112
8.2. Тепловые схемы второй стадии концентрирования.....	118
8.3. Особенности эксплуатации выпарных установок сульфитного производства целлюлозы.....	120
8.4. Выпарные станции переработки сульфитного щелока	122
8.5. Аппаратурно-технологические схемы выпарных установок. Конструкции выпарных аппаратов сульфитного производства	122
ГЛАВА 9. ИНКРУСТИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕННЫХ ПОВЕРХНОСТЕЙ.....	125
ГЛАВА 10. ОСНОВЫ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ПРОЦЕССОВ ВЫПАРИВАНИЯ.....	133
10.1. Метод тепловых балансов	136
10.2. Эксергетический метод анализа	137
10.3. Эксергетический КПД сложной термодинамической системы	141
10.4. Построение эксергетических диаграмм по методу приращений эксергетических тепловых потоков.....	145
10.5. Связь эксергетических потерь с расходом топлива в энергетическом котле.....	150
10.6. Эксергетический коэффициент теплопередачи как критерий термодинамического совершенства теплового процесса	152
10.7. Примеры применения метода приращения эксергий к выпарным установкам.....	153
10.8. Определение эксергетических характеристик процесса выпаривания и построение эксергетической диаграммы потоков	157
ГЛАВА 11. ОСНОВЫ АВТОМАТИЗАЦИИ ТЕПЛОВЫХ РАСЧЕТОВ ВЫПАРНЫХ БАТАРЕЙ.....	160
11.1. Поверочный тепловой расчет.....	163
11.2. Определение невязки между расходами выпаренной воды по концентрациям и по тепловому балансу	166
11.3. Проектный тепловой расчет.....	171
11.4. Оптимизация параметров выпарных батарей	178
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	185

ПРЕДИСЛОВИЕ

Производство целлюлозы – сложный комплекс технических решений включающий большое количество разнообразных энерготехнологических схем и процессов с использованием разнообразного гидromеталлургического и пирометаллургического оборудования. Особое место в цепочке энергоиспользующих процессов и оборудования следует выделить процесс выпаривания щелоков и оборудование для его реализации.

Выпарные батареи укомплектованы выпарными аппаратами большой единичной мощности (до 10000 м² и выше). Выпаривание щелоков – сложный физико-химический, химико-технологический процесс и теплотехнический процесс. Он характеризуется экологической опасностью, высокими энергозатратами в форме теплоты и капитальными затратами.

Вышедшее в свет в 2004 г. учебное пособие В. А. Сулова «Основные процессы при выпаривании щелоков целлюлозного производства» посвящено главным образом вопросам теплообмена при выпаривании черных щелоков и в малой степени затрагивает термодинамический анализ работы, накипеобразования и эксплуатационные особенности работы выпарных современных установок. Настоящая монография кратко знакомит читателя с основными процессами и сырьевыми материалами технологии производства сульфатной целлюлозы, без чего трудно осмыслить современный процесс выпаривания на целлюлозных предприятиях и пути его модернизации, методами тепловых и эксергетических расчетов, методами оптимизации параметров выпарных батарей по приведенным затратам.

Главы 1, 9 и 11 написаны доктором технических наук, профессором В. Г. Казаковым, главы 3, 5, 8 – кандидатом технических наук, профессором П. В. Луканиным, главы 4, 6, 7 – кандидатом технических наук, доцентом Е. Н. Громовой, главы 2, 10 – совместно В. Г. Казаковым и П. В. Луканиным.

ВВЕДЕНИЕ

Технологические процессы в производствах материалов, станков и инструментов, железнодорожном и автомобильном транспорте, жилищно-коммунальном хозяйстве, химической технологии и др. являются энергоемкими и занимают ведущий сектор в потреблении топливно-энергетических ресурсов страны.

В числе крупных потребителей энергии следует выделить процессы химической технологии, в том числе производства целлюлозы, бумаги, глинозема, пищевой, нефтехимической промышленности и др. В этих процессах потребление топлива, водяного пара и электроэнергии составляет до 80 % и выше в себестоимости переработки сырья на целевые продукты. При этом их отличает низкая эффективность использования потребляемой энергии. Высокой энергоемкости таких технологических процессов сопутствует низкий уровень их термодинамического совершенства.

За последние 100 лет бурными темпами развивались процессы и аппараты энергогенерирующих установок. Достигнуты впечатляющие результаты: величина КПД энергетических котлов близка к теоретически возможной при большой единичной мощности, освоены процессы на основе парогазовых циклов, совершенствовались процессы атомных электростанций.

В сфере потребления энергии работы в этом направлении велись с низкой эффективностью. Во многом сложившееся положение является следствием сложности стоящих задач.

Если в сфере генерации энергии КПД современных тепловых циклов можно увеличить на доли или в лучшем случае на единицы процентов, то в сфере потребления, как показывают наши исследования, КПД может быть увеличен на десятки процентов, и достигать величины до 90 % и выше. Именно поэтому очень высока эффективность капитальных вложений при энергосбережении в сфере потребления. При развитии производства, как правило, принимают решение по развитию энергетических мощностей. Между тем, применение научно обоснованных энергосберегающих технологий в сфере потребления энергии часто обеспечивает наращивание мощностей по выпуску продукции без введения дополнительных капиталоемких энергетических мощностей (котлов, ТЭЦ и т. д.).

В течение длительного времени промышленная теплоэнергетика в сфере теплоснабжения развивалась по экстенсивному пути. Задачи по наращиванию производственных мощностей в большинстве случаев связывались с эквивалентным наращиванием энергетических мощностей. Установкой новых современных промышленных котельных или ТЭЦ кардинально не решалась задача энергосбережения. Между тем в научно обоснованной тепловой схеме технологического процесса при существенно меньших капитальных затратах часто удается повысить термодинамический КПД технологического процесса на десятки процентов. Именно поэтому в последнее время от руководства страны непрерывно идут импульсы на решение проблем энергосбережения как в

промышленности, так и в жилищно-коммунальной сфере [1 – 7]. Достижение поставленной цели возможно лишь при интенсивном развитии промышленной теплоэнергетики в сфере потребления теплоты. Практически это возможно при разработке научных основ энергосбережения, включая термодинамический анализ существующих или проектируемых систем, разработку тепловых схем на его основе, оптимизацию их параметров, интенсификацию процессов теплопередачи и освоение или разработку новых типов высокопроизводительной теплообменной аппаратуры. Для процессов химической технологии особенно важным является учет особенностей технологического процесса [8 – 15].

ГЛАВА 1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ПРОМЫШЛЕННЫХ СПОСОБАХ ПРОИЗВОДСТВА ЦЕЛЛЮЛОЗЫ

1.1. Сырье для производства целлюлозы

Главным видом сырья для производства технической целлюлозы является древесина хвойных и лиственных пород. Запасы хвойных пород древесины в нашей стране сосредоточены в северо-восточных районах Европейской части, в Западной и Восточной Сибири и на Дальнем Востоке. Отсутствие фенолов и низкое содержание смолы в древесине ели и пихты, на долю которых приходится соответственно 14 % и 5 % всех лесных запасов, делают их главным видом сырья для целлюлозного производства и производства древесной массы. В дальнейшем преимущественное использование ели и пихты для производства белой древесной массы, сульфитной и бисульфитной целлюлозы будет сохраняться. Большая часть лесных запасов Российской Федерации (около 58 %) приходится на сосну и лиственницу, которые являются преобладающей древесной породой в районах Восточной Сибири и Дальнего Востока. Из-за наличия в их древесине фенолов, высокого содержания смолы и водоэкстрактивных веществ (у лиственницы) сосна и лиственница плохо поддаются сульфитной варке и поэтому не применяются в качестве сырья для сульфитного метода. Однако для бисульфитного, бисульфит-сульфитного, бисульфит-нейтрально-сульфитного и сульфатного методов варки целлюлозы они успешно используются. Для сульфатного метода варки свойства растительного сырья не имеют решающего значения, поэтому для переработки в целлюлозу по этому методу пригодны все породы, но наибольшее промышленное применение нашла древесина сосны.

Среди лиственных пород древесины наибольшее промышленное значение приобрела береза, занимающая более 13 % лесных площадей, второе место принадлежит осине. В южных районах страны промышленное значение могут иметь тополь, ольха, эвкалипт. Древесина лиственных пород широко используется в производстве полуцеллюлозы, сульфатной, сульфитной, бисульфитной целлюлозы, химической, термохимической и термомеханической

древесной массы. Ограниченные ресурсы древесины хвойных пород (особенно ели) вообще и в Европейско-Уральской зоне России, где сосредоточена большая часть производственных мощностей целлюлозного производства в частности, создали проблему обеспечения их древесным сырьем. В связи с этим на расширение сырьевой базы и изменение структуры перерабатываемого сырья за счет вовлечения в переработку лиственных пород, низкокачественной древесины, отходов лесозаготовок и деревообрабатывающих производств, тонкомерной древесины, вторичных ресурсов и однолетних растений обращено особое внимание. Кроме более полного удовлетворения отрасли сырьем, одновременно достигается экономия деловой древесины, повышается эффективность производства и экологичности производства.

При организации переработки древесины лиственных пород необходимо учитывать следующее:

- древесина лиственных пород значительно труднее поддается окорке, чем хвойных: средняя плотность лиственных пород на 25 % выше хвойных;
- диаметр и длина волокна на 35 – 50 % меньше;
- прочность лиственной целлюлозы значительно меньше, чем хвойной;
- использование лиственной целлюлозы вполне себя оправдывает в композиции с хвойной целлюлозой;
- возникает проблема выщипывания волокна, свойственная всем видам целлюлозы из лиственных пород, но она решается добавкой крахмала и синтетических веществ;
- тонкомерная древесина лиственных пород равноценна крупномерной, чего не наблюдается у хвойных;
- древесина лиственных пород наиболее пригодна для производства беленой сульфатной и сульфитной целлюлозы, беленой полуцеллюлозы и нейтрально-сульфитной полуцеллюлозы для гофры.

Доля древесины лиственных пород в сырьевом балансе мирового целлюлозно-бумажного производства будет непрерывно расти. Отличие химического состава древесных пород также существенно сказывается на выходе и свойствах получаемых из них волокнистых полуфабрикатов, поэтому этот фактор при производстве учитывается. В табл. 1.1 приведен химический состав древесины наиболее распространенных отечественных пород.

Влажность свежесрубленной древесины находится в пределах 25 – 40 %. Воздушно-сухому состоянию древесины, высушенной в естественных условиях, отвечает влажность 15 – 20 %. Влажность мокрой древесины (после длительного пребывания в воде) может достигать 60 % и более.

Таблица 1.1 – Химический состав древесины

Порода	Содержание химических компонентов, %					
	Целлюлоза	Лигнин	Гексозаны	Пентозаны	Вещества, экстрагируемые горячей водой	Вещества, экстрагируемые эфиром (жиры, воски, смолы)
Ель	45,2	28,1	12,3	10,3	1,9	2,5
Сосна	50,6	27,5	11,8	10,4	2,3	3,4
Пихта	52,1	29,9	11,0	6,3	3,0	2,1
Лиственница	36,2	28,6	13,5	11,6	20,0	1,4
Осина	43,6	20,1	2,0	26,0	2,3	1,6
Береза	41,0	21,0	3,0	28,0	2,2	1,8
Дуб	37,1	22,0	2,7	22,6	7,0	0,8

Для древесины различают два понятия плотности: плотность древесины как физического тела и плотность собственно древесного вещества. Вследствие капиллярно-пористой структуры древесной ткани ее внутренняя поверхность составляет около 300 м²/г, лишь от 20 до 50 % общего объема древесины приходится на долю древесного вещества (для ели около 30 %). Оставшийся объем древесины приходится на пустоты. Плотность древесины зависит как от плотности упаковки структурных элементов древесной ткани, так и от влажности. Плотность абсолютно сухой древесины зависит только от объема пустот, поэтому для сравнения между собой образцов древесины по плотности необходимо привести их к одной и той же влажности. Наиболее удобно пользоваться плотностью древесины в абсолютно сухом состоянии.

Плотность собственно древесного вещества для всех пород древесины практически постоянна и принимается равной 1540 кг/м³. Плотность древесины большинства пород меньше плотности воды, поэтому в воде такая древесина плавает. Исключение составляет древесина в состоянии полного насыщения пустот водой (при длительном хранении в воде). В этом случае плотность древесины превышает плотность воды, и она тонет. По этой причине наблюдались большие потери древесины при ее доставке сплавом, особенно россыпью (молем). Поэтому этот способ сплава в настоящее время на многих реках запрещен. Для наиболее широко распространенных в РФ пород плотность древесины в абсолютно сухом состоянии в среднем может быть принята, кг /м³: для ели – 435, сосны – 470, пихты – 380, лиственницы – 650, осины – 430, березы – 600, бука – 660.

Ценность древесины как сырья для производства волокнистых полуфабрикатов определяется плотностью, с увеличением плотности сырья возрастает производительность оборудования.

Характеристика качества балансов. Древесина хвойных и лиственных пород, поступающая на целлюлозно-бумажные предприятия в виде бревен толщиной в верхнем отрубе 60 – 240 мм и соответствующая возрасту 50 – 80 лет, называется балансом. Качество балансов является определяющим фактором качества получаемого из них полуфабриката. Основные требования к качеству балансов устанавливаются действующими ГОСТами.

Подверженность деревьев различным заболеваниям, поражению грибками, микроорганизмами и насекомыми, благоприятной средой жизнедеятельности которых служит древесное вещество как на корню, так и особенно при хранении заготовленной древесины, обуславливает наличие в балансах пороков. Разнообразные пороки заметно снижают выход и качество полуфабрикатов, поэтому оценка качества древесины, поступающей на предприятие, имеет исключительное значение. К основным признакам, характеризующим качество балансов и устанавливаемым обычно их наружным осмотром, относятся ширина годичных колец, сучковатость, прямизна и округлость ствола, различные виды гнили.

Низкокачественная древесина. Под низкокачественной древесиной понимают круглые лесоматериалы, которые по своим качественным показателям или размерам не соответствуют стандартам и техническим условиям на деловую древесину. Основным пороком, по которому древесина переводится в разряд низкокачественной, является внутренняя гниль. Из общей массы низкокачественной древесины в среднем 85 % составляет древесина, пораженная внутренней гнилью, и лишь 15 % имеет другие пороки (кривизну, овальность, корень, сучковатость и т. п.).

Отходы лесопиления. Это отходы периферической части ствола деловых пиловочных бревен, практически нацело состоящие из заболонной древесины хвойных и лиственных пород. Такие отходы содержат мало сучков и других пороков. Кроме того, заболонная древесина сосны не содержит фенольных веществ, поэтому отходы лесопиления являются высококачественным технологическим сырьем для производства целлюлозы сульфатным, сульфитным и другими методами варки. Отходы лесопиления поставляются на целлюлозно-бумажные предприятия в виде готовой технологической щепы.

Отходы деревообработки. В виде технологической щепы используются отходы деревообрабатывающих предприятий – фанерных, мебельных, катушечных, тарных, столярных и др. По породному составу отходы чаще всего бывают лиственные или хвойно-лиственные. Щепа из этих отходов очень неравномерна по размерам, но почти не содержит сучков и гнилей. Такая щепа успешно применяется для производства полуцеллюлозы, термохимической и термомеханической древесной массы, сульфатной, сульфитной и бисульфитной целлюлозы.

Тонкомерная древесина. Тонкомерная древесина – древесина, диаметр которой в верхнем торце не превышает от 2 до 13 см. Сюда же относят ствольную часть лесосечных отходов, образующихся на лесозаготовительных предприятиях. В последнее время к разряду тонкомерной древесины относят плантационную молодую древесину с коротким циклом выращивания,

служащую для получения зеленой щепы. Основную массу тонкомерной древесины представляют лесосечные отходы и молодая древесина рубок ухода. Главным образом хвойно-лиственных пород. Несмотря на худшие свойства щепы из тонкомерной древесины по сравнению с балансовой, использование ее экономически выгодно.

Технологическая щепка. Древесное сырье для выработки волокнистых полуфабрикатов используется главным образом в виде щепы. Основную массу составляет собственная щепка, получаемая из балансов непосредственно на целлюлозно-бумажных предприятиях. Все древесные отходы, низкокачественная древесина и дрова превращают в технологическую щепку. Эта щепка поставляется на предприятия в готовом для переработке виде. Качественный состав технологической щепы составляет более 84 % щепы нормальных размеров, менее 3 % коры, менее 6 % гнили и не более 1 % опилок, остальное мелочь. Объем потребления привозной технологической щепы целлюлозно-бумажной промышленностью составляет более 23 % всего объема древесного сырья. Прогнозируется дальнейший рост объемов потребления технологической щепы. В настоящее время более 85 % потребляемой технологической щепы перерабатывается в сульфатную целлюлозу различного назначения.

Опилки. Значительным источником древесного сырья для получения целлюлозы являются опилки. В РФ примерно 30 % годового объема заготовок древесины составляют отходы. 10 – 12 % из них составляют отходы. Большое количество опилок используется для гидролиза, а остальное количество сжигается или выводится в отвал. Между тем сульфатная целлюлоза из опилок хвойных пород по механическим показателям близка к сульфатной целлюлозе из древесины лиственных пород.

Недревесное сырье. Наряду с древесиной в производстве волокнистых полуфабрикатов находит применение недревесное сырье: однолетние растения, вторичное сырье, макулатура. На долю макулатуры приходится более половины указанных источников сырья.

Однолетние растения. Кроме древесины для производства волокнистых полуфабрикатов используют однолетние растения (стебли тростника, солому хлебных злаков и т. п.), что представляет особый интерес для безлесных районов страны. Стебли используют для выработки целлюлозы по сульфатному методу. Существенным преимуществом этого вида сырья является ежегодная возобновляемость, однако трудность сбора, доставки и хранения пока ограничивают его применение. Наряду с этим целлюлоза из однолетних растений придает ряд специфических свойств бумаге (повышает гладкость, непрозрачность, белизну) и поэтому является желательным волокнистым полуфабрикатом в композиции многих видов бумажной продукции.

Вторичное сырье. Тряпье (тряпичные волокна), являясь более дефинитным по сравнению с целлюлозой волокнистым материалом, в настоящее время используется для изготовления бумаги в относительно небольшом объеме. Тряпичные волокна, получаемые из тряпья хлопчатобумажного и льняного, волокнистых отходов текстильного, канатно-веревочного и швейного

производств, волокон хлопка, льна и др., длиннее и прочнее волокон древесной целлюлозы, придают бумаге и картону повышенную прочность и эластичность. Поэтому они применяются преимущественно для выработки высококачественной документной, денежной, чертежной, картографической, копировальной, писчей и многих технических видов бумаги и картона.

Макулатура. Это один из видов сырья для целлюлозно-бумажной промышленности, ресурсы которого постоянно возрастают с увеличением потребления бумаги и картона. Значительный рост переработки макулатуры объясняется следующим: 1 т макулатуры заменяет 3 – 4 м³ древесины, а это позволяет экономить древесное сырье; макулатурная масса почти в 2 раза дешевле древесной массы и целлюлозы; стоимость строительства бумажных фабрик для переработки макулатуры в 1,5 раза ниже стоимости предприятий для производства первичных полуфабрикатов; проще решаются проблемы охраны природы и рационального использования природных ресурсов. В нашей стране макулатура применяется в производстве 41 вида картона и бумаги (80 % потребления приходится на долю тароупаковочных видов) [16 – 17].

1.2. Принципиальная технологическая схема производства сульфатной целлюлозы

Рассмотрим принципиальную схему получения целлюлозы по этому способу, который является основным.

Сущность получения целлюлозы состоит в том, что в результате обработки древесной технологической щепы каустической и сульфидной щелочью при температуре 160 – 170 °С в течение трех часов происходит переход лигнина из технологической щепы в раствор (делигнификация). Остаточный волокнистый продукт называют целлюлозой и после специальной обработки он является сырьем для получения бумаги.

Древесная технологическая щепка (рис. 1.1), предварительно пропитанная паром, транспортирующим потоком черного щелока поступает в варочный котел для делигнификации. Туда же направляют варочный (белый) щелок, представляющий раствор оборотной каустической и сульфидной серы. После варки древесной технологической щепы остаточная целлюлозная масса подвергается фильтрации с получением черного щелока и целлюлозного волокна. На фильтрах также осуществляется промывка целлюлозы. Целлюлоза после классификации по классу плюс минус 25 мм (по длине и ширине) подвергается очистке и является конечным продуктом целлюлозного производства.

Переработка щелока включает решение двух задач:

- регенерацию содопродуктов и серы и их возможно более полное возвращение в варочный цех в виде белого щелока;
- использование органических веществ, содержащихся в древесной технологической щепе как топлива в виде концентрированного черного щелока.

Блок технологических процессов переработки щелока включает следующие операции:

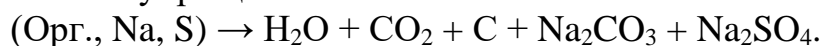
- сжигание черного щелока;
- растворение образовавшегося содового плава с получением зеленого щелока;
- каустизацию карбоната натрия оксидом кальция;
- регенерацию оксида кальция из известкового шлама.

Выпаривание черного щелока проводится с целью удалить избыточную воду и сделать щелок пригодным для сжигания. Концентрация сухих веществ в черном щелоке, поступающем на регенерацию из варочного цеха, обычно не превышает 18 %. Для успешного сжигания его необходимо выпарить до концентрации 65 % и выше.

Сжигание упаренного щелока осуществляется в топке содорегенерационного котлоагрегата (СРК).

СРК – это паровой котел, отличающийся от обычных энергетических котлоагрегатов конструкцией топки, приспособленной для сжигания высокозольного и очень влажного жидкого топлива, каким является черный щелок. Основные химические процессы протекают в топке СРК, куда впрыскивается через форсунки щелок, а также подается воздух, необходимый для горения. Попавший в горячую топку щелок быстро теряет влагу, органическая часть сгорает. Продуктами полного сгорания являются вода и диоксид углерода. Часть органических веществ первой стадии сжигания пиролизуется с образованием углерода. Основная часть содопродуктов и серы на этой стадии превращаются в карбонат и сульфат натрия.

Общая схема реакций, протекающих в процессе горения может быть представлена упрощенной схемой:



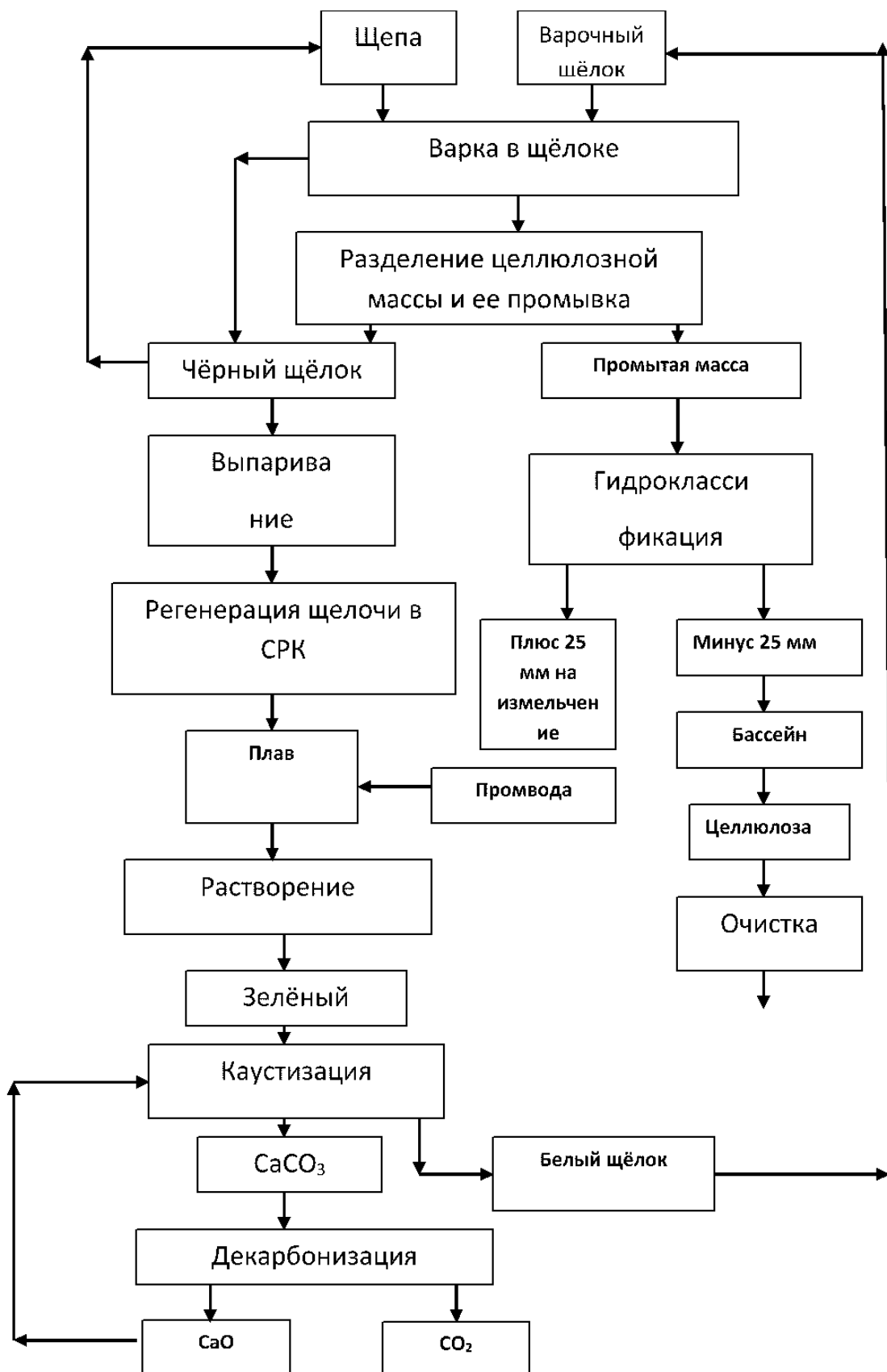


Рис. 1.1. Принципиальная технологическая схема производства сульфатной целлюлозы

Во второй фазе реакций образовавшийся сульфат восстанавливается углеродом до сульфида натрия: $\text{Na}_2\text{SO}_4 + 2\text{C} = \text{Na}_2\text{S} + \text{CO}_2$.

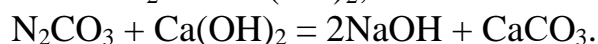
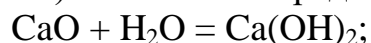
Остальная часть углерода, образовавшегося при пиролизе, сгорает, окисляясь до CO_2 . В результате этих процессов в топке котлоагрегата образуется горячая парогазовая смесь (дымовые газы) и зольный остаток (минеральный или содовый плав).

Основными компонентами дымовых газов являются: пары воды, поступившие как с черным щелоком, так и образовавшиеся в результате реакции по приведенной схеме; диоксид углерода, образовавшийся как при горении органических веществ щелока, так и при восстановлении сульфата; азот и остатки кислорода, поступившие в топку с воздухом. Дымовые газы уносят из топки основное количество теплоты. Эта теплота используется для выработки водяного пара высоких параметров в фестонной и кипяточной части котлоагрегата, для нагревания воды и воздуха в экономайзерах. Водяной пар направляется к турбинам для конверсии теплоты в электроэнергию, а дымовые газы после тщательной очистки выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу.

Зольный остаток в топке представляет собой смесь главным образом карбоната и сульфида натрия (Na_2CO_3 и Na_2S). Температура плавления этой смеси около $800\text{ }^\circ\text{C}$, то есть ниже температуры в топке СРК. Поэтому зольный остаток собирается на поду топки в виде смеси расплавленных солей (так называемый содовый плав).

Растворение содового плава происходит в растворителе плава. Расплавленные содопродукты стекают из топки СРК в растворитель плава (бак с интенсивной мешалкой) и растворяются в воде или, как это чаще делается в производственных условиях, в слабом белом щелоке. Образовавшийся раствор имеет зеленоватую окраску, которую ему придают соли железа, поэтому получил название «зеленый щелок». Из двух основных компонентов зеленого щелока один – сульфид натрия является активным компонентом варочного раствора. Другой компонент – карбонат натрия (техническое название «кальцинированная сода») должен быть превращен в гидроксид натрия (технические названия «каустическая сода», «каустик»). Процесс превращения называется каустизацией, он осуществляется в цехе каустизации.

Процесс каустизации оксидом кальция (техническое название «жженая известь») может быть представлен двумя реакциями:



Сульфид натрия в цехе каустизации не претерпевает никаких изменений. Продуктом каустизации является белый щелок – раствор гидроксида и сульфида натрия. Карбонат кальция выпадает в осадок и отделяется от белого щелока в виде известкового шлама, после чего белый щелок направляется в варочный цех. Этим замыкается цикл регенерации содопродуктов и серы.

Известковый шлам не относится к числу дорогостоящих сырьевых ресурсов, однако практиковавшееся раньше удаление его в отвал считается сейчас совершенно неприемлемым из-за загрязнения больших территорий. Все

современные предприятия регенерируют известь из известкового шлама путем обжига. При температуре выше 1000 °С карбонат кальция разлагается по эндотермической реакции:



и образовавшийся оксид кальция может быть возвращен в цех каустизации, замыкая еще один технологический цикл. Операцию обжига производят в печах декарбонизации или известерегенерационных печах. На технологической схеме показана туннельная вращающаяся печь. Источником тепловой энергии служит вводимое в печь топливо.

Черный щелок обычно концентрируют на двухстадийной (по пару) выпарной станции от 9 – 10 % до 50 – 80 % а. с. в. Выпарная станция первой стадии представлена современными 6 – 7 ступенчатыми выпарными батареями, работающими по противоточной или смешанной схеме выпаривания. На этой стадии раствор концентрируется до 50 % абсолютно сухих веществ (а. с. в.)

На второй стадии раствор концентрируют до 70 – 80 % в одно- и двухступенчатых выпарных установках [18 – 20].

В настоящее время более 90 % целлюлозы выпускают по сульфатному методу. При этом одним значительным потребителем теплоты в форме пара низкого давления является процесс выпаривания. В настоящее время суть выпаривания состоит в концентрировании черного щелока с целью подготовки его для сжигания в СРК. Исследования в области повышения энергоэффективности и энергосбережения получения целлюлозы диктуют необходимость развития выпарных процессов и выпарной техники. Это связано с тем, что из энергетической функции выпаривания черных щелоков, связанной лишь с концентрированием раствора, на нее ложится основная технологическая функция по регенерации химикатов из черного щелока.

Выпарные установки в производстве целлюлозы укомплектованы выпарными аппаратами большой единичной мощностью (поверхность теплообмена до 3500 м²).

Исторически сложилось так, что процесс выпаривания и установки для его осуществления в ЦБП являются отражением опыта лучших зарубежных фирм Финляндии, Канады, США.

Между тем выпаривание черных щелоков – не только сложный теплотехнический, но и физико-химический и технологический процесс. В процессе выпаривания выделяются фенолы, карбонаты и сульфаты кальция, а также летучие продукты не полного окисления серы. В результате не только снижается производительность выпарных установок, но и наносится значимый ущерб окружающей среде. По этим причинам производительность существующих выпарных установок на 30 – 50 % ниже чем в проектном режиме. Агрессивная среда, особенно при выпаривании растворов сульфитной целлюлозы, приводит к коррозии кипяточных труб. В качестве материала для таких аппаратов применяют высококачественные легированные стали, что обуславливает высокую стоимость выпарных установок и их текущий и капитальный ремонт.

Учитывая возрастающую функцию выпаривания черного щелока

персонал, проектирующий и обслуживающий выпарную установку, должен хорошо знать оборудование и технологическую схему. Иметь необходимые знания о составе и физико-химических свойствах черного щелока, способах его подготовки для упаривания, о требованиях, предъявляемых к чистоте щелока и содержанию в нем сухих веществ.

Принципиальная аппаратурно-технологическая схема сульфатцеллюлозного производства представлена на рис. 1.2.

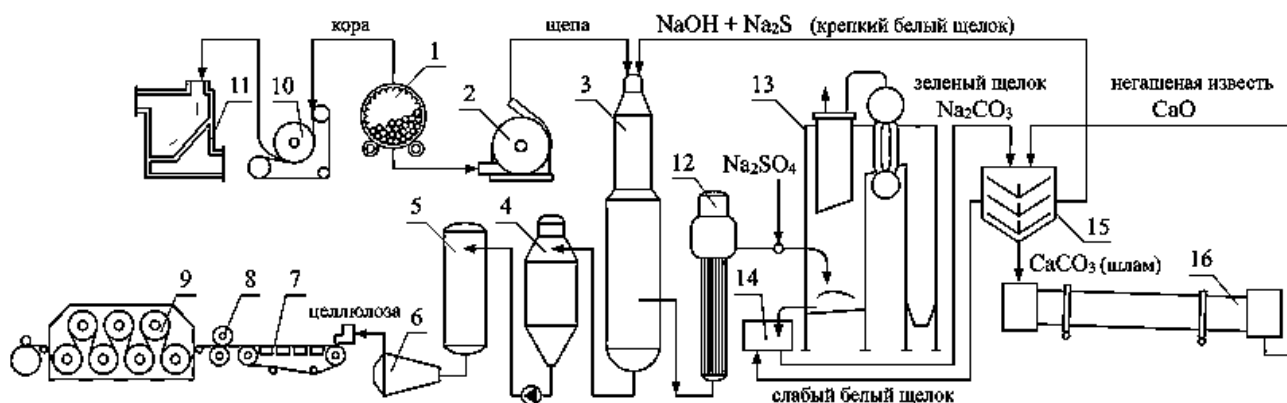


Рис. 1.2. Принципиальная аппаратурно-технологическая схема сульфатцеллюлозного производства: 1 – корообдирочный барабан; 2 – рубительная машина; 3 – варочный котел; 4 – выдувной резервуар; 5 – отбелка целлюлозы; 6 – сортировка; 7 – формование; 8 – прессование; 9 – сушка на пресспате; 10 – цепной пресс; 11 – топка для сжигания корьевых отходов; 12 – выпарная станция; 13 – содорегенерационный котел; 14 – бак-растворитель плава; 15 – цех каустизации; 16 – регенерационная печь извести

Процесс производства сульфатной целлюлозы является большим потребителем энергии (24 ГДж / т а. с. ц.). Из этой величины затраченной теплоты 20 ГДж / т а. с. ц. расходуется на регенерацию органической части черного щелока, а 4 ГДж / т а. с. ц. в виде природного газа на декарбонизацию известняка.

ГЛАВА 2. РЕГЕНЕРАЦИЯ ХИМИКАТОВ

2.1. Физико-химические свойства черного щелока

Сульфатный и моносульфатный черный щелок – вещества с анионоактивными свойствами, пенообразующая способность которых зависит от присутствующих солей.

Выпаривание черных щелоков в обычных выпарных аппаратах сопровождается значительным пенообразованием. Вероятность пенообразования в аппаратах погружного горения возрастает вследствие барботажа дымовых газов через слой щелока. Качество черного щелока определяется содержанием в нем сухого остатка (сухих веществ), органическая часть которого сгорает в печи, а минеральная часть выходит из нее в виде плава, содержащего в себе соду, сернистый натрий, едкий натр, сульфат натрия и другие соли. Плотность черного щелока меняется в зависимости от его температуры. Вот почему необходимо при измерении плотности одновременно фиксировать и температуру щелока. Это особенно важно при различных технических расчетах, а также при проверке сгущения щелока в разных аппаратах выпарной станции.

Получение черного щелока включает операции его отбора из котла, отделения от целлюлозы, выделения сульфатного мыла и упаривания до плотности, необходимой для осуществления процесса регенерации химикатов. В этих операциях удачно сочетаются цели основного целлюлозного производства и производств побочных продуктов. При этом, например, выделение из щелока сульфатного мыла представляет собой не только экономически целесообразную операцию, но и отвечает задаче улучшения процесса выпарки щелока в многокорпусных аппаратах и последующего сжигания [21, 22].

Трубопроводы черного щелока для удобства рассмотрения разбиваются на две группы: трубы, соединяющие корпуса выпарной станции через насосы, для которых они являются всасывающими и нагнетательными трубопроводами, и остальные трубопроводы для черных щелоков, соединяющие непосредственно корпуса. Трубопроводы черного щелока выполняются применительно к схеме питания щелоком. Щелок поступает в аппарат через патрубков в нижнюю часть щелокового пространства кипятильника, под нижнюю трубную решетку. Нагреваясь у входа, он закипает, и пузыри пара поднимают щелок в виде пены вверх по кипятильным трубам, на стенках которых, как предполагают, образуется пленка из смеси пара со щелоком. Сгущение черного щелока до 47 – 50 % абсолютно-сухого вещества и выше при смешанном и противоточном питании сопряжено с образованием накипи и отложений в кипятильных трубах первого и частично второго корпусов со стороны щелока. Для черного щелока должно быть установлено не менее двух приемных баков: в один набирается щелок от промывки, а из другого щелок подают на выпарку. Баки имеют рейки с делениями и поплавками для определения объема находящегося в них щелока.

По заполнении бака щелоком с промывки его переключают на питание выпарной станции, а щелок собирают в освободившийся бак. Устройство трубопроводов создает возможность взаимного переключения баков на прием и на питание. Площадь поперечного сечения баков должна быть не менее 0,1 – 0,15 м² на 1 м² щелока в сутки. Это обеспечивает быструю дегазацию щелока от растворенного в нем воздуха и газов. При смолистых щелоках отстаивание необходимо для того, чтобы сырое мыло всплыло на поверхность щелока, откуда его затем отчерпывают. Удаление газов и мыла значительно облегчит последующее выпаривание.

Получение черного щелока с содержанием абсолютно-сухого вещества выше 52 – 55 % на выпарной станции с естественной циркуляцией связано со снижением пропускной способности станции, выражаемой количеством воды, испаренной 1 м² ее поверхности нагрева, а также с добавочными затруднениями из-за быстрого засорения кипяtilьных труб. Количество жидкого черного щелока, подаваемого на выпарку, зависит от расхода щелочи на варку, потерь ее при промывке, от расхода воды на промывку и от жесткости сваренной целлюлозы.

Центробежная сортировка целлюлозы. В черном щелоке, поступающем из промывного отдела, содержится до 18 % сухого вещества, а остальное – вода. Выпаривание воды производится в многокорпусных вакуум-аппаратах. Полученный после выпаривания сгущенный щелок содержит 45 – 60 % сухого вещества.

В черном щелоке содержится сложный комплекс минеральных веществ и веществ, переходящих в раствор при разрушении древесины под воздействием варочного щелока. В черном щелоке в преобладающем количестве содержится глюкоизосахариновая кислота, наряду с ней образуется большое количество других кислот, таких как уксусная, муравьиная, молочная, гликолевая, ксилоизосахариновая и пр.

В черном щелоке растворенный сульфатный лигнин содержится в виде химического соединения с натрием – фенолята или соли лигнокислоты. При флотации черных щелоков контакт между частицами сульфатного мыла и воздухом достигается путем создания незначительного регулируемого подсоса воздуха в подводящем трубопроводе или непосредственно в самом центробежном насосе, установленном на линии перекачки черного щелока в отстойные баки. В центробежном насосе воздух хорошо диспергируется в черном щелоке. Способ свободен от недостатка способа аэрации, где отсутствует эффективное смешение черного щелока и воздуха. В отстойных баках сульфатное мыло легко всплывает на поверхность черного щелока и отделяется от него. Образующаяся пена разрушается в центрифуге. При контакте черного щелока, находящегося под давлением, с газообразной фазой углеводорода происходит выделение сульфатного мыла. Сульфатное мыло и углеводород декантируют. Затем смесь нагревают (или понижают давление), в результате чего углеводород испаряется, а мыло остается в остатке. Нейтральные вещества черного щелока представляют собой многокомпонентную смесь веществ, относящихся к различным классам органических соединений. Качественный и

количественный состав нейтральных веществ меняется в зависимости от видовой специфичности сырья. Нейтральные вещества, извлекаемые из сульфатного мыла малополярным растворителем, в основном состоят из неомыляемых, но в них всегда присутствует какое-то количество сложных эфиров, не подвергнувшихся омылению при сульфатной варке древесины. Максимальное отделение черного щелока от сдувочных парогазов очень важно не только для целей эффективного отстаивания скипидара-сырца, но и для экономии пара на выпарку и регенерацию черного щелока. Для характеристики черного щелока определяют плотность и массовую долю следующих веществ: сухих, органических, минеральных, взвешенных, не растворимого в соляной кислоте остатка оксида кремния, золы, общей титруемой щелочи, сульфата натрия, эффективной и активной щелочи, оксидов алюминия и железа, оксида кальция, гидроксида, сульфида и карбоната натрия, натрия, связанного с органическими соединениями, серы, смолистых веществ и лигнина. Массовая доля сухих веществ в щелоке определяется высушиванием на бумажных фильтрах при 104 – 105 °С или сушкой после смешивания щелока с кварцевым песком при 105 °С до постоянной массы. В качестве быстрого метода используется способ высокочастотной сушки, при котором проба черного щелока высушивается в высокочастотном электрическом поле. Массовая доля золы в щелоке определяется озолением сухого остатка щелока при 600 – 650 °С. При этом в минеральной части щелока происходят качественные и количественные изменения. Поэтому состав и масса образовавшейся золы не равны массе и составу минеральной части исследуемого щелока. Массовую долю минеральных веществ щелока определяют как сумму масс следующих веществ: гидроксида, сульфида и карбоната натрия, натрия, связанного с органическими соединениями, сульфата натрия, двуоксида кремния, оксида кальция, оксида железа и алюминия. При этом вводится поправка на карбонизацию и образование сульфатов при прокаливании сухого остатка. Массу органических веществ в щелоке находят по разности между массой сухих и минеральных веществ. Эффективная щелочь черного щелока складывается из содержания всего гидроксида и половины сульфида натрия. Проба черного щелока обрабатывается хлоридом бария, при этом осаждаются карбонаты, сульфиты, сульфаты и органические соли. После отделения осадка осветленный раствор, содержащий гидроксид и сульфид натрия, оттитровывают соляной кислотой в присутствии фенолфталеина. Сульфид натрия гидролизует в водном растворе до гидроксида натрия и кислой соли NaHS , которая имеет нейтральную реакцию по фенолфталеину, поэтому оттитровывается только та половина сульфида, которая находится в растворе в виде гидроксида натрия. Активная щелочь черного щелока включает массовые доли гидроксида и всего сульфида натрия и определяется методом потенциометрического титрования с применением стеклянного и каломельного электродов. К раствору щелока, освобожденному от карбоната и органических веществ, добавляют формальдегид и титруют до рН 3,5 соляной кислотой, которую приливают порциями. После прибавления каждой новой порции отмечают количество прибавленной кислоты и показания рН-метра. Из этого значения вычитают кислотный эквивалент формальдегида,

который определяют в отдельной пробе титрованием раствора формальдегида соляной кислотой в присутствии фенолфталеина. Разность представляет количество кислоты, пошедшее на титрование активной щелочи.

Деметилирование лигнина черных щелоков дает возможность производить одорант и диметилсульфоксид в огромных количествах, так как выпуск сульфатной целлюлозы в ближайшие годы будет исчисляться миллионами тонн. При охлаждении черного щелока выделяются смолы, извлеченные из древесины в виде смоляных мыл. Терпентин получают из сдвучных конденсатов, образующихся в процессе варки. Черный щелок концентрируется в многокорпусном выпарном аппарате и затем в некоторых случаях сжигается в котлах с добавкой топлива. При этом в качестве остатка после сжигания образуется плав, состоящий из соды и сернистого натрия, который непрерывно спускается в воду для растворения. При сжигании черного щелока в содорегенерационных установках вырабатывается пар давлением 4,0 МПа, который примерно на 70 % покрывает потребность в паре производства небеленой сульфатной целлюлозы. Пар давлением 0,35 – 0,9 МПа используется при изготовлении бумаги и картона в процессах сушки, варки клея и проклейки бумажной массы. В целом технологическая нагрузка предприятий отрасли формируется на основе использования пара давлением 0,35 – 1,6 МПа. Для отопления, вентиляции, горячего водоснабжения используется пар давлением 0,3 МПа или горячая вода. Степень смолистости черного щелока зависит от содержания в нем мыл, резинатов, нейтральных, смолистых и жирных веществ.

Черный щелок представляет продукт химического взаимодействия щелочей в белом щелоке с технологической щепой. В нем содержится (на сухую массу) 30 – 35 % минеральных и 65 – 70 % органических веществ. Минеральная часть черного щелока (18 – 25 %) химически связана с органической частью растворенных компонентов древесины. Она представлена 3 – 5 % сульфата натрия, 1 – 4 % сульфида натрия, 4 – 10 % карбоната натрия, 1 – 2 % остаточной не прореагировавшей части каустической щелочи.

Органическая часть черного щелока представлена лигнином (30 – 35 %) и продуктами разрушения углеводов (30 – 35 %). Элементный состав состоит из 35 – 45 % углерода, 3 – 5 % водорода, 15 – 20 % кислорода, 1 – 4 % органической серы [23].

Снижение себестоимости целлюлозы и решение задач по экологической безопасности технологического процесса состоит в переработке черного щелока на продукты, имеющие потребительский спрос и цену.

Физические и химические свойства черного щелока во многом определяется составом черного щелока. Они определяются следующими основными показателями: плотность, вязкость, теплоемкость, теплопроводность, физико-химическая температурная депрессия, поверхностное натяжение, теплота сгорания.

Плотность раствора зависит от концентрации сухих веществ и температуры. Это один из важнейших показателей используемых при эксплуатации выпарных станций и технических расчетах.

Состав черного щелока в значительной степени определяется его плотностью. Чем выше плотность щелока, тем больше содержится в нем сухих веществ. Поэтому при промывке целлюлозной массы расход свежей воды должен быть минимальным. Практически содержание сухого остатка в черном щелоке, поступающем в выпарной цех, не превышает 12 – 15 %.

В зависимости от вида растительного сырья, степени делигнификации целлюлозы и расхода активной щелочи на варку черный щелок содержит после его уплотнения и выделения из него сульфатного мыла примерно 30 – 35 % минеральных и 65 – 70 % органических веществ. На процентное соотношение в черном щелоке минеральных и органических веществ, вид вырабатываемой целлюлозы заметного влияния не оказывает, но количество сухих веществ в щелоке значительно зависит от вида полуфабриката (при выработке жесткой целлюлозы оно примерно в 2 раза выше, чем при выработке мягкой).

На содержание сухого остатка в черном щелоке большое влияние оказывают: влагосодержание щепы, загружаемой в варочный котел, способ нагрева варочного котла – прямой или не прямой (в подогревателях), режим промывки массы, а также степень делигнификации сваренной целлюлозы.

Содержание в сухом остатке смолистых веществ, экстрагируемых эфиром, составляет 2,5 – 3 % и существенно зависит от породы древесины и ее местопроизрастания. Так, в древесине сосны обыкновенной содержание смолистых веществ составляет 4,12 – 4,98 % от абсолютно сухой древесины, ели 1,47 – 2,37 % (у сахалинской ели оно повышается до 3,1 %). В древесине сибирской пихты смолы содержится 4,35 %, а в древесине сахалинской сосны 3,7 %. В древесине березы смолы содержится 2,28 – 2,76 %, а в древесине осины 1,5 – 2,66 % [23, 25].

Между абсолютной влажностью W_a и относительным содержанием сухой массы в жидком щелоке b существует зависимость:

$$W_a = \frac{100 - b}{b} 100, \% \quad (2.1)$$

Абсолютная влажность, выраженная в долях называют влагосодержанием:

$$u = \frac{W_a}{100}, \text{ кг/кг.} \quad (2.2)$$

Относительное содержание сухих веществ в жидком щелоке:

$$b = (1 + u)^{-1}, \text{ кг/кг.} \quad (2.3)$$

Количество испаренной влаги в процессе концентрирования щелока от b_1 до b_2 отнесенное к 1 кг сухой массы:

$$M = u_1 - u_2, \text{ кг/кг.} \quad (2.4)$$

Плотность жидкого щелока рекомендуется определять из соотношения:

$$\rho_{жщ} = \frac{(1 + \rho_0 \cdot u)}{\left(\frac{u}{\rho_v} + \frac{1}{\rho_c} \right)}, \quad (2.5)$$

где ρ_v, ρ_c – плотность воды при данной температуре и сухой массы щелока, соответственно, или по приближенной формуле:

$$\rho_{\text{жщц}} = \frac{1+u}{0,5+u}, \text{ кг/м}^3. \quad (2.6)$$

Вязкость определяется составом черного щелока, его концентрацией и температурой. С увеличением вязкости раствора черного щелока, связанном с повышением концентрации сухих веществ, повышается эффективность его сжигания с СРК. Эффективность выражается в снижении расхода топлива, повышении производительности СРК и уменьшении потерь ценных компонентов при отводе дымовых газов в окружающую среду. Повышение вязкости черного щелока приводит к повышению гидравлического сопротивления при транспортировке раствора, а, следовательно, к перерасходу электроэнергии. Повышение вязкости раствора также определяет низкую эффективность теплопередачи. Для снижения негативного влияния повышения вязкости с увеличением концентрации сухих веществ в растворе предлагается перед выпариванием черного щелока его выдержка в течение 30 минут при температуре 180 °С. Наблюдаемый эффект снижения вязкости объясняется разрушением органических молекул.

Вязкость щелока, как и плотность, оказывает существенное влияние на процесс его упаривания. Она зависит от содержания в щелоке сухих веществ, их химического состава, температуры и давления, под которым находится щелок.

По мере повышения температуры вязкость щелока уменьшается. Степень уменьшения вязкости щелока при различных содержаниях сухих веществ и температуре изменяется (табл. 2.1).

Как видно из приведенных данных, с повышением содержания сухих веществ при одной и той же температуре щелока вязкость возрастает в значительной степени. При одном и том же содержании сухих веществ вязкость щелока с повышением температуры уменьшается.

Увеличения вязкости щелока при понижении температуры протекает значительно быстрее в условиях повышенного содержания в нем сухого остатка.

Особенно резко это наблюдается, когда содержание сухого остатка в щелоке превышает 40 %. Вязкость щелока, содержащего от 15,5 до 35,5 % сухих веществ, при снижении его температуры с 80 до 20 °С возрастает в 6 раз. Поэтому необходимо строго контролировать температуру упаренного щелока, чтобы его можно было перекачать в содорегенерационный котлоагрегат центробежным насосом.

Таблица 2.1 – Вязкость щелока при различных температурах и содержаниях абсолютно сухих веществ

Содержание абс. сухих веществ в щелоке, %	Вязкость щелока, $\text{с}_{\text{ст}}$, при температуре $t, ^\circ\text{C}$						
	20	40	60	80	100	120	140
30	6	3	2	1,5	1,1	0,9	0,75
40	19	9	6	3,4	2,4	1,8	1,5
45	80	27	13	6,5	4,0	2,8	2,0
50	450	100	36	16,0	8,0	5,5	3,0
55	-	550	140	40,0	17,0	8,0	5,0

Влияние давления на вязкость щелока обычно не учитывают, так как оно заметно проявляется только при давлении свыше 1,0 МПа (10 кгс/см²).

Вязкость щелока, как показал ряд исследований, не зависит от породы древесины. Количество лигнина и других органических соединений, переходящих в процессе варки целлюлозы в раствор и определяющих степень вязкости и коллоидные свойства щелока, находятся в зависимости только от степени делигнификации целлюлозы.

Теплопроводность. Теплопроводность черного щелока используется при определении коэффициента теплоотдачи к раствору при вычислении чисел Нуссельта и Прандтля. На рис. 2.1 приведены экспериментальные данные по значениям коэффициента теплопроводности в функции концентрации сухих веществ и температуры.

Теплоемкость. Теплоемкостью тела или системы называется отношение количества теплоты, передаваемой телу или системе в каком-либо процессе, к соответствующему изменению температуры. Поэтому каждое значение теплоемкости относят к определенной температуре. Теплоемкость тела не зависит от способа его нагрева [24, 27, 29].

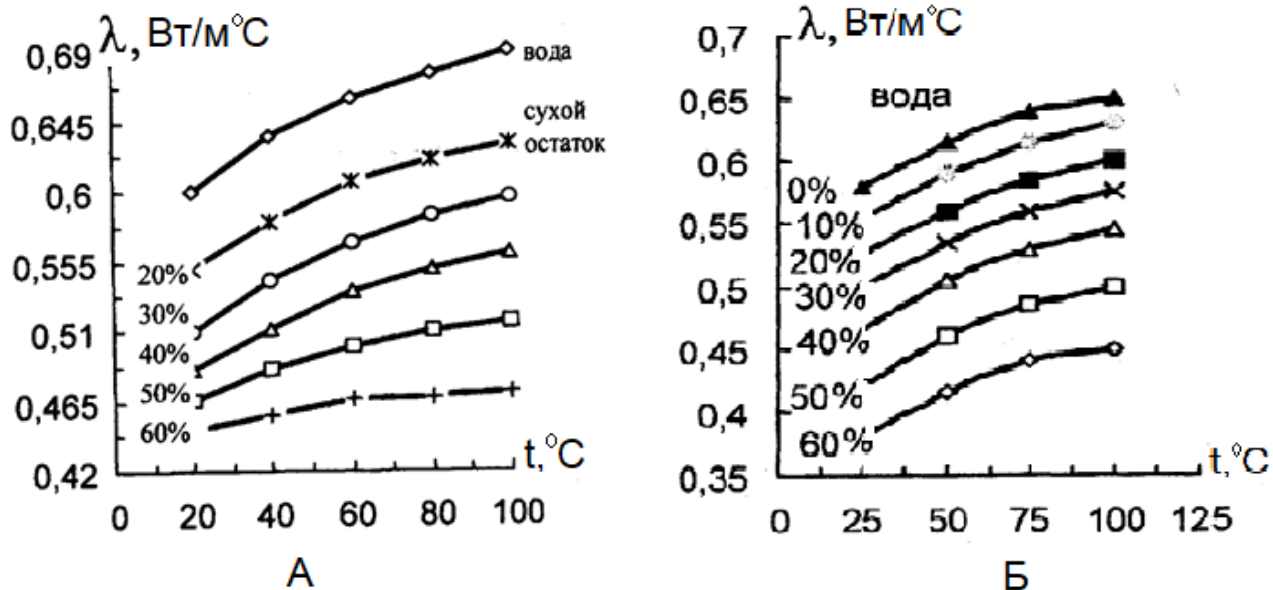


Рис. 2.1. Теплопроводность сульфатных (А) и сульфитных (Б) щелоков

Для характеристики работы выпарной установки при определении процесса теплообмена необходимо располагать данными о теплоемкости щелока. Теплоемкость черного сульфатного щелока зависит от плотности, с увеличением которой, т. е. с повышением содержания в нем сухих веществ, теплоемкость его уменьшается [25, 26].

Расход теплоты зависит не только от свойств вещества, из которого состоит тело, но и от массы этого тела. Так, чтобы нагреть две емкости разного объема с содержимым разной массы до одинаковой температуры, подвести различное количество теплоты. Поэтому для различных тел или систем можно сравнивать только удельные теплоемкости.

Теплоемкость черного щелока может быть рассчитана по формуле:

$$c_{жщ} = \frac{c_{сщ} + c_v \cdot u}{1 + u}, \text{ кДж/кг} \cdot \text{°С}, \quad (2.7)$$

где $c_{сщ}$, c_v – теплоемкость сухого вещества и воды при данных температуре и давлении.

При отсутствии исходных данных в тепловых расчетах рекомендуется принимать $c_{сщ}$ в пределах 1,8 – 2,0 кДж/кг·°С.

Температура кипения и физико-химическая температурная депрессия. При одинаковых температурах упругость пара над чистым растворителем больше, чем над раствором. Поэтому при принятом давлении температура кипения раствора выше температуры растворителя.

Температура жидкости при нагревании повышается до момента, когда внутри ее начинают интенсивно образовываться пузырьки пара, которые, дойдя до поверхности жидкости, лопаются, и на поверхности происходит бурное и беспорядочное их движение, называемое кипением. Во время кипения помимо образования пара на поверхности жидкости происходит превращение ее в

парообразное состояние и внутри паровых пузырьков. Образованию паровых пузырьков способствует содержание в жидкости газов.

Процесс испарения влаги из черного щелока с целью повышения содержания в нем сухих веществ путем кипения щелока является основной задачей выпарного цеха.

Температуру, при которой происходит кипение жидкости, называют температурой кипения. Она зависит в основном от давления, состава жидкости, наличия в ней растворенных веществ или газов. Так, при атмосферном давлении точка кипения воды будет равна 100 °С, при давлении 1 МПа (10кгс/см²) вода будет кипеть при 183,2 °С, и наоборот, при разрежении, т. е. при вакууме, точка кипения будет ниже 100 °С [27].

При одном и том же давлении различные жидкости имеют разные точки кипения. Температура кипения жидкости изменяется также в зависимости от вида растворенных в ней веществ. При этом она возрастает с увеличением их концентрации. Так, черный щелок плотностью 1,09 г/см³ кипит при 104 °С, при увеличении плотности до 1,18 г/см³ он будет кипеть при 106 °С, а при плотности 1,38 г/см³ при 110 °С. Если в щелоке содержатся газы, то при нагревании его точка кипения будет достигнута быстрее, чем при отсутствии в нем газов [28].

Таблица 2.2 – Теплота сгорания сухих веществ

Вещество	МДж/кг
Хвойный лигнин	26,90
Лиственный лигнин	25,11
Углеводы	13,56
Смоляные и жирные кислоты	37,71
Сульфид натрия	12,90
Тиосульфат натрия	5,79

Поверхностное натяжение. Величина поверхностного натяжения черного щелока зависит от концентрации сухих веществ в интервале температур 40 – 80 °С. Заметное изменение поверхностного натяжения отмечается при повышении концентрации сухих веществ выше 25 %. Так как практические условия выпаривания соответствуют выше названной концентрации, то для теплотехнических расчетов эту величину можно принять постоянной и равной 31 – 32 Н/м.

Теплота сгорания является важнейшей характеристикой черного щелока. Она показывает величину выделяемой (поглощаемой) теплоты при окислении компонентов черного щелока. Величины выделяемой (поглощаемой) теплоты важнейших компонентов черного щелока показаны в табл. 2.2.

2.2. Технология выпаривания черного щелока

Выпаривание – сложный технологический процесс частичного, либо полного удаления жидкого растворителя в виде пара в процессе кипения из водных растворов твердых веществ. Выпаривание применяется для повышения концентрации растворов нелетучих веществ путем выделения из растворов чистого растворителя (дистилляция) и кристаллизации растворенных веществ [21].

Для нагревания выпариваемых растворов до кипения применяются топочные газы, подвод электроэнергии, высокоорганические теплоносители. Наибольшее применение находит водяной пар, характеризующийся высокой удельной теплотой конденсации и высоким коэффициентом теплоотдачи.

Выпаривание используется в целлюлозно-бумажной промышленности при производстве целлюлозы по сульфатному или сульфитному способам.

Грамотное конструирование процесса выпаривания и его аппаратного оформления – важнейший этап по рациональному использованию энергии в технологии тепловой переработки черного щелока.

Сущность выпаривания состоит в том, что раствор, нагретый до или выше температуры насыщения при заданном давлении и концентрации, начинает кипеть. При этом вода частично или полностью удаляется в виде пара. Приобретенная ионами растворенных солей энергия в этих условиях недостаточна для преодоления сил межмолекулярного притяжения. Поэтому эти соли остаются в растворе. Образующийся пар называют вторичным паром или экстрапаром. Выпаривание слабого черного щелока ведут от концентрации 5 – 15 % до 70 – 80 % абсолютно сухих веществ (а. с. в.). Технологией упаривания предусмотрено укрепление слабого черного щелока упаренным. Таким образом, собственно выпаривание ведут от концентрации 20 – 25 % а. с. в. Такое технологическое решение позволило осуществить отделение сульфатного мыла от раствора.

Испарение воды в головном корпусе происходит за счет теплового потока, подводимого к выпариваемому раствору от внешнего источника. Самым распространенным теплоносителем является пар отбора турбин ТЭЦ давлением 0,3 – 0,7 МПа или от заводской котельной. Подвод теплового потока в общем случае может быть осуществлен путем подвода электроэнергии или от других технологических потребителей, например, дымовых газов сушильных установок. Стремление к рациональному использованию энергии пара с ТЭЦ в процессе выпаривания, привело к созданию многоступенчатых выпарных установок (МВУ). В этих установках удается значительно сократить подвод энергии от внешнего источника на выпарку.

Определяющую роль в работе выпарных батарей играет подготовка черного щелока к выпариванию, что обеспечивает стабильность работы выпарных установок, производительности и энергетических затрат [31, 32].

Щелок, поступающий в выпарной цех после промывки целлюлозной массы, содержит натриевые соли смоляных и жирных кислот (сульфатное мыло), а также некоторое количество мелкого волокна.

Содержание сульфатного мыла. Концентрация сульфатного мыла в черном щелоке при варке сосновой древесины достигает 10 – 15 г/л. В процессе упаривания щелока сульфатное мыло вызывает сильное вспенивание, что приводит к перебросу пены с соковым паром из одного выпарного аппарата в другой, потерям щелочи и в значительной мере затрудняет визуальное наблюдение за ходом процесса. От содержания сульфатного мыла в черном щелоке зависит эффективность процесса упаривания щелока.

Перед упариванием щелок должен быть соответствующим образом подготовлен и в максимальной степени освобожден от вышеуказанных примесей. Для этого щелок фильтруют, выделяют из него мыло и подвергают окислению.

Отфильтрованный на фильтре щелок поступает в расходный бак, откуда центробежным насосом подается в смеситель. В этот же смеситель для укрепления щелока, поступающего из промывного отдела, закачивается концентрированный упаренный черный щелок. После смесителя укрепленный щелок поступает в бак, в котором происходит процесс отсаливания и выделения сульфатного мыла. Баки для сбора мыла могут устанавливаться последовательно или параллельно, в этом случае, как правило, в одном баке происходит отстаивание мыла, во второй бак закачивается укрепленный щелок, а из третьего – освобожденный от мыла щелок направляется на окислительную установку. Затем последовательно операции в баках меняются. Отобранное из бака сульфатное мыло поступает в бак-сборник. Окисленный щелок поступает в бак, из которого также отбирается мыло, а освобожденный от мыла щелок направляется на выпарную установку.

Упаренный до соответствующей концентрации крепкий щелок, пройдя через мылоотделитель, поступает на сжигание. Часть этого щелока используется для укрепления слабого щелока в смесителе. При выработке сульфатной целлюлозы из лиственной древесины или тростника операции отделения сульфатного мыла от щелока не требуется.

Содержание смоляных и жирных кислот в черном щелоке особенно сильное влияние оказывает на производительность выпарной установки при повышении его плотности до 1,3 г/см³ и выше. При этом сроки беспромывочного периода работы установки значительно сокращаются. Таким образом, чем больше сульфатного мыла будет удалено из щелока до его поступления на выпарную установку, тем эффективнее будет процесс упаривания щелока.

Специалисту для правильного ведения процесса упаривания щелока необходимо интересоваться степенью смолистости растительного сырья, поступающего на варку, режимом варки, степенью удаления из черного щелока мыла и мелкого волокна и составом щелока.

Кислый характер этих газов при наличии в щелоке летучих органических соединений приводит к коррозии находящихся в парогазовом пространстве

металлических поверхностей, кипяtilьных труб, трубных решеток, конденсатных насосов, сепараторов и другого оборудования.

Пенообразование. Черный щелок направляется в систему регенерации химикатов. В процессе операции регенерации от щелока отделяется сульфатное мыло. Черный щелок, полученный после варки древесины хвойных пород, обладает свойством пениться. Пенообразование вызывается присутствием в черном щелоке смолистых веществ. Черный щелок является сложным раствором в воде органических и минеральных веществ. Необходимость тщательного отбора мыла обуславливается ценностью этого продукта, а также тем, что при повышении плотности щелока до 1200 – 1300 кг/м³ оно оказывает особенно сильное влияние на производительность выпарной установки, при этом срок беспромывочной работы выпарной установки снижается. В связи с этим подготовка черного щелока к упариванию является необходимой и важной операцией в процессе регенерации щелочных химикатов. Она включает в себя сбор сульфатного мыла и окисление отработанных черных щелоков. Перед сбором мыла щелок уплотняется за счет смешивания с частью крепкого черного щелока, что оптимизирует условия отстаивания и выделения мыла. Укрепление слабого черного щелока уменьшает вспенивание при выпаривании. Необходимое количество крепкого раствора рассчитывают по формуле:

$$G_1 = \frac{G(b-b_H)}{(b_K-b)}, \quad (2.8)$$

где b, b_H, b_K – концентрация щелока после смешения слабого и крепкого черного щелока, соответственно;

G_1, G – массовый расход щелока после смешения и слабого раствора черного щелока, соответственно [32].

Черный щелок, поступающий в отстойный отдел после промывки целлюлозы, содержит натриевые соли смоляных и жирных кислот (сульфатное мыло), а также некоторое количество мелкого волокна.

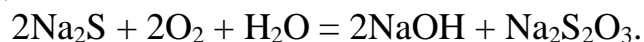
Содержание мыла в плотном черном щелоке, поступающем на сжигание в содорегенерационный котел, должно быть не более 1 % в а. с. в. остатке.

Влияние мелкого волокна в черном растворе. Мелкое волокно при упаривании щелока образует на поверхностях нагрева выпарных аппаратов накипь, снижающую эффективность их работы, а иногда полностью закупоривает кипяtilьные трубы. Процесс образования осадка на стенках кипяtilьных труб значительно ускоряется при наличии в щелоке сульфатного мыла. Мелкое волокно забивает также сетки в сепараторе, затрудняя отделение щелока от сокового пара. Количество мелкого волокна в щелоке, поступающим на упаривание, зависит от способа промывки целлюлозы, применяемого для этой цели оборудования и состояния сеток промывных аппаратов. Для нормальной работы выпарной установки содержание мелкого волокна в упариваемом щелоке не должно превышать 10 – 15 мг/л. Соковый пар и загрязняет конденсат, образующийся в межтрубном пространстве выпарного аппарата

Неконденсирующиеся газы. Содержащийся в черном щелоке сульфид натрия в результате гидролиза образует сероводород. Вместе с другими дурнопахнущими газами – диметилсульфидом и метилмеркаптаном – он

переходит при упаривании щелока в соковый пар и загрязняет конденсат, образующийся в межтрубном пространстве выпарного аппарата. Кислый характер образующихся газов при наличии в щелоке летучих органических соединений приводит к коррозии находящихся в парогазовом пространстве металлических поверхностей, кипяtilьных труб, трубных решеток, конденсатных насосов, сепараторов и другого оборудования.

Окисление щелока. Для уменьшения образования летучих соединений черный щелок подвергают окислению. При окислении щелока кислородом воздуха превращение сульфида натрия в тиосульфат происходит по следующей реакции:



При более глубоком окислении тиосульфат ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$) способен переходить в более стойкое химическое соединение – сульфат натрия.

Одновременно с окислением сульфида натрия происходит окисление находящихся в черном щелоке несконденсировавшихся дурнопахнущих веществ. Метилмеркаптан превращается при окислении в менее летучий диметилсульфид натрия.

Существует целый ряд аппаратурно-технологических решений, которые рекомендуются в качестве окислителей черного щелока. К таким решениям можно отнести обработку зеленого щелока кислородом воздуха, пенные установки. К наиболее интересным способам следует отнести окислительные установки на основе флотации. В отличие от других окислительных установок флотационно-окислительная установка позволяет наряду с окислением нестойких серосодержащих соединений черного сульфатного щелока осуществлять также его очистку от механических примесей (мелкого волокна, шлама) и дополнительно извлекать из щелока сульфатное мыло методом флотации. Конструкция флотационно-окислительной установки позволяет не только использовать черный щелок с повышенным содержанием мелкого волокна и шлама, но и в значительной степени удалить их из щелока.

2.3. Технология сжигания черного щелока

Сжигание черного в СРК щелока состоит в удалении воды из предварительно подготовленного на выпарке черного щелока, пиролиза сухого остатка с удалением летучих и получением кокса, сжиганием угля. В процессе термического взаимодействия продуктов сгорания и минеральной частью черного щелока происходит карбонизация каустической щелочи и некоторой части сульфида натрия с получением соды, а также восстановление расплавленного сульфата натрия до сульфида.

В процессе сжигания в топке СРК органическая часть сухого вещества черного щелока сгорает до простейших газообразных продуктов (CO_2 , H_2O и т. п.), а минеральная часть превращается в зольный или расплавленный остаток – подзол или плав. В содорегенерационный цех поступают почти все вещества,

уходящие из варочного цеха с черным щелоком, за вычетом используемых продуктов (в т. ч. сульфатного мыла) и безвозвратных потерь [27, 29, 30].

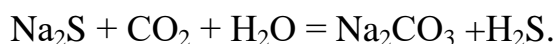
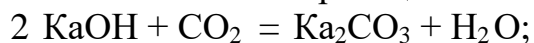
Перед сжиганием щелока к нему добавляют сульфат натрия в количестве, необходимом для восполнения потерь серы на всех этапах производства.

Процесс сжигания черного щелока в топке СРК можно условно разделить на три последовательные стадии, считая, что черный щелок и дымовые газы движутся навстречу друг другу (рис. 2.2). Практически отдельные стадии не разграничены и могут накладываться друг на друга.

Первая стадия – испарение влаги (сушка щелока) под действием горячих дымовых газов. Она начинается с момента поступления черного концентрированного щелока в топку котлоагрегата. Щелок при этом превращается в твердое вещество – «огарок» с аморфной структурой.

На этой стадии ведется обработка раствора капелек черного щелока в распыленном состоянии до 1 – 3 мм дымовыми газами в топочной камере СРК. Капельки раствора быстро (в течение 1,5 с) высыхают с поверхности. Температура поверхности к концу сушки достигает 900 °С. Воспламенение частицы происходит при достижении температуры на поверхности 300 – 400 °С. При этом толщина сухого слоя равна примерно половине радиуса частицы.

Одновременно протекают многочисленные химические превращения: продукты дымовых газов взаимодействуют с компонентами минеральной части щелока. Главной из этих реакций является карбонизация свободной щелочи:



Основной образующийся продукт – сода Ca_2CO_3 .



Рис. 2.2. Процесс сжигания черного щелока

Вторая стадия – пиролиз и коксование органического остатка.

При дальнейшем прогреве частиц черного щелока происходит выход летучих веществ. К ним относятся: метан, фенол, сернистые соединения. В эксперименте установлено, что частицы в процессе прогрева увеличиваются в объеме. Увеличение объема частиц достигает до 50 объемов от первоначального объема частиц. Это явление объясняется тем, что минеральные соли и битуминозные вещества, находящиеся на поверхности частицы приводят к уплотнению наружного слоя. Вследствие этого скорость выхода летучих замедляется. Перед окончанием процесса горения происходит интенсивное повышение температуры частицы и ее разрыв. Изменение объема носит параболический характер.

Летучие соединения при взаимодействии с кислородом воздуха образуют поток горячих газов: CO , CO_2 , H_2 , H_2O , H_2S , SO_2 .

В составе минеральной части черного щелока содержится свободная и связанная с органическими соединениями щелочь. Эта щелочь подвергается карбонизации в процессе пиролиза и выжига органических веществ по формуле:

$$2\text{NaOH} + \text{CO}_2 = \text{Na}_2\text{CO}_3 + 170 \text{ кДж/моль.}$$

Следует отметить, что карбонизация каустической щелочи, связанной с органическими соединениями, значительная доля теплоты затрачивается на реакции пиролиза. Поэтому в расчетах принимается, что выделение теплоты при карбонизации компенсируется затратами теплоты на реакции пиролиза.

Огарок скапливается в нижней части топки в виде «подушки», которая подвергается термическому разложению (пиролизу) за счет выделяющегося тепла. В результате такой сухой перегонки образуется ряд горючих продуктов:

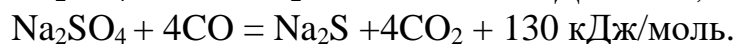
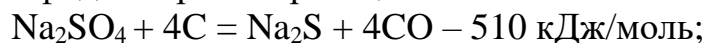
метиловый спирт, ацетон, метан, фенолы, метилмеркаптан, сероводород и др. На образование этих продуктов расходуется около 50 % углерода и до 50 % органической серы, находящихся в щелоке перед сжиганием. Для обеспечения сжигания образующихся летучих продуктов пиролиза в топку подают вторичный воздух. Кроме того, в этот период карбонизируются натриевые соединения, связанные с лигнином и другими компонентами древесины. Параллельно образуется кокс в результате пиролиза всех углеродсодержащих органических соединений.

В состав газов, уходящих из зоны пиролиза, входят (в процентах от объема, по данным одного из исследований): сероводород 0,092; метилмеркаптан 0,132; диметилсульфид 0,013; диоксид углерода 10,8; оксид углерода 18,0; метан 3,4; углеводороды 0,6; кислород 2,4; водород 12,7; азот 50,0; итого перечисленные компоненты 98,1.

Незначительные количества сернистых соединений – сероводорода, метилмеркаптана, диметилсульфида и других, которые содержатся в газах и уходят с ними в дымовую трубу, придают выбрасываемым газам очень неприятный запах. Все эти соединения токсичны, поэтому допустимое содержание их в дымовых газах строго нормируется. Продукт полного сгорания сернистых соединений – диоксид серы SO_2 также относится к числу вредных выбросов процесса сжигания щелоков. Кроме того, дымовые газы в качестве побочного продукта всегда содержат небольшое количество оксидов азота, относимых к очень опасным для природы веществам. Эти обстоятельства заставляют искать такие условия сжигания сульфатных щелоков, которые бы обеспечивали минимальное образование вредных выбросов.

Третья стадия – пиролиз.

Последней стадией сжигания щелока является сжигание кокса и получение плава. В этом процессе происходит восстановление серусодержащих соединений до сульфида натрия по реакциям:



Как следует из приведенных химических реакций, восстановление сульфата натрия характеризуется итоговым эндотермическим эффектом. Эндотермический эффект определяется величиной 12900 кДж/кг сульфида.

Получение сульфида натрия является одной из целевых задач процесса в СРК. Полнота восстановления сульфата натрия до сульфида является одной из важнейших характеристик технологии регенерации черного щелока.

Степень восстановления (или степень сульфидности) определяется по формуле:

$$\frac{Na_2S}{Na_2S + Na_2SO_4}$$

и в промышленном производстве составляет 90 %.

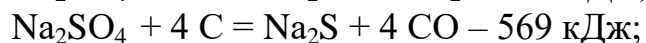
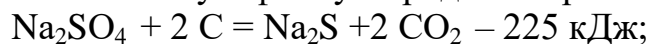
Карбонат натрия в процессе сжигания черного щелока не претерпевает никаких изменений. Таким образом, в результате химических превращений плав на выходе из СРК состоит в основном из карбоната натрия, сульфида натрия и

сульфата натрия. Он может содержать незначительное количество примесей в виде сажи, недовосстановленной серы, а также других соединений, являющихся продуктами побочных реакций.

К началу третьей стадии процесса примерно половина углерода, содержавшегося в исходном щелоке, остается в виде кокса. Во время третьей стадии происходит выжигание кокса и расплавление оставшихся минеральных солей.

При сжигании сульфатных щелоков третья стадия обязательна, так как только в минеральном плаве достаточно полно происходит восстановление сульфата, добавляемого для возмещения производственных потерь щелочи и серы.

Основной реакцией, протекающей в третьей стадии процесса сжигания сульфатных щелоков, является восстановление сульфата в сульфид натрия коксом, образовавшимся при пиролизе органических веществ. При восстановлении сульфата углеродом теоретически возможны три реакции:



Две первые реакции сульфата с твердым углеродом эндотермические; третья реакция – восстановление сульфата газообразным оксидом углерода – экзотермическая. Суммарный тепловой эффект реакций является результатом двух одновременно протекающих процессов: собственно восстановления сульфата и окисления углерода за счет отщепляемого кислорода.

Из этих трех реакций основную роль играет первая. С повышением температуры равновесие двух первых реакций смещается вправо – в сторону большей степени восстановления сульфата. Равновесие третьей реакции при этом, напротив, сдвигается влево. При температуре около 1000 К все три реакции имеют одинаковые константы равновесия. При более высокой температуре преимущественное развитие получают первая и вторая реакции.

Сульфат начинает восстанавливаться в твердой фазе при температуре около 620 °С. Температура плавления безводного сульфата натрия равна 888 °С, однако присутствие сульфида снижает температуру плавления смеси вследствие наличия эвтектик. Эвтектической точке соответствует смесь из 27,5 % Na_2S и 72,5 % Na_2SO_4 с температурой плавления 750 °С. Температура плавления чистого карбоната натрия равна 852 °С. Смесь из 40 % Na_2S и 60 % Na_2CO_3 является эвтектикой с температурой плавления 756 °С. Температура плавления минеральной смеси, находящейся в топке – около 800 °С, фактическая температура минерального плава 850 – 900 °С.

На плавление солей затрачивается заметное количество тепла: теплота плавления чистого сульфата натрия равна 258 кДж/кг, сульфида – 62 кДж/кг, карбоната – 358 кДж/кг. Плавление минеральных солей и повышение температуры сильно ускоряют реакцию восстановления сульфата.

Для полноты реакции восстановления основное значение имеют избыток присутствующего угля и достаточно хороший контакт его с сульфатом, а также отсутствие избытка воздуха в зоне реакции. Стехиометрически для реакции

восстановления при окислении углерода до CO_2 (первая реакция) необходимо 0,17 кг углерода на 1 кг сульфата, при окислении углерода до CO (вторая реакция) – 0,34 кг углерода на 1 кг сульфата. Однако значительно большее количество углерода необходимо в качестве топлива для компенсации тепла восстановления, тепла плавления и для нагрева плава и продуктов горения до температуры реакции. Общий расход углерода для этих целей в 8 раз превышает расход его на реакцию (по второму уравнению) и составляет около 2,4 кг на 1 кг сульфата.

Тесный контакт между сульфатом и коксом в процессе реакции в наилучшей степени достигается при предварительном смешивании добавляемого в топку сульфата с жидким щелоком. В производственных условиях степень восстановления сульфата (в плаве) составляет в среднем 94,97 %, достигая в отдельных случаях 98,99 %.

Содовый плав, вытекающий из топки, содержит в качестве основных компонентов карбонат и сульфид натрия, а также небольшое количество невосстановленного сульфата и мелких частичек невыгоревшего угля.

Воздух в топку содорегенерационных агрегатов подают не менее чем в две зоны. Часть воздуха поступает непосредственно к месту горения (первичный воздух), он предназначается для выжигания угля органического происхождения. Остальной воздух поступает в верхнюю зону топки (вторичный воздух) и предназначается для сжигания газообразных продуктов, выделяющихся во время пиролиза. Общее количество воздуха, теоретически необходимое для сгорания органической части щелока до CO_2 , H_2O и SO_2 , можно подсчитать по формуле:

$$L = 4,31 \cdot (2,67 \cdot C + 8 \cdot H + S - O),$$

где L – теоретическая потребность в воздухе, кг/кг сухого остатка; C , H , S , O – массовые доли, соответственно, углерода, водорода, серы и кислорода в сухом остатке.

На подду топки содорегенерационного агрегата, где проходят процессы третьей стадии, необходимо поддерживать восстановительную среду, которая создается при недостатке кислорода. Поэтому первичный воздух подают в количестве 60 – 65 % от общего расхода воздуха, а вторичный – в количестве 35 – 40 %.

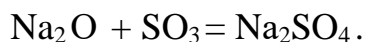
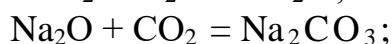
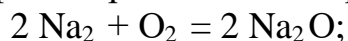
При теоретическом расходе воздуха невозможно добиться полного сгорания газообразных продуктов. Нормальный коэффициент избытка воздуха, при котором обеспечивается необходимая полнота сгорания, составляет 1,1 – 1,25 по отношению к теоретическому количеству.

Потери щелочи и серы при сжигании сульфатных щелоков весьма значительны. Основной их причиной являются происходящие в топке химические реакции, при которых образуются возгоняющиеся продукты. Наибольшей упругостью пара среди натриевых солей обладают оксид и хлорид натрия; менее летуч карбонат; сульфат возгоняется только при температурах выше 1150 – 1200 °С. Сульфит и сульфид натрия в атмосфере воздуха и углекислого газа не проявляют сколько-нибудь заметной возгонки. Потери щелочи из топки – следствие главным образом диссоциации карбоната при температурах выше 1000 °С с выделением паров металлического натрия и оксида

углерода по схеме:



В хвостовой части содорегенерационного агрегата происходит конденсация паров щелочных соединений. В результате вторичных реакций с компонентами дымовых газов возникает мелкодисперсная летучая зола, частично осаждающаяся в дымоходах и зольниках, частично уходящая в дымовую трубу. Основными компонентами летучей золы являются карбонат и сульфат. Образование их происходит по схеме:

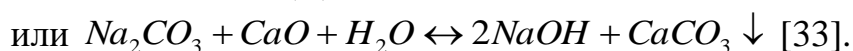
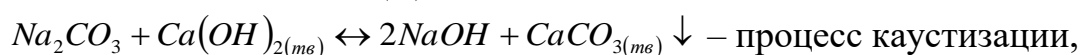
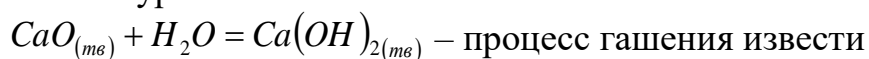


Часть потерь содопродуктов происходит в результате механического уноса огарка и сульфата, причем частицы огарка после сгорания в окислительной среде также дают и основном карбонат и сульфат. Механический унос образует более крупную фракцию золы, частично оседающую и зольниках.

Сера теряется к виде пылевидного сульфата и газообразных соединений – SO_3 , SO_2 , H_2S и др. Относительные потери серы всегда больше относительных потерь щелочи [30].

2.4. Каустизация зеленого щелока

Карбонат натрия, сульфид натрия и сульфат натрия, содержащиеся в плаве, растворяют в слабом растворе белого щелока. Этот раствор называют зеленым щелоком. Вместе с раствором слабого белого щелока в раствор переходит гидроксид натрия (каустическая щелочь). Зеленый щелок не может использоваться в качестве оборотного раствора в процессе варки древесной технологической щепы. Основной причиной этому является карбонат натрия и механические примеси. Для приготовления раствора, пригодного для варки, карбонат натрия следует перевести в каустическую щелочь. Процесс перевода карбонатной щелочи в каустическую называют каустизацией. Суть этого процесса состоит в обработке зеленого щелока известью. В процессе каустизации известь гасится водой. Образовавшийся гидроксид кальция взаимодействует с карбонатом натрия с получением в результате химической реакции каустической щелочи. Эти взаимодействия можно описать химическими уравнениями:



Основные технологические понятия по химическим соединениям зеленого и белого щелоков. По химической активности белый щелок определяется следующими химическими соединениями:

общее количество щелочи – $NaOH, Na_2S, Na_2SO_4, Na_2CO_3, Na_2SiO_3, Na_2SO_3$;

общая титруемая щелочь $NaOH, Na_2S, Na_2CO_3, Na_2SO_3$ и другие титруемые соли;

активная щелочь – $NaOH, Na_2S$;

эффективная щелочь – $NaOH, \frac{1}{2} Na_2S$.

Основные критерии, характеризующие работу технологического оборудования:

степень активности белого щелока:

$$A = \frac{NaOH + Na_2S}{NaOH + Na_2S + Na_2CO_3 + Na_2SiO_3 + \text{другие титруемые соли}} = 0,85 - 0,90;$$

степень сульфидности:

$$S = \frac{Na_2S}{Na_2S + NaOH} = 0,2 - 0,35 \text{ – для белого щелока};$$

степень восстановления:

$$B = \frac{Na_2S}{Na_2S + Na_2SO_4} = 0,87 - 0,92 ;$$

степень каустизации:

$$K = \frac{NaOH}{NaOH + Na_2CO_3} = 0,85 - 0,90 ;$$

степень регенерации щелочи:

$$R_N = \frac{Na_2O - a}{Na_2O} \cdot 100 ,$$

где Na_2O, a – количество общей щелочи загружаемой в варочный котел и потери щелочи на т целлюлозы. Под потерями щелочи также понимается расход свежих реагентов.

Для перерасчета концентраций компонентов, входящих в белый щелок, в единицы Na_2O и обратно необходимо молекулярную массу истинного вещества умножить (разделить) на коэффициент отношения молекулярных масс.

Степень регенерации серы:

$$R_S = \frac{100 - m}{M} \cdot 100, \quad (2.9)$$

где M, m – количество общей серы в белом щелоке, поступающей на варку и потери серы на т целлюлозы.

В крепком белом щелоке, подаваемом на выпарку в перерасчете на Na_2O :
- концентрация активной щелочи должна быть не менее 95 г/л;

- общей титруемой щелочи – 110 – 140 г/л;
- сульфидность – 22 – 36 %;
- содержание взвешенных частиц – не более 50 мг/л.

В системе регенерации щелоков накапливаются балластные примеси Na_2CO_3 , Na_2SO_4 и другие, которые негативно могут повлиять на технологический процесс регенерации. Количество таких примесей может достигать до 25 % от общего количества неорганических веществ, циркулирующих в системе. Эти примеси называют непроцессными элементами (НПЭ). Они могут существовать как в растворенном виде, так и в виде суспензий. По принятой классификации их можно разделить на три группы:

- хорошо растворимые в белом и зеленом щелоках (соединения K, Cl);
- растворимые в белом щелоке хуже, чем в зеленом (соединения Si, P);
- растворимые в зеленом щелоке хуже, чем в белом (соединения Mn, Mg, Fe).

Минеральные соли третьей группы оказывают негативное влияние на каустизацию зеленого щелока.

Присутствие балластных соединений оказывает влияние практически на все технологические операции регенерации черного щелока. Эти соединения ограничивают производительность СРК и выпарного оборудования, приводят к увеличению выбросов восстановленных соединений с дымовыми газами при их отводе в окружающую среду, а также к замельчанию частиц известняка при каустизации. Мелкие частицы известняка приводят к осложнению процессов разделения известкового шлама и повышению его влажности и, соответственно, к перерасходу топлива в процессе декарбонизации в известь регенерационных печах (ИРП). Поэтому разработаны рекомендации, ограничивающие наличие НПЭ в зеленом щелоке, сырье и топливе, поступающем на завод.

Влияние основных технологических факторов. К основным технологическим факторам каустизации относятся: температура, концентрация соды и общей щелочи, сульфидность, наличие примесей в щелоке, расход и качество извести.

Температура имеет большое значение для скорости реакции. Чем выше температура, тем выше скорость реакции. Однако повышение температуры процесса ограничивает снижение выхода в готовый продукт. Поэтому рекомендуемая температура каустизации составляет 95 °С.

Концентрация соды и общей щелочи. С увеличением концентрации соды или общей щелочи уменьшается равновесная концентрация каустической щелочи. Концентрация соды для процесса каустизации рекомендуется в пределах 60 – 120 г/л Na_2O . Повышение концентрации соды выше 120 г/л Na_2O существенно снижает степень каустизации.

Серосодержащие соединения натрия. Содержание в растворе зеленого щелока сульфида натрия при обычных концентрациях технологического процесса снижает степень превращения соды в каустическую щелочь на 1 – 2 %. Тиосульфат натрия не участвует в процессе каустизации и гидролиза.

Балластная сода. Физический выход каустической щелочи находится на 8 – 10 % ниже соответствующего выхода при равновесной степени каустизации.

Разность в величинах степени каустизации определяется наличием в белом щелоке балластной соды. Балластная сода также приводит к увеличению материального потока белого щелока на варку, определяет повышенный расход пара и создает условия для накипеобразования на теплообменных поверхностях выпарных аппаратов.

Расход и качество извести. Процесс каустизации проходит при некотором избытке извести (до 10 %) против стехиометрически необходимого. Большой избыток извести приводит к увеличению массы известкового шлама.

Регенерированная известь имеет меньшую реакционную активность из-за склонности к спеканию в ИРП. На седиментационные свойства и скорость фильтрации оказывают влияние температура и время обжига в печи. Рекомендуемые параметры обжига известняка соответствуют температуре 1150 – 1200 °С и времени обжига 1 – 2 часа. При этих параметрах получается хорошо осаждающийся и фильтруемый шлам в процессе каустизации. На образование мелкодисперсного шлама оказывает влияние гидроксид магния, содержащийся в виде примеси в известняке.

Принципиальная технологическая схема каустизации представлена на рис. 2.3.

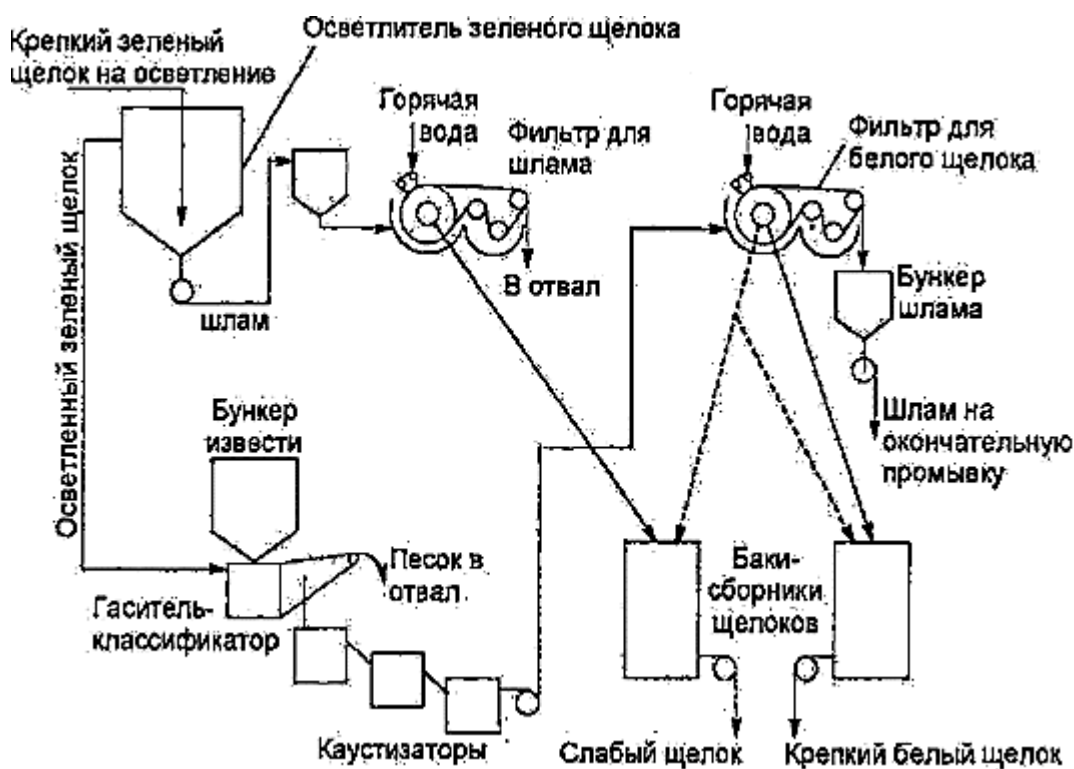
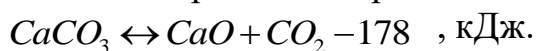


Рис. 2.3. Принципиальная технологическая схема каустизации зеленого щелока

2.5. Декарбонизация известняка

Технологический процесс карбонизации оксида кальция (перевод CaO в CaCO_3) ведут при взаимодействии оксида кальция CaO с карбонатом натрия Na_2CO_3 зеленого щелока в технологическом процессе каустизации. Процесс декарбонизации известняка является по смыслу обратным процессу карбонизации известняка – перевод карбоната кальция CaCO_3 в оксид кальция CaO при его обжиге. Назначение процесса декарбонизации известняка – регенерировать получаемый в результате каустизации карбонатный шлам. Основной составляющей известняка является карбонатный шлам, полученный при обработке соды зеленого щелока оксидом кальция. Разложение карбоната кальция (CaCO_3) протекает по эндотермической реакции:



Для протекания непрерывного процесса слева направо необходимо обеспечить постоянный подвод теплоты при определенной температуре. Диссоциация углекислого кальция будет протекать до тех пор, пока парциальное давление образовавшегося CO_2 не станет равновесным с давлением CO_2 над поверхностью CaCO_3 . Давление CO_2 не значительно повышается с увеличением температуры до $600 - 700$ °С. С дальнейшим повышением температуры отмечается его постепенный рост и при температуре 898 °С достигает атмосферного давления. Для достижения необходимой интенсивности процесса и высокой степени диссоциации CaCO_3 температура обжига в печах поддерживается $1100 - 1200$ °С. От скорости разложения углекислого кальция зависит продолжительность обжига в печи. При обжиге карбонатного шлама протекает ряд вредных побочных реакций: взаимодействие CaO с оксидами железа, кремния, алюминия, содержащиеся в футеровке печи и свежем известняке. Эти побочные реакции снижают эффективность обжига известняка, так как образующиеся соединения не могут быть в дальнейшем использоваться при каустизации. Полезной частью извести является активный оксид кальция. Активный оксид кальция легко реагирует с водой при приготовлении известкового молока. Оксид кальция, трудно поддающийся гидратации – покрытый протекторной пленкой затвердевшего расплава или химически связанный оксид кальция с железом, алюминием, кремнием. Все эти соединения образуют неактивную известь и называют балластом. Наиболее вредны легкоплавкие соединения, которые приводят к осложнениям в работе печи [34].

ГЛАВА 3. ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ДЛЯ ТЕПЛОВОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЧЕРНЫХ ЩЕЛОКОВ

3.1. Общие сведения о растворах

Раствором называют однородную смесь, состоящую из двух и более числа веществ, состав которой в известных пределах может непрерывно меняться. Растворы могут быть насыщенными и ненасыщенными. Насыщенные растворы – это такие смеси, которые могут неопределенно долго сохранять равновесие в контакте с твердой фазой, относительно которой они насыщены. Растворимость подавляющего большинства веществ с увеличением температуры растет (как говорят, температурный коэффициент растворимости положителен). Растворение кристаллов идет в ненасыщенных растворах. Кристаллизация идет только из пересыщенных растворов, которые содержат избыток растворенного вещества против равновесного раствора. Для приготовления раствора необходимо знать растворимость вещества в граммах, содержащихся в 100 г растворителя. Для выражения концентраций раствора авторами используются различные формы для выражения концентраций вещества в растворе.

Наиболее распространены следующие формы выражения концентрации:

- весовые проценты (количество процентов вещества, содержащегося в растворе, если вес раствора принят за 100 %);
- молярные проценты (количество молей вещества, содержащегося в растворе в процентах от общего количества молей);
- в молях на 1000 г растворителя (молярная шкала) и в молях на 1000 см³ раствора (молярная шкала).

Массовое количество твердого вещества в одном кг раствора (b), массовое количество твердого вещества в одном кг растворителя (b'), массовое количество твердого вещества в *одном* литре раствора (b'') связаны следующей зависимостью:

$$b = b' / 1 + b' = b'' / \rho, \quad (3.1)$$

где ρ – плотность раствора, кг/л.

Процентную концентрацию b можно выразить через массы сухого вещества $G_{\text{сух}}$, кг, и растворителя W , кг:

$$b = (G_{\text{сух}} / G_{\text{сух}} + W) \cdot 100. \quad (3.2)$$

В процессе выпаривания щелоков целлюлозного производства изменяются их теплофизические и физико-химические свойства. Зависимости плотности сульфатного и сульфитного щелоков от их концентрации и температуры приведены на рис. 3.1 и 3.2.

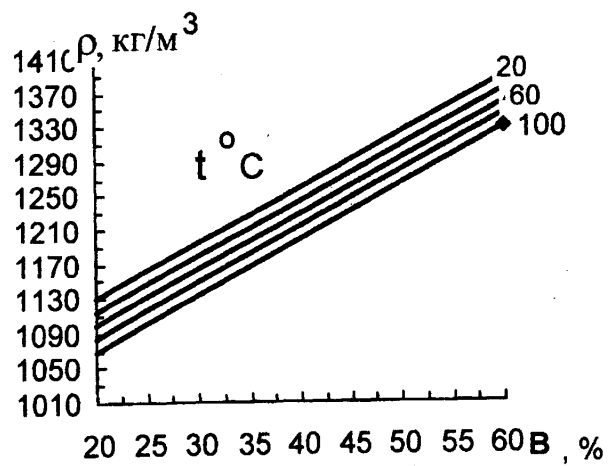


Рис. 3.1. Зависимость плотности сульфатных щелоков от концентрации и температуры

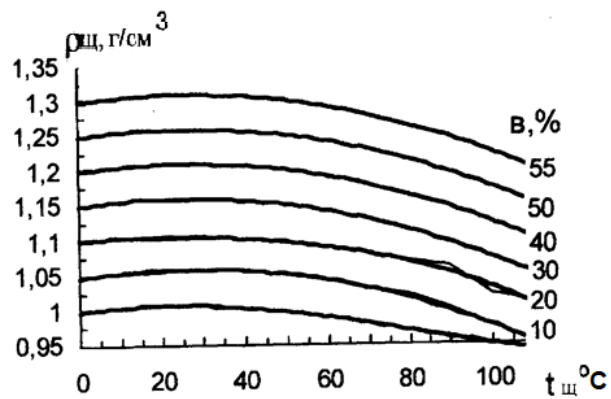


Рис. 3.2. Зависимость плотности сульфитных щелоков от концентрации и температуры

На рис. 3.3 приведены данные по теплопроводности сульфатных щелоков, на рис. 3.4 – сульфитных.

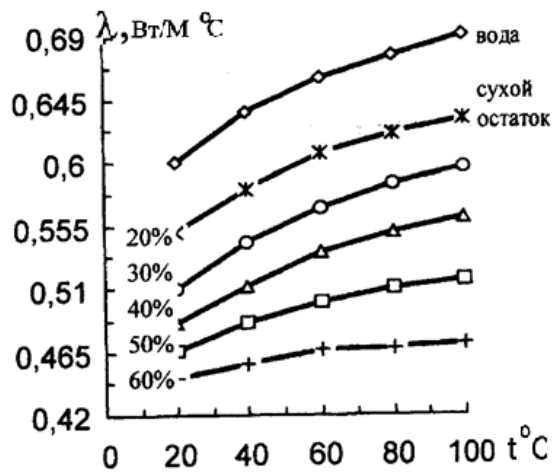


Рис. 3.3. Теплопроводность сульфатных щелоков

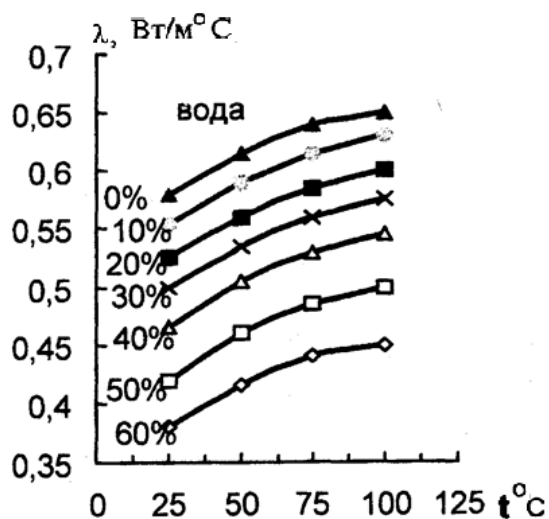


Рис. 3.4. Теплопроводность сульфитных щелоков

Опытные данные по теплоемкости черного щелока сульфатного производства представлены на рис. 3.5.

На рис. 3.6 приведена зависимость кинематической вязкости сульфатных щелоков от содержания сухой массы и температуры.

На рис. 3.7 приведена зависимость кинематической вязкости сульфитных щелоков от содержания сухой массы и температуры.

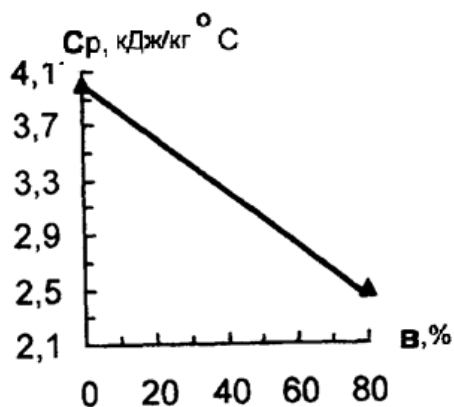


Рис. 3.5. Теплоемкость сульфатного щелока

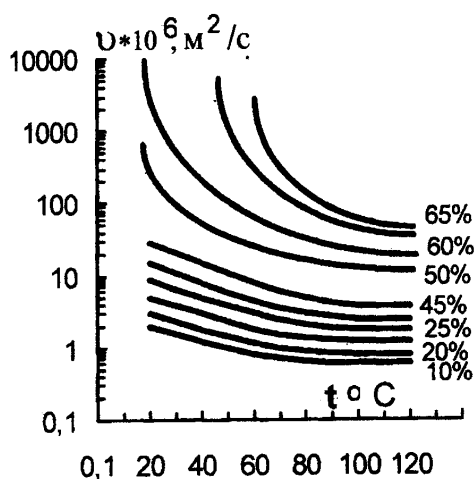


Рис. 3.6. Зависимость кинематической вязкости сульфатных щелоков от концентрации сухих веществ и температуры

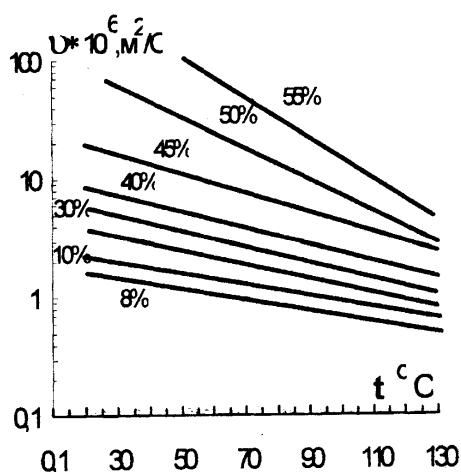


Рис. 3.7. Зависимость кинематической вязкости сульфитных щелоков от концентрации сухих веществ и температуры

3.2. Классификация и аппаратурно-технологические схемы выпаривания

Классификация схем выпаривания предложена проф. В. А. Суловым [21, 22]. По теплотехническим признакам выпарные установки непрерывного действия можно классифицировать по следующим признакам:

1. По принципу действия:

- а) рекуперативные выпарные установки, в которых теплоноситель и выпариваемый раствор разделены твердой стенкой;
- б) контактные выпарные установки, в которых теплота передается при непосредственном соприкосновении теплоносителя и раствора без разделяющей стенки;

- в) адиабатные выпарные установки, в которых концентрирование происходит вследствие испарения предварительно перегретого раствора в камерах мгновенного испарения.

2. По числу ступеней выпаривания:

- а) одноступенчатые;
- б) многоступенчатые.

3. По давлению вторичного пара в продукционном корпусе:

- а) вакуум-выпарные установки.
- б) атмосферные;
- в) противодавленческие;

4. По подводу первичной теплоты:

- а) выпарные установки с одним источником первичной теплоты;
- б) выпарные установки с несколькими источниками теплоты;
- в) выпарные установки с тепловыми насосами.

5. По технологии обработки раствора:

- а) одностадийные выпарные установки, в которых раствор до необходимой концентрации выпаривается в одну стадию;
- б) многостадийные выпарные установки, в которых раствор до необходимой концентрации выпаривается в две и более стадий.

6. По относительному движению теплоносителя и выпариваемого раствора:

- а) прямоточные, в которых греющий пар и выпариваемый раствор движутся в одном направлении;
- б) противоточные, в которых греющий пар и выпариваемый раствор движутся в противоположных направлениях;
- в) выпарные установки со смешанным питанием корпусов, имеющие элементы прямо- и противотока;
- г) выпарные установки с параллельным питанием корпусов раствором.

3.3. Одноступенчатое выпаривание

Выпаривание жидкости в изотермическом процессе путем подвода теплоносителя от внешнего источника реализуется в одноступенчатых выпарных установках.

Расход теплоносителя (водяного пара) на выпаривание вычисляется из баланса массы и энергии взаимодействующих в теплопроцессе материальных потоков:

- а) нагрев раствора до температуры кипения,
- б) изотермический подвод теплоты для перевода воды из жидкого в парообразное состояние,
- в) отвод теплоты в окружающую среду. Общий подвод энергии в форме тепла составит:

$$Q_p = G \cdot c_H \cdot (T_K - T_H) + W \cdot [i'' - c_b \cdot (T_K - 273)] + q_n, \quad (3.3)$$

где q_n – отвод теплоты в окружающую среду, кДж/с; G – расход исходного раствора, кг/с; W – расход вторичного пара, кг/с; i'' – энтальпия вторичного пара, кДж/кг; T_H, T_K – температура исходного раствора и в процессе выпаривания.

Расход пара в процессе выпаривания вычисляется из баланса энергии форме тепла при ее подводе и отводе, т. е.:

$$Q_P = D \cdot (i'' - i_K), \quad (3.4)$$

$$D = \frac{G \cdot c_H \cdot (T_K - T_H) + W \cdot [i'' - c_B \cdot (T_K - 273)] + q_n}{i_2 - i_K}, \quad (3.5)$$

где D – расход греющего пара, кг/с; i_2, i_K – энтальпия греющего пара и конденсата, кДж/кг; c_H, c_B – теплоемкость исходного раствора и воды, кДж/кг.С.

Из формулы (4.3) можно определить удельный расход греющего пара.

Пусть $q_n = 0$ и $T_H = T_K$, тогда:

$$D = \frac{W \cdot [i'' - c_B \cdot (T_K - 273)]}{i_2 - i_K}, \quad (3.6)$$

$$d = \frac{D}{W} = \frac{i'' - c_B \cdot (T_K - 273)}{i_2 - i_K}. \quad (3.7)$$

Пусть требуется выпарить при атмосферном давлении 1 кг воды из раствора, кипящего при 393 К. На выпаривание используется пар от внешнего источника давлением 3 бар через теплообменную поверхность при температуре 405,5 К. Энтальпия вторичного пара равна 2678 кДж/кг, а греющего – 2727 кДж/кг; энтальпия конденсата греющего пар 559 кДж/кг. Тогда:

$$\frac{D}{W} = \frac{2678 - (4,19 \cdot (393 - 273))}{2727 - 559} = 1, \text{ кг пара /кг H}_2\text{O}.$$

Таким образом, удельный расход греющего пара при одноступенчатом выпаривании равен 1, т. е. для выпаривания 1 кг воды потребуется подвести 1 кг греющего пара. С учетом отвода теплоты в окружающую среду и дополнительного подвода пара на нагрев раствора до температуры кипения этот расход повышается приблизительно до 1,1 кг/кг.

Выпаривание раствора осуществляется либо в одном, либо в нескольких аппаратах, включенных последовательно по раствору и параллельно – по греющему пару. Смысл установки нескольких аппаратов заключается в повышении среднего коэффициента теплопередачи в установке, а также в меньшей забивке аппаратов с большим выделением солей.

Концентрирование раствора однократным выпариванием можно осуществить либо при атмосферном давлении, либо под вакуумом, либо с противодавлением. Первый и последний приемы встречаются крайне редко. Это объясняется тем, что в таком процессе получают большое количество пара (равное заданной выпаренной воде), направляемое за пределы выпарки для

последующего его использования. Потребителя такого пара найти довольно трудно. Кроме того, сложно обеспечить необходимую чистоту пара.

Выпаривание под вакуумом встречается чаще. Так как температура кипения в вакууме ниже, можно в качестве греющего использовать пар низкого давления (например, из крайнего отбора турбин ТЭЦ или отбора технологических установок). С применением вакуумных аппаратов снижаются потери теплоты в окружающую среду.

Поверхность теплообмена для одноступенчатой выпарной установки определяется на основе баланса теплоты и уравнения теплопередачи

$$Q = D_p (i_p - i_k); \quad (3.8)$$

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t; \quad (3.9)$$

$$F = Q / k \cdot \Delta t, \quad (3.10)$$

где D_p , i_p , i_k – расход греющего пара, энтальпия пара и конденсата; k – коэффициент теплопередачи. Определяется по расчетным формулам или по опытным данным; Δt – полезный температурный напор; F – поверхность теплообмена.

3.4. Многоступенчатые выпарные установки

Выпаривание в МВУ осуществляется в ряде последовательно соединенных выпарных аппаратах, называемых корпусами. Принцип многоступенчатого выпаривания определяет степень регенерации теплоты греющего пара потребляемого МВУ от внешнего источника.

При совместной работе двух аппаратов удельный расход пара должен сократиться до 0,5 кг/кг выпаренной воды, т. е. почти вдвое, при работе трех аппаратов – в 3 раза и т. д., т. е. удельный расход пара должен уменьшаться пропорционально числу аппаратов в МВУ. Из-за температурных потерь на практике этот эффект снижается.

В зависимости от подключения выпарных аппаратов по пару и раствору различают следующие схемы работы МВУ:

1. *Схема (рис. 3.8А) прямого или параллельного тока раствора, когда исходный раствор поступает в первый корпус батареи, туда же подается свежий пар.*

Из первого корпуса раствор самотеком последовательно проходит все корпуса батареи, причем концентрация его повышается от первого к последнему корпусу.

2. *Схема противотока.* Исходный раствор подается в последний вакуумный корпус батареи, а из него насосами последовательно перекачивается через все корпуса в первый, куда поступает греющий пар с ТЭЦ. Раствор первого корпуса поступает в один или несколько самоиспарителей. Полученный от самоиспарения пар отводится в соответствующий по давлению корпус МВУ, а раствор направляется по назначению (рис. 3.8Б).

3. *Схема смешанного тока.* В этой схеме (рис. 3.8*В*) раствор поступает в корпус, где в качестве теплоносителя используется вторичный пар предыдущего корпуса. Далее раствор движется параллельно движению пара. Из последующего корпуса он принудительно перекачивается в корпус, стоящий перед тем, куда поступает свежий раствор. Оттуда частично сконцентрированный раствор перекачивается последовательно через ряд выпарных аппаратов в первый корпус обратно движению пара. Могут быть и другие комбинации противоточной и прямоточной схем [35, 36].

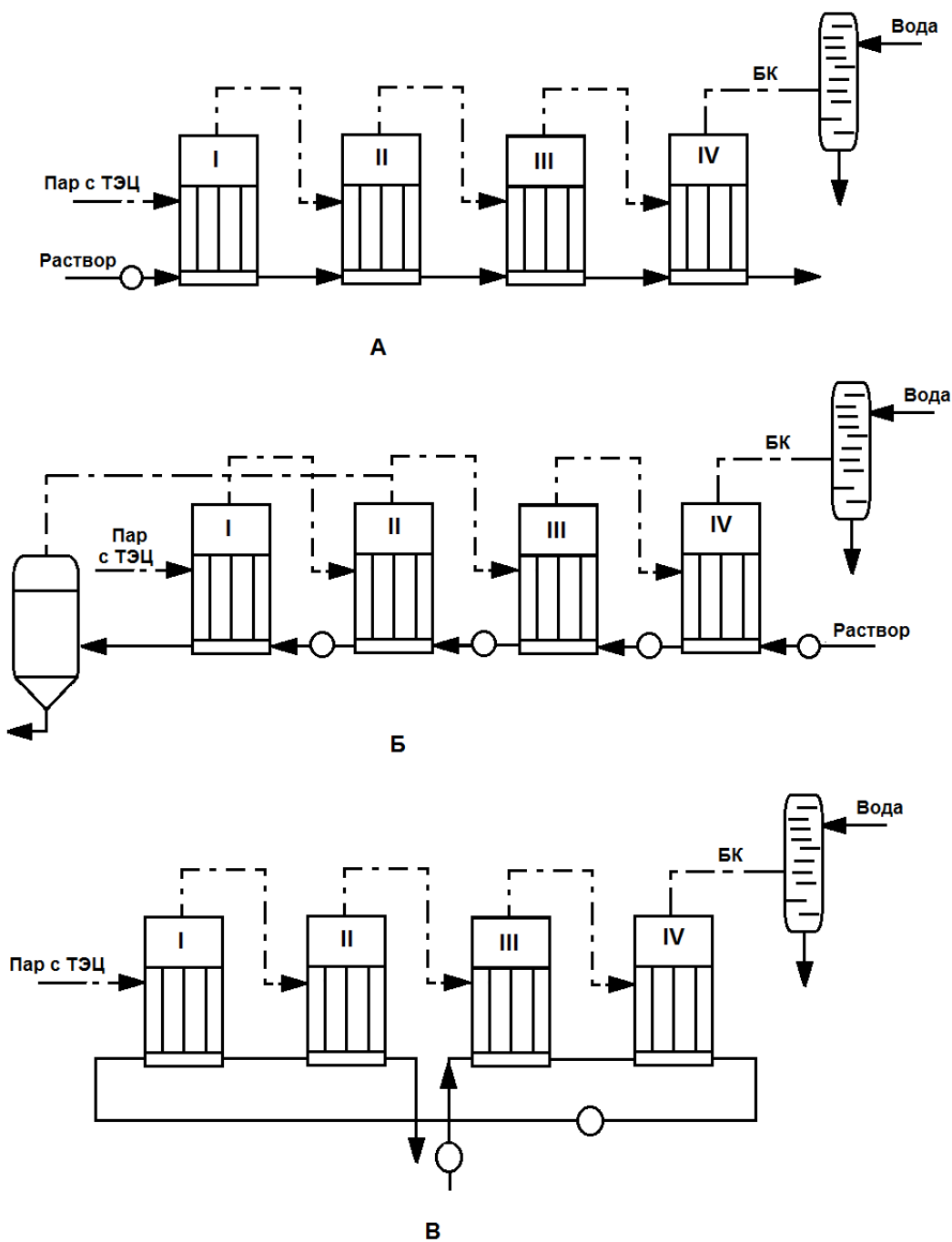


Рис. 3.8. Схемы многоступенчатой выпарной установки (МВУ):
A – прямоточная; *B* – противоточная; *V* – смешанная; БК – баромконденсатор

3.5. Особенности работы многоступенчатых выпарных установок

Прямоточная схема выпаривания имеет перед другими схемами следующие преимущества:

- самоиспарение перегретого раствора осуществляется в корпусе выпарного аппарата, что приводит к интенсификации теплообмена при кипении и затрачивается на 5 – 10 % меньше греющего пара, чем при противотоке;
- отсутствие насосов, перекачивающих раствор из корпуса в корпус, а следовательно, и трудностей, связанных с их эксплуатацией в условиях высоких температур и концентраций щелоков.

К недостаткам прямоточной схемы выпаривания следует отнести:

- получение в условиях низких температур и высоких концентраций выделение органических соединений типа метанола, затрудняющих работу вакуумного корпуса и поверхностных конденсаторов;
- низкая эффективность теплопередачи в вакуумном корпусе из-за повышения вязкости выпариваемых растворов;
- низкая эффективность теплопередачи в головном (по пару) корпусе вследствие интенсивного выделения на теплообменной поверхности накипи с низкой теплопроводностью: сульфатов и карбонатов кальция, гидроалюмосиликатов натрия.

Противоточная схема выпаривания лишена большинства недостатков прямоточной схемы. В этой схеме по мере повышения концентрации раствора повышается его температура, что обеспечивает более высокую интенсивность теплового процесса. В этом случае повышение вязкости раствора с повышением концентрации компенсируется ее снижением с повышением температуры, что благоприятно влияет на интенсивность теплообмена. Однако сложная зависимость растворимости органических и неорганических соединений от температуры и концентрации сульфитных и сульфатных растворов приводит к выделению накипи на теплообменных поверхностях сложного минералогического и фазового состава в головных корпусах выпарных аппаратов. К недостаткам схемы противоточного выпаривания следует отнести установку большого количества насосов. Раствор по мере концентрирования нагнетается по корпусам насосами с постепенно повышающейся температурой и давлением, что приводит к эксплуатационным осложнениям при их эксплуатации. Кроме того, суммарный расход электроэнергии на привод этих насосов (в сравнении с прямоточной схемой) существенно выше. Поскольку концентрация упариваемого раствора повышается параллельно температуре, усиливается коррозионное действие раствора на металл кипячительных труб. Особенно заметно это проявляется при выпаривании растворов сульфитного производства.

Смешанная схема выпаривания растворов сочетает элементы противотока и прямотока. Она возникла в результате поиска решений по уменьшению недостатков прямоточного и противоточного движения пара и раствора. В смешанной схеме сохраняются преимущества противотока, а число

необходимых насосов и расход электроэнергии уменьшаются. Применение смешанного тока находит широкое распространение в процессе выпарки растворов агрессивных сред с накипеобразующими компонентами на отечественных целлюлозных заводах.

Работа подогревателей раствора в выпарных установках целлюлозного производства характеризуется низкой эффективностью теплового процесса и является «узким» местом в процессе их эксплуатации. К причинам этого следует отнести:

- образование накипи на теплообменных поверхностях органического и неорганического происхождения;
- забивка части теплообменных труб механическими примесями типа целлюлозного волокна и др.;
- высокой вязкости раствора, при которой осуществляется процесс нагрева в подогревателях раствора.

Все эти факторы приводят к увеличению гидравлических сопротивлений в теплообменниках, низкой интенсивности процесса теплопередачи и к эксплуатационным трудностям. По этим причинам подогреватели часто выводят из работы, и выпарные батареи работают без подогревателей. Эксплуатация выпарных установок без подогревателей приводит к снижению производительности процесса выпаривания и перерасходу пара с ТЭЦ.

В последнее время на кафедре промышленной теплоэнергетики СПбГУПТД разрабатываются противоточные, прямоточные и смешанные схемы выпарных установок, где в значительной мере удалось устранить перечисленные эксплуатационные трудности [49 – 56]. В основу положены следующие решения:

- нагрев раствора производят в теплообменниках смешения. В этом случае образование накипи практически не оказывает влияния на интенсивность теплообмена;
- при нагреве раствора контактным способом из-за выделения теплоты разбавления раствор можно нагреть до температуры близкой к температуре кипения паром более низких параметров чем температура кипения раствора;
- с частью вторичного пара, направляемого из корпуса на подогрев раствора, уходит часть неконденсирующихся газов, что позволяет интенсифицировать теплообмен в следующем корпусе выпарного аппарата, куда направляют основную часть вторичного пара.

Использование эффекта теплоты разбавления особенно важно для растворов с высокой физико-химической температурной депрессией. Для того чтобы не увеличивать размеры сепараторного пространства выпарного аппарата, вторичный пар для нагрева раствора отбирают вблизи зеркала испарения, так как особых требований к его чистоте не предъявляются. Тепловой процесс при кипении раствора много интенсивнее, чем при его нагреве в условиях однофазного движения. Такое оформление процесса позволяет увеличить производительность выпарных батарей и сократить расход греющего пара с ТЭЦ при увеличении эксплуатационной надежности подогревателей регенеративного контура.

ГЛАВА 4. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС И ТЕПЛОВЫЕ РАСЧЕТЫ ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК

4.1. Температурные потери и режим работы выпарных установок

Расчет температурных потерь, возникающих при выпаривании растворов и транспортировке пара в многоступенчатых выпарных установках, является важным этапом при анализе работы выпарных установок и их проектировании. Различают три вида температурных потерь: физико-химическую, гидравлическую и гидростатическую [37 – 39].

Физико-химическую температурную депрессию Θ определяют как разность между температурой кипения раствора и чистого растворителя при постоянном давлении:

$$\Theta = T_p - T, \quad (4.1)$$

где T_p – температура кипения раствора, К; T – температура образующихся паров воды, К.

Физико-химическая температурная депрессия увеличивается с повышением концентрации вещества в водном растворе. Величину Θ можно определить по справочнику или специальным графикам. На рис. 4.1 показана зависимость нормальной физико-химической температурной депрессии щелоков целлюлозного производства от концентрации сухих веществ. На рис. 4.2 – зависимость поправки на величину внешнего давления от температуры насыщенного пара.

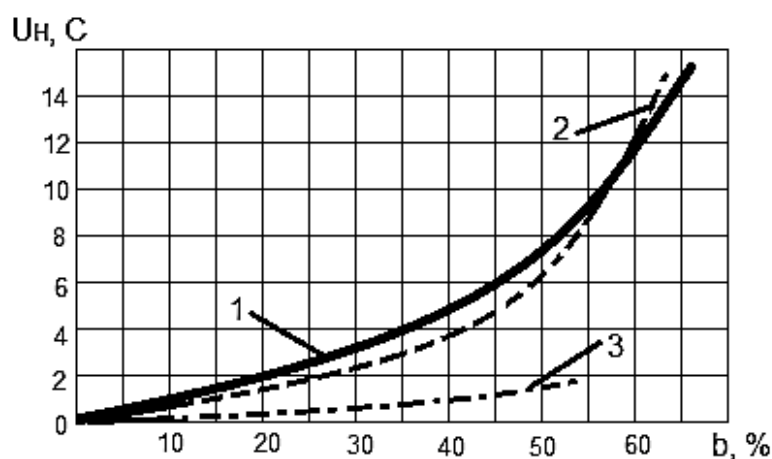


Рис. 4.1. Зависимость нормальной физико-химической температурной депрессии щелоков целлюлозного производства от концентрации сухих веществ: 1 – черный сульфатный щелок; 2 – нейтральные сульфитные щелока; 3 – сульфатный щелок на кальциевом основании

Справочные данные обычно относятся к условиям кипения жидкости при атмосферном давлении. На практике выпаривание ведут как под давлением, так и под вакуумом.

Поправка на температуру при определении физико-химической температурной депрессии Θ может быть вычислена по приближенной формуле Тищенко:

$$\Theta_1 = 0,016224 \cdot \Theta \cdot \frac{T^2}{r}, \quad (4.2)$$

где Θ – физико-химическая температурная депрессия, взятая из таблиц при давлении 760 мм рт. ст., С; T – абсолютная температура кипения раствора, К; r – теплота фазового перехода при давлении выпаривания, кДж/кг.

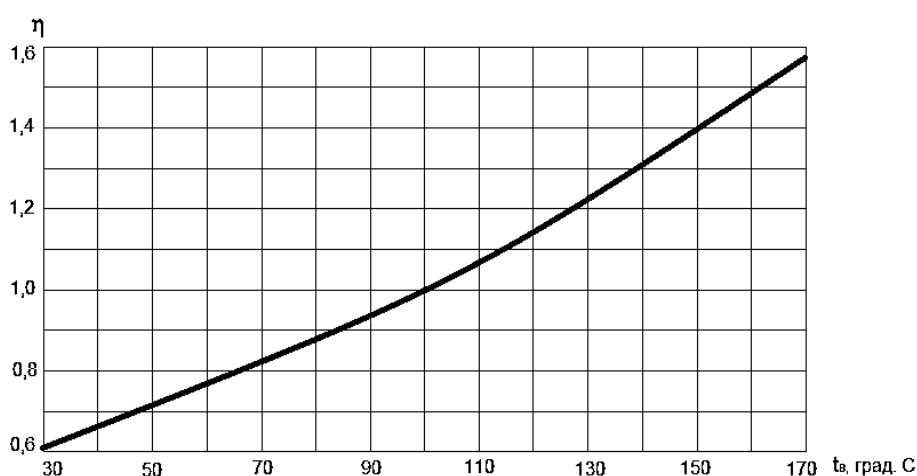


Рис. 4.2. Зависимость поправки на величину внешнего давления от температуры насыщенного пара

Гидростатическая температурная депрессия Δi определяется столбом раствора, находящимся в выпарном аппарате. Так как давление раствора в нижней части выпарного аппарата больше, чем в верхней части, то температура кипения в ней будет выше, чем в верхней. При высоте труб 10 м и выше эта разность может быть весьма существенной. Эта разность имеет место в выпарных аппаратах с заполненным раствором кипячительных труб [39].

В инженерных расчетах учет повышения температуры кипения раствора от добавочного столба жидкости принимают температуру кипения среднего слоя раствора в кипячительных трубках. Гидростатическое давление для средних слоев раствора, кгс/см² может быть определено из выражения:

$$\Delta P = \rho_{ж} \cdot h / 2, \quad (4.3)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность парожидкостной смеси в выпарном аппарате, кг/м³; h – высота столба раствора, м.

Истинное значение гидростатической депрессии меньше, чем определенное по формуле. Эта формула верна для неподвижного раствора и при отсутствии кипения. Ею можно пользоваться для расчетов выпарных аппаратов

с вползающей пленкой, где раствор на 0,1 – 0,2 высоты кипяtilьных труб движется с незначительной скоростью. Для аппаратов с многократной циркуляцией раствора рекомендуется принимать потерю разности температур от гидростатической депрессии в пределах 0,6 – 2,0 °С или пренебречь ею. Заметное влияние гидростатическая депрессия оказывает на температурные потери в аппаратах, работающих под вакуумом.

Для определения температурной потери от гидростатического давления следует просуммировать давление в паровом пространстве с гидростатическим давлением и по таблицам насыщенного водяного пара определить температуру кипения воды при общем давлении. Разность между этой температурой и температурой кипения воды при давлении в паровом пространстве отвечает искомой температурной потере. Для чисто пленочных аппаратов, как например, аппаратов с падающей пленкой, гидростатическая депрессия не учитывается.

Гидродинамическая депрессия δt определяется как снижение давления, а следовательно, температуры вторичного пара за счет гидравлических сопротивлений. Эти сопротивления возникают при прохождении пара через сепарационные устройства, а также при его переходе из корпуса в корпус выпарной установки. В среднем падение температуры от гидравлических сопротивлений составляет 1,0 – 1,5 °С на каждый корпус многокорпусной установки [41].

Общий температурный напор определяется разностью температур между температурой греющего пара на входе в кипяtilьник первого корпуса T_1 и температурой T_{NB} вторичного пара в кипяtilьнике последнего по ходу пара корпусе, т. е.:

$$\Delta T_{\text{Общ}} = T_1 - T_{NB}, \text{ К}, \quad (4.4)$$

Полезный температурный напор, определяющий производительность выпарной батареи, вычисляется как разность температур греющего пара на входе в кипяtilьник первого корпуса T_1 и температурой T_{NP} кипения раствора в кипяtilьнике последнего по ходу пара корпусе, т. е.:

$$\Delta T = T_1 - T_{NP} = T_1 - (T_{NB} + \Theta + \Delta i). \quad (4.5)$$

Для многоступенчатой выпарной установки с N ступенями выпаривания:

$$\Delta T = T_1 - T_{NB} = T_1 - \left(\sum_1^N \Theta + \sum_1^N \Delta i + \sum_1^N \delta i \right). \quad (4.6)$$

Одним из определяющих факторов работы выпарной установки является производительность по выпаренной воде. Количество выпаренной воды можно вычислить по формуле:

$$W = S_0 - S_n = S_0 \cdot ((1 - b_0)/b_k), \quad (4.7)$$

где W – выпаренная вода в выпарной установке, кг/с; S_0 и S_n – массовый расход упариваемого раствора в начале и конце процесса, кг/с; b_0 и b_k – массовые концентрации раствора на входе и выходе из выпарной установки, %.

Концентрация раствора в n -ой ступени выпаривания можно получить из выражения:

$$b_n = \frac{b_0 \cdot S_0}{S_0 - \sum_1^n \omega_i}, \quad (4.8)$$

где $\sum_1^n \omega_i$ – выпаренная вода в выпарной установке.

4.2. Материальный баланс выпаривания

Пусть из исходного раствора A (расход A) испаряется часть растворителя (C). Оставшаяся часть (B) – это концентрат (продукт). Тогда расход исходного раствора можно выразить:

$$A = B + C. \quad (4.9)$$

Количество выпаренной воды, соответственно выразится

$$C = A - B, \quad (4.10)$$

где C – расход вторичного пара, кг/с; B – расход упаренного раствора, кг/с; A – расход исходного раствора, кг/с.

Введем понятие коэффициента концентрирования e .

Под коэффициентом концентрирования понимают степень концентрирования исходного раствора.

$$e = \frac{A}{B} = \frac{C_B}{C_A}. \quad (4.11)$$

Коэффициент концентрирования можно также определить как отношение концентраций упаренного и исходного растворов (масс. % сухого вещества). При испарении растворителя (рис. 4.3) из исходного раствора концентрация сухих веществ в начале процесса растет медленно с постоянной скоростью, а затем скорость роста концентрации резко возрастает, стремясь к предельному значению. После этого удаление растворителя становится невозможным.

Чем ниже начальная концентрация C_A , тем круче поднимается кривая концентрации. Эта зависимость имеет большое значение для управления процессом выпаривания. Особенно значимым она становится при высоких коэффициентах концентрирования, когда принимается решение об организации многостадийного процесса выпаривания.

Если известны концентрации или коэффициент концентрирования, количество концентрата и образовавшегося пара можно рассчитать:

$$B = A \cdot \frac{1}{e}. \quad (4.12)$$

$$C = A \cdot \frac{e-1}{e}, \quad (4.13)$$

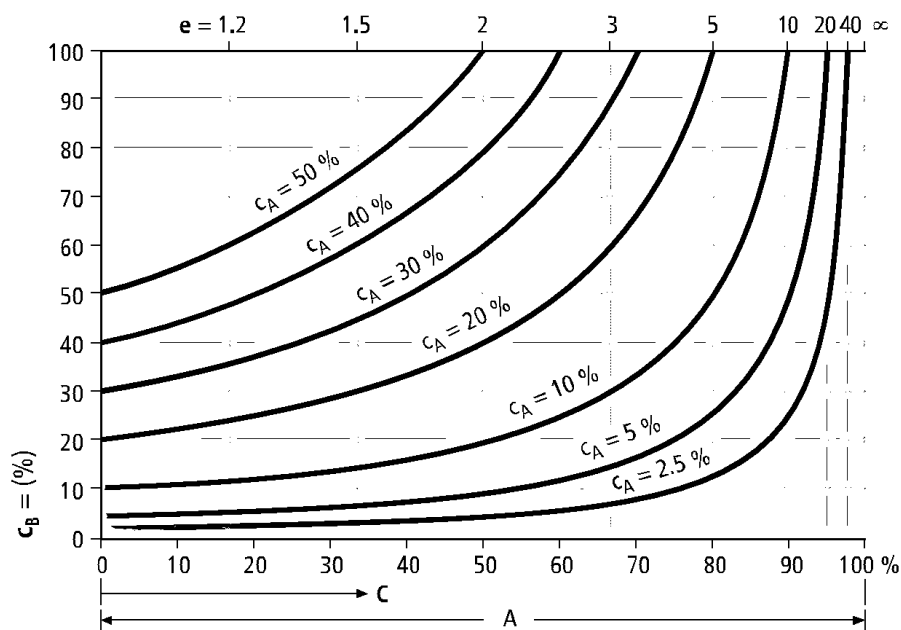


Рис. 4.3. Кривые роста конечной концентрации раствора в процессе выпаривания при различных значениях начальной концентрации

4.3. Температурный режим работы МВУ

При постоянных параметрах греющего пара и вакууме в последнем корпусе удельный расход греющего пара (на тонну выпаренной воды) уменьшается с добавлением числа ступеней выпаривания. Это связано с температурными потерями в установке. Чем больше ступеней выпаривания в МВУ, тем выше потери. Если обозначить в i -ом корпусе выпарного аппарата температуру греющего пара через t , а температуру кипения раствора t' , то полезный температурный напор в нем составит:

$$\Delta t_i = t - t'.$$

Общая разность температур во всей установке соответствует разности между температурой греющего пара первого корпуса t_1 и температурой вторичного пара в последнем корпусе t_N :

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_1 - t_N.$$

Сумму всех полезных температурных напоров по корпусам выпарной установки можно получить из уравнения:

$$\sum \Delta t_i = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_N.$$

Общая разность температур $\Delta t_{\text{общ}}$ всегда больше суммы всех полезных температурных напоров, т. е.:

$$\Delta t_{\text{общ}} > \sum \Delta t_i.$$

Это неравенство – следствие температурных потерь в каждом корпусе выпарной установки.

Зная температурные потери по корпусам выпарных аппаратов и общую разность температур в выпарной установке, можно определить полезный температурный напор:

$$\sum \Delta t_i = (t_1 - t_N) - \sum \Theta_i - \sum \Delta i - \sum \delta t_i,$$

где Θ_i , Δi , δt_i – физико-химическая, гидростатическая и гидродинамическая депрессии в i -ом выпарном аппарате, соответственно.

При проектировании и распределении полезных температурных напоров по корпусам выпарных аппаратов МВУ могут предъявляться различные требования:

- 1 – равная поверхность теплообмена кипятильников всех корпусов МВУ;
- 2 – минимальная общая поверхность теплообмена;
- 3 – минимальная общая поверхность теплообмена и равная для кипятильников каждого корпуса.

Для выполнения первого требования необходимо выполнение условия:

$$\Delta t_n / \Delta t_1 = (Q_n / Q_1) \cdot (K_1 / K_n), \quad (4.14)$$

где Δt_n , Δt_1 , Q_n , Q_1 , K_1 , K_n – полезные температурные напоры, тепловые потоки, коэффициенты теплопередачи в n -ом и первом корпусе, соответственно.

Выполнение второго требования определяется условием:

$$\Delta t_n / \Delta t_1 = \sqrt{(Q_n / Q_1) \cdot (K_1 / K_n)}. \quad (4.15)$$

Выполнение третьего требования не трудно вывести из сравнения условий (4.14) и (4.15).

$$\Delta t_n / \Delta t_1 = \sqrt{\Delta t_n / \Delta t_1} \quad \text{возможно лишь при } \Delta t_n / \Delta t_1 = 1.$$

Но тогда $\Delta t_n = \Delta t_1$.

Кроме того, тепловые потоки должны быть пропорциональны коэффициентам теплопередачи. На практике наибольшее значение имеет первое требование с целью унификации выпарных аппаратов.

Выполнение третьего требования встречает определенные трудности, так как оно может быть реализовано лишь при определенном законе распределения тепловых потоков по корпусам выпарных аппаратов. Это распределение становится возможным при наличии потребителей пара низких параметров.

Определение тепловых потоков по корпусам выпарных аппаратов можно вычислить, имея распределение выпаренной воды.

$$Q_n = W_n \cdot [i_n - c \cdot t_n], \quad (4.16)$$

где Q_n , W_n , i_n , t_n – тепловой поток, выпаренная вода, энтальпия вторичного пара, температура раствора на входе в аппарат, соответственно; c – теплоемкость воды.

4.4. Определение поверхности теплообмена кипятильников выпарных аппаратов

Для практических расчетов, как отмечалось, представляет интерес расчет выпарной установки с равными теплообменными поверхностями каждого кипятильника выпарного аппарата. Для выполнения этого условия требуется знать распределение полезных температурных напоров по определенному закону:

$$F_1 = F_2 = F_n = \text{idem} , \quad (4.17)$$

$$\Delta t_n / \Delta t_1 = (Q_n / Q_1) \cdot (k_1 / k_n) . \quad (4.18)$$

Действительно, из (4.15) и (4.16) и уравнений теплопередачи, составленных для каждого корпуса, имеем:

$$F_n = Q_1 / (K_1 \cdot \Delta t_1) = Q_2 / (K_2 \cdot \Delta t_2) = Q_3 / (K_3 \cdot \Delta t_3) = Q_n / (K_n \cdot \Delta t_n) . \quad (4.19)$$

Из (4.19):

$$\Delta t_2 / \Delta t_1 = (Q_2 / Q_1) \cdot (K_1 / K_2) = x_2$$

$$\Delta t_3 / \Delta t_1 = (Q_3 / Q_1) \cdot (K_1 / K_3) = x_3$$

$$\Delta t_n / \Delta t_1 = (Q_n / Q_1) \cdot (K_1 / K_n) = x_n ,$$

тогда

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 \cdot x_2 ,$$

$$\Delta t_3 = \Delta t_1 \cdot x_3 ,$$

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \cdot x_n ,$$

$$\Delta t_N = \Delta t_1 \cdot x_N .$$

$$\sum \Delta t_n = \Delta t_1 \cdot (1 + x_2 + x_3 + \dots + x_n + \dots x_N) , \quad (4.20)$$

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t_n / (1 + x_2 + x_3 + \dots x_n + \dots x_N) . \quad (4.21)$$

Из (4.21) с учетом (4.20) имеем:

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t_n / [1 + (Q_2 / Q_1) \cdot$$

$$\cdot (K_1 / K_2) + (Q_3 / Q_1) \cdot (K_1 / K_3) + \dots + (Q_n / Q_1) \cdot (K_1 / K_n) + \dots + (Q_N / Q_1) \cdot (K_1 / K_N)] =$$

$$= \sum \Delta t_n \cdot (Q_1 / K_1) / [Q_1 / K_1 + Q_2 / K_2 + Q_3 / K_3 + \dots + Q_n / K_n + \dots + Q_N / K_N] =$$

$$= \sum \Delta t_n \cdot (Q_1 / K_1) / [Q_1 / K_1 + Q_2 / K_2 + Q_3 / K_3 + \dots + Q_n / K_n + \dots + Q_N / K_N] ,$$

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 \cdot x_2 =$$

$$= \left[\sum \Delta t_n \cdot Q_2 / Q_1 \cdot K_1 / K_2 \cdot Q_1 / K_1 \right] / [Q_1 / K_1 + Q_2 / K_2 + Q_3 / K_3 + \dots + Q_n / K_n + \dots + Q_N / K_N] = ,$$

$$\Delta t_3 = \Delta t_1 \cdot x_3 =$$

$$= \left[\sum \Delta t_n \cdot Q_3 / K_3 \right] / Q_1 / K_1 + Q_2 / K_2 + Q_3 / K_3 + \dots + Q_n / K_n + \dots + Q_N / K_N ,$$

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \cdot x_n =$$

$$= \left[\sum \Delta t_n \cdot Q_n / K_n \right] / Q_1 / K_1 + Q_2 / K_2 + Q_3 / K_3 + \dots + Q_n / K_n + \dots + Q_N / K_N .$$

Поверхность теплообмена из формулы (4.20) с учетом (4.21) выразится:

$$F_n = \left(1 / \sum \Delta t_n \right) \cdot \left(Q_1 / K_1 + Q_2 / K_2 + Q_3 / K_3 + \dots + Q_n / K_n + \dots + Q_N / K_N \right). \quad (4.22)$$

Распределение температур при наименьшей величине теплообменной поверхности удовлетворяют следующим соотношениям:

$$\Delta t_1 = \left(\sqrt{Q_1 / K_1} \right) / \left(\sum \sqrt{Q_n / K_n} \right) \cdot \sum \Delta t_n ,$$

$$\Delta t_2 = \left(\sqrt{Q_2 / K_2} \right) / \left(\sum \sqrt{Q_n / K_n} \right) \cdot \sum \Delta t_n ,$$

$$\Delta t_n = \left(\sqrt{Q_n / K_n} \right) / \left(\sum \sqrt{Q_n / K_n} \right) \cdot \sum \Delta t_n .$$

Распределение полезных температурных напоров при наименьшей общей теплообменной поверхности и одинаковых поверхностях всех корпусов.

Выполнение этого условия возможно при равенстве полезных температурных напоров по всем корпусам, т. е.

$$\Delta t_1 = \Delta t_2 \dots Q_n = \left(\sum \Delta t \right) / n ,$$

где n – число ступеней выпаривания.

Из выполнения этого условия следует:

$$Q_1 / K_1 = Q_2 / K_2 = \dots = Q_n / K_n$$

или

$$Q_1 / Q_2 \dots / Q_n = K_1 / K_2 / \dots / K_n .$$

Не трудно увидеть, что для рассматриваемого случая тепловые нагрузки корпусов должны быть обратно пропорциональны коэффициентам теплопередачи в них. Это условие может быть выполнено при определенном количестве отбираемого на сторону вторичного пара. При возможности использования такого пара данный способ распределения полезной разности температур может оказаться наиболее целесообразным.

4.5. Тепловые расчеты многоступенчатых выпарных батарей

Тепловые расчеты выпарных батарей разделяют на проектные и поверочные. Проектный расчет выполняют при проектировании с целью определения теплообменных поверхностей кипятильников выпарных аппаратов и теплообменников. Поверочный расчет выполняют при анализе работы действующих выпарных батарей.

Поверочный расчет выпарных батарей

Поверочный расчет позволяет получить информацию о распределении выпаренной воды, определить коэффициенты теплопередачи по корпусам

выпарных аппаратов, подогревателей и, таким образом, проанализировать работу всей батареи и отдельных теплоиспользующих элементов.

Для решения систем линейных алгебраических уравнений требуется предварительно записать систему в матричной форме.

Приведение системы уравнений полного теплового баланса (СУПТБ) к матричной форме. Рассмотрим получение СУПТБ на конкретном примере концентрирования раствора в четырехкорпусной выпарной батарее смешанного тока (рис. 4.4).

Вводятся следующие обозначения:

D_1, λ_1 – расход и энтальпия греющего пара на первый корпус, i_1 – энтальпия вторичного пара на j -том корпусе; τ_j – температура конденсата пара из кипятильника; W_j – массовый расход выпаренной воды в j -том корпусе; t_j – температура кипения раствора в j -том корпусе; C_B – теплоемкость воды; $C_0, t_0, S_0, \gamma_{сл}$ – теплоемкость, температура, массовый расход, плотность исходного раствора; φ – коэффициент идентификации математической модели физической, учитывающий отвод теплового потока в окружающую среду через элементы оборудования МВУ, невязку тепловых балансов, экзо- и эндотермические реакции и др.

В этих обозначениях $C_B \cdot \tau_j$ – энтальпия конденсата пара из кипятильника для j -того корпуса; $S_0 \cdot C_0$ – водяной эквивалент исходного раствора.

Балансовые уравнения массы и энергии по корпусам:

1 корпус

$$D_1 \cdot (\lambda - \tau_1 \cdot c_B) \cdot \varphi = W_1 \cdot i_1 + (S_0 \cdot c_0 - W_3 \cdot c_B - W_4 \cdot c_B - W_1 \cdot c_B) \cdot t_1 - (S_0 \cdot c_0 - W_3 \cdot c_B - W_4 \cdot c_B) \cdot t_4$$

2 корпус

$$W_1 \cdot (i_1 - \tau_2 \cdot c_B) \cdot \varphi = W_2 \cdot i_2 + (S_0 \cdot c_0 - W_1 \cdot c_B - W_2 \cdot c_B - W_3 \cdot c_B - W_4 \cdot c_B) \cdot t_2 - (S_0 \cdot c_0 - W_3 \cdot c_B - W_4 \cdot c_B - W_1 \cdot c_B) \cdot t_1,$$

3 корпус

$$W_2 \cdot (i_2 - \tau_3 \cdot c_B) \cdot \varphi = W_3 \cdot i_3 + (S_0 \cdot c_0 - W_3 \cdot c_B) \cdot t_3 - S_0 \cdot c_0 \cdot t_0,$$

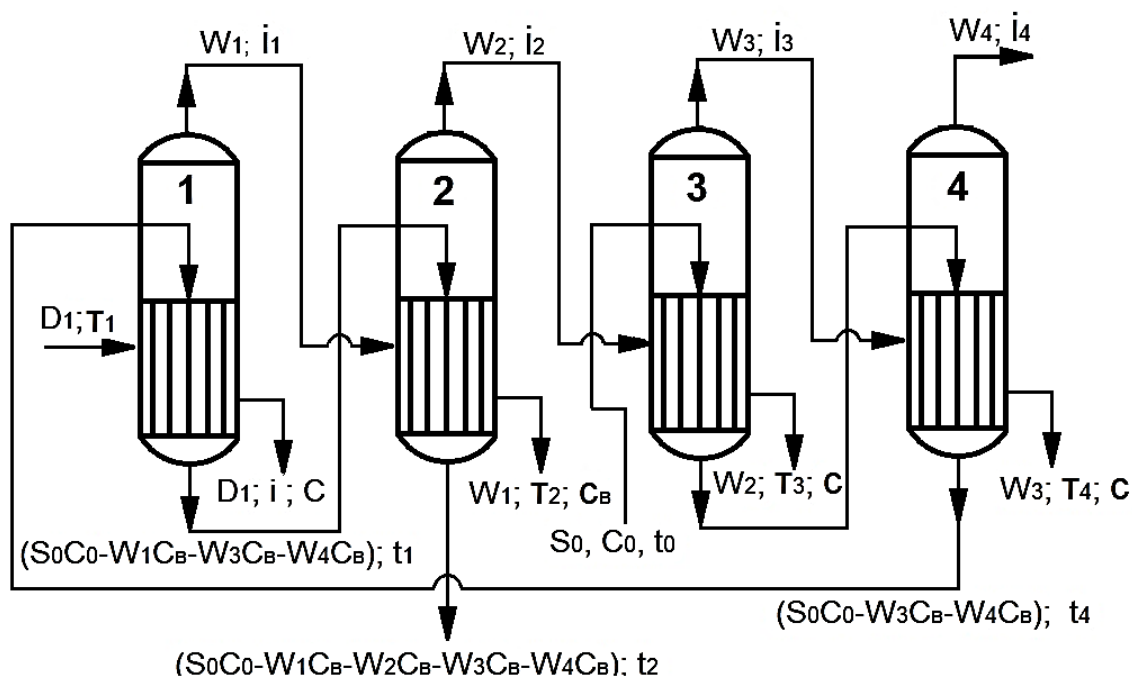


Рис. 4.4. Расчетная схема 4-ступенчатой выпарной батареи смешанного тока

4 корпус

$$W_3 \cdot (i_3 - \tau_4 \cdot c_B) \cdot \varphi = W_4 \cdot i_4 + (S_0 \cdot c_0 - W_3 \cdot c_B - W_4 \cdot c_B) \cdot t_4 - (S_0 \cdot c_0 - W_3 \cdot c_B) \cdot t_3.$$

Здесь пять неизвестных величин: $W_1 - W_4$ и φ , а уравнений – 4. Пятое уравнение получим из соображений, что суммарный расход выпаренной воды $\sum_{i=1}^4 W_i$ должен быть постоянным и равным:

$$W_{об}^* = S_0 \cdot \left(1 - \frac{C_{и}}{C_{к}}\right),$$

где $C_{и}$, $C_{к}$ – массовые концентрации исходного и укрепленного раствора соответственно.

Отсюда получим уравнение:

$$W_1 + W_2 + W_3 + W_4 = W_{об}^*.$$

В дальнейшем понадобится еще соотношение, полученное умножением на φ :

$$W_1 \cdot \varphi + W_2 \cdot \varphi + W_3 \cdot \varphi + W_4 \cdot \varphi = W_{об}^* \cdot \varphi.$$

В матричной форме СУПТБ запишется как:

$$[A(\varphi)] \cdot [W] = [B(\varphi)]. \quad (4.23)$$

Отметим, что система (4.23) при $\varphi = \text{const}$ линейна. Подбором параметра φ можно обеспечить выполнение уравнения (4.23). Математическая задача формулируется таким образом: одномерный поиск минимума формы

$|\sum_{j=1}^4 W_j - W_{06}^*| \rightarrow \min$ по φ , причем $\{W_j\}$ получают из системы, которая на каждом шаге поиска решается при фиксированном φ .

Методы решения линейных систем алгебраических уравнений (система (4.23) известны, наиболее просты как для ручного счета, так и для программирования на ЭВМ, например, методом Гаусса-Жордана.

Пример

Выполнить поверочный расчет двухступенчатой прямоточной выпарной батареи при следующих исходных данных:

расход греющего пара, кг/с: $D_1 = 0,22$,

энтальпия греющего пара, кДж/кг: $i_1 = 2669$,

расход раствора на батарею, кг/с: $S_0 = 1,11$,

концентрация слабого раствора, %: $B_1 = 20$,

концентрация крепкого раствора, %: $B_2 = 27$,

температура исходного раствора, К: $T_0 = 340$,

теплоемкость раствора, кДж/кг·С.: $c_0 = 3,94$,

теплоемкость воды, кДж/кг·С.: $c_B = 4,19$,

расчетный коэффициент идентификации: $\varphi = 0,95$,

поверхность теплообмена кипятильника теплообменного аппарата, м²: $F_1 = F_2 = 25$.

Температурный режим батареи:

№ корпуса	Энтальпия вторичного пара, кДж/кг	Температура конденсата из кипятильника, τ_n , К	Температура кипения раствора, t_n , К	Температура раствора на выходе из подогревателя, T_{T1} , К
1	2640	378	368	353
2	2623	358	343	-

Балансовые уравнения массы и энергии для теплообменника и каждого корпуса выпарной батареи:

Теплообменник

$$S_0 \cdot c_0 \cdot (T_{T1} - t_0) = G_{T1} \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta T_{T1}) \cdot \varphi, \text{ где } \Delta T_{T1} = T_{T1} - 273.$$

1 корпус

$$D_1 \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_1) \cdot \varphi = W_1 \cdot i_1 + [S_0 \cdot c_0 + (G_{T1} - W_1) \cdot c_B] \cdot \Delta t_1 - [S_0 \cdot c_0 + G_{T1} \cdot c_B] \cdot \Delta T_{T1}, \text{ где } \Delta \tau_1 = \tau_1 - 273, \Delta t_1 = t_1 - 273.$$

2 корпус

$$(W_1 - G_{T1}) \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_2) \cdot \varphi = W_2 \cdot i_2 + [S_0 \cdot c_0 + (G_{T1} - W_1 - W_2) \cdot c_B] \cdot \Delta t_2 - [S_0 \cdot c_0 + (G_{T1} - W_1) \cdot c_B] \cdot \Delta t_1. \text{ где } \Delta \tau_2 = \tau_2 - 273, \Delta t_2 = t_2 - 273.$$

Полученные уравнения преобразуются к удобному виду для составления матрицы:

$$0 \cdot W_1 + 0 \cdot W_2 + G_{T1} \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta T_{T1}) \cdot \varphi = S_0 \cdot c_0 \cdot (t_{T1} - t_0);$$

$$-(i_1 - c_B \cdot \Delta t_1) \cdot W_1 + 0 \cdot W_2 - c_B \cdot (t_1 - T_{T1}) \cdot G_{T1} = -[S_0 \cdot c_0 \cdot (T_{T1} - t_1) + D_1 \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_1) \cdot \varphi];$$

$$[-c_B(t_1 - t_2) + \varphi \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_2)] \cdot W_1 - (i_2 - c_B \cdot \Delta \tau_2) \cdot W_2 + [-\varphi \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta t_2) - c_B \cdot (t_2 - t_1)] \cdot G_{T1} = -S_0 \cdot c_0(t_1 - t_2).$$

Составляется матрица в буквенных и численных выражениях:

W ₁	W ₂	G _{T1}	A
0	0	$(i_1 - c_B \cdot \Delta T_{T1}) \cdot \varphi$	$S_0 \cdot c_0(t_{T1} - t_0)$
$-(i_1 - c_B \cdot \Delta t_1)$	0	$c_B \cdot (t_1 - T_{T1})$	$-[S_0 \cdot c_0 \cdot (T_{T1} - t_1) + D_1 \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_1) \cdot \varphi]$
$c_B(t_1 - t_2) - \varphi \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_2)$	$-(i_2 - c_B \cdot \Delta t_2)$	$\varphi \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta \tau_2) + c_B \cdot (t_2 - t_1)$	$S_0 \cdot c_0(t_1 - t_2)$
W ₁	W ₂	G _{T1}	A
0	0	0,95·(2640-4,19·80)	1,11·3,94·(353-340)
-(2640-4,19·95)	0	-4,19·(368-353)	-(1,11·3,94·(353-368)+0,22·(2669-4,19·105)·0,95
4,19·(368-343)-0,95·(2640-4,19·85)	-(2623-4,19·70)	0,95·(2540-4,19·85)-4,19·(368-343)	1,11·3,94·(368-343)
W ₁	W ₂	G _{T1}	A
0	0	2189	56,9
-2242	0	-63	-400
2065	-2330	2179	109

Полученная матрица решается по алгоритму Гаусса-Жордана:

$$\begin{aligned}
 & \begin{matrix} +68 \\ -2179 \end{matrix} \begin{bmatrix} 0 & 0 & 2189 : 56,9 \\ -2242 & 0 & -63 : -400 \\ 2065 & -2330 & 2179 : 109 \end{bmatrix} \Rightarrow \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 : 0,03 \\ -2242 & 0 & 0 : -398 \\ 2065 & -2330 & 0 : 44 \end{bmatrix} \\
 & \Rightarrow \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 : 0,03 \\ 1 & 0 & 0 : 0,18 \\ 0 & -2330 & 0 : -328 \end{bmatrix} \Rightarrow \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 : 0,03 \\ 1 & 0 & 0 : 0,18 \\ 0 & 1 & 0 : 0,14 \end{bmatrix}
 \end{aligned}$$

Таким образом, расход пара на подогреватель составит 0,03 кг/с, из первого корпуса выпарного аппарата 0,18 кг/с, из второго – 0,14 кг/с.

Общее количество выпаренной воды:

$$W_{\text{общ}} = 0,18 + 0,14 - 0,03 = 0,29, \text{ кг/с.}$$

Удельный расход пара на батарею:

$$d = \frac{D}{W_{\text{общ}}} = \frac{0,22}{0,29} = 0,76, \text{ кг/кг.}$$

Тепловые потоки по корпусам выпарных аппаратов:

1 корпус

$$Q_1 = D \cdot (i_1 - c_B \cdot \Delta\tau_1) \cdot \varphi = 0,22 \cdot (2669 - 4,19 \cdot 105) \cdot 0,95 = 465,9, \text{ кВт};$$

2 корпус

$$Q_2 = (W_1 - G_{T1}) \cdot (i_2 - c_B \cdot \Delta\tau_2) \cdot \varphi = (0,18 - 0,03) \cdot (2640 - 4,19 \cdot 85) \cdot 0,95 = 325,4, \text{ кВт.}$$

Коэффициенты теплопередачи по корпусам:

1 корпус

$$k_1 = \frac{Q_1}{F \cdot \Delta t_1} = \frac{Q_1}{F \cdot (\tau_1 - t_1)} = \frac{465,9}{25 \cdot (378 - 368)} = 1,864, \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \cdot \text{С}};$$

2 корпус

$$k_2 = \frac{Q_2}{F \cdot \Delta t_2} = \frac{Q_2}{F \cdot (\tau_2 - t_2)} = \frac{325,4}{25 \cdot (358 - 343)} = 0,868, \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \cdot \text{С}};$$

Проверка

Количество выпаренной воды по изменению концентрации раствора в процессе выпаривания:

$$W_{\text{общ}} = S_0 \cdot \left(1 - \frac{b_1}{b_2}\right) = 1,11 \cdot \left(1 - \frac{20}{27}\right) = 0,29, \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Проектный тепловой расчет

Проектный расчет производится, когда известны параметры теплоносителей на входе и выходе из установки и их расходы, число ступеней и схема выпаривания. Целью расчета является установление поверхности теплообмена и температурного режима работы МВУ.

Существует много вариантов расчета, отличающихся главным образом степенью точности определения параметров.

Для целей математической оптимизации и ориентировочных тепловых расчетов рекомендуется следующий метод, в котором приняты допущения:

- при подводе единицы массы греющего пара в кипятильник выпарного аппарата производится эквивалентное количество вторичного пара; процесс выпаривания протекает в адиабатических условиях ($\varphi = 1$),
- теплота конденсата на выходе из кипятильников в схеме не используется и компенсирует не учтенные потери теплового потока при его отводе через термическую изоляцию и не изолированные участки оборудования.

Расчет начинают с составления таблицы исходных величин:

$$t_n, r_n, \Delta t_n, T_n, \Theta_n, \Delta h_n, F_n, i_n, \Delta i_n, C_n,$$

где: n – номер корпуса выпарного аппарата; t_n , r_n – температура и энергия фазового перехода пара на входе в n кипятильник; Δt_n – полезный температурный напор (задается), T_n – температура кипения раствора; Θ_n – физико-химическая температурная депрессия, Δh_n – гидростатическая депрессия, t_n , i_n , Δi_n – температура и энтальпия вторичного пара, гидравлическая депрессия, C_n – концентрация раствора по корпусам (задается путем равномерного распределения повышения концентрации по корпусам).

Гидростатическая депрессия определяется по формуле:

$$\Delta P = x \cdot h / 2 \cdot 10^4,$$

где: $x \cdot h$ – кажущийся уровень в аппарате, $x \cdot h = 0,1$; h – высота кипятильной трубы.

Для аппарата с падающей пленкой и принудительной циркуляцией $\Delta P = 0$. Потери на гидравлическую депрессию (i) принимаются равными одному $C_{усу}$ на каждый корпус.

Физико-химическую температурную депрессию определяют из таблиц, графиков или по специальным уравнениям; плотность раствора – по таблицам экспериментальных данных или уравнений в функции концентрации и температуры раствора. Расчет исходных данных величин, начинаем с последнего корпуса.

На основе исходных данных определяем тепловые потоки по корпусам выпарных аппаратов по методике, рассмотренной в поверочном расчете. При этом уточняются выбранные концентрации по корпусам и соответствующие их параметры (физико-химическая температурная депрессия, температура вторичного пара и др.).

Далее вычисляются аналитически (или принимаются из экспериментальных данных) коэффициенты теплопередачи по корпусам. Следующим этапом расчета является выбор закона распределения полезного температурного напора по корпусам и их определение. При отклонении вычисленных и принятых полезных температурных напоров расчет повторяем до совпадения этих величин с погрешностью не более 0,5 %.

Последним этапом расчета является определение поверхности теплообмена кипятильников выпарных аппаратов.

Составление таблицы (табл. 4.1) исходных данных рассмотрим на примере трехступенчатой прямоточной выпарной установки [39, 40].

Таблица 4.1 – Исходные данные для расчета трехступенчатой прямоточной выпарной установки

Обозначение	Размерность	I корпус	II корпус	III корпус
t_n/r_n	К/(кДж/кг)	t_1/r_1	t_2/r_2	t_3/r_3
Δt_n	С	Δt_1	Δt_2	Δt_3
T_n	К	T_1	T_2	T_3
Θ_n	С	Θ_1	Θ_2	Θ_3
Δh_n	С	Δh_1	Δh_2	Δh_3
\bar{t}_n/i_n	К/кДж/кг	\bar{t}_1/i_1	\bar{t}_2/i_2	\bar{t}_3/i_3
Δi	С	I	I	-
C_n	%	C_1	C_2	C_3

4.6. Расчеты коэффициентов теплопередачи

Для расчета коэффициентов теплопередачи в кипятильниках выпарных аппаратов и поверхностных подогревателей существуют множество разнообразных формул для определения коэффициентов теплоотдачи.

Рассмотрим возможность получения однородных уравнений для шести основных случаев теплообмена. Эти уравнения строго не применимы к определению коэффициентов теплоотдачи к кипящим жидкостям. В настоящее время для условий выпаривания нет достаточно надежных данных и общих расчетных уравнений. Результаты расчетов по приведенным ниже формулам показывают достаточно хорошее соответствие с практическими данными, полученными при обследовании выпарных батарей. В некоторых случаях полученные результаты для величин коэффициентов теплоотдачи по предлагаемым формулам даже более точно соответствуют практическим данным. Это связано с влиянием на величину коэффициента теплоотдачи дополнительно ряда трудно учитываемых факторов: наличие газовой среды, отложения на теплообменной поверхности и др. В связи с этим предложенные зависимости могут быть положены в основу для инженерных расчетов, в том числе для случаев выпаривания.

Предлагаемые основные уравнения можно представить в обобщенном виде:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l_1}{\lambda} \cdot A \cdot Pr^B,$$

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l_1}{\lambda} = c \cdot \pi \cdot \left(\frac{l_1}{l_2} \right)^c,$$

где l_1 – поперечный размер; l_2 – продольный размер.

1. Вынужденный поток по полному сечению, турбулентный:

$$\pi = Re; l_1 = d; l_2 = L; c = 0.$$

2. Вынужденный поток по полному сечению, ламинарный:

$$\pi = Re; l_1 = d; l_2 = L.$$

3. Свободное стекание жидкости по стенке, турбулентное:

$$\pi = Re_s; l_1 = v_s; l_2 = h; c = 0.$$

4. Свободное стекание жидкости по стенке, ламинарное:

$$\pi = Re_s; l_1 = v_s; l_2 = h.$$

5. Свободное стекание конденсата по стенке (конденсация):

$$\pi = K; l_1 = v_s; l_2 = h.$$

6. Свободный поток (естественная конвекция):

$$\pi = V; l_1 = v_s; l_2 = h.$$

В этих формулах:

$$Re = \frac{G \cdot l_1}{\eta}; Re_s = \frac{4}{\eta} \cdot \Gamma; Pr = \frac{c \cdot \eta}{\lambda}; K = \frac{r}{c \cdot \Delta t};$$

$$V = \beta \cdot \Delta T; v_s = \left(\frac{\eta}{\gamma^2 \cdot g} \right)^{1/3}$$

при обозначениях: $G = \omega \cdot \gamma \cdot 3600$ – массовая скорость, кг/м²·ч; η – вязкость кг/м·ч; λ – коэффициент теплопроводности, ккал/м·ч·С; c – теплоемкость, ккал/кг·С; Γ – интенсивность орошения:

$$\Gamma = \frac{G_{ж}}{O}, O = \pi \cdot d,$$

$G_{ж}$ – расход жидкости, кг/час; O – периметр; d – внутренний диаметр трубы, м.

Интенсивностью орошения на единицу периметра слива, кг/м·час называют массу стекающей жидкости в течение часа на единицу орошаемого периметра. Орошаемым периметром для трубы является ее внутренняя окружность.

Таким образом, шесть самых важных случаев теплоотдачи описываются при помощи шести критериев подобия и одной размерной группы v_s . Система этих уравнений настолько однородна, что ее можно охватить одним универсальным уравнением с одной заменяемой безразмерной группой π , которая в зависимости от конкретного случая приобретает значения Re , Re_s , K , V . Критерий Нуссельта во всех этих уравнениях содержит характерный поперечный размер потока, который в случае вынужденного движения соответствует диаметру ($l_1 = d$), а во всех остальных случаях $l_1 = v_s$. Продольный размер l_2 всюду входит в симплексы геометрического подобия. Для вынужденного потока этот размер приобретает значение длины трубы ($l_2 = L$), а во всех остальных случаях $l_2 = h$.

Систематизация классических случаев теплоотдачи по характеру движения теплоносителя приведена на схеме рис. 4.5. Значения постоянных и показателей важнейших уравнений теплоотдачи – в табл. 4.2.

К другим зависимостям для коэффициента теплоотдачи, имеющие значение для выпаривания растворов, следует отнести коэффициент теплоотдачи при выпаривании воды в аппаратах с естественной циркуляцией [47].

$$Nu = 4,41 \cdot 10^{-3} \left(\frac{V_{II}}{K} \right)^{1,5} \cdot \left(\frac{\delta P}{\sigma} \right)^{1,75},$$

где σ – поверхностное натяжение, кг/м (по таблицам);

$$\delta = \sqrt{\sigma/\gamma};$$

$$P - \text{давление, кг/см}^2; \quad V_{II} = \frac{\gamma'}{\gamma''}; \quad K = \frac{r}{c \cdot \Delta t}.$$

Для этого случая предлагается упрощенная формула для расчета коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha = 22 \cdot p^{0,58} \cdot \Delta t^{2,33}, \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{С},$$

где p – давление выпаривания, кг/см²; Δt – разность температур между стенкой и кипящим раствором.

Для определения коэффициента теплоотдачи от насыщенной парогазовой смеси используется уравнение:

$$\alpha_{см}^н = \alpha_{см}^{кc} \cdot \left(1 + \frac{\Delta d \cdot r}{1000 \cdot \delta t \cdot c_{рсм}} \right), \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С},$$

где $\alpha_{см}^{кc}$ – конвективный коэффициент теплоотдачи со стороны газопаровой смеси в сухой зоне, Вт/м²·С; $\Delta d = d_{см}^{вх} - d_{см}^к$ – количество сконденсировавшихся паров в насыщенной зоне, г/кг; r – теплота фазового перехода при данном парциальном давлении водяных паров, кДж/кг·С; $\delta t = t_{см}^н - t_{см}^к$ – изменение температуры газопаровой смеси в насыщенной зоне, С; $c_{рсм}$ – теплоемкость смеси при ее средней температуре, кДж/кг·С [40, 41].

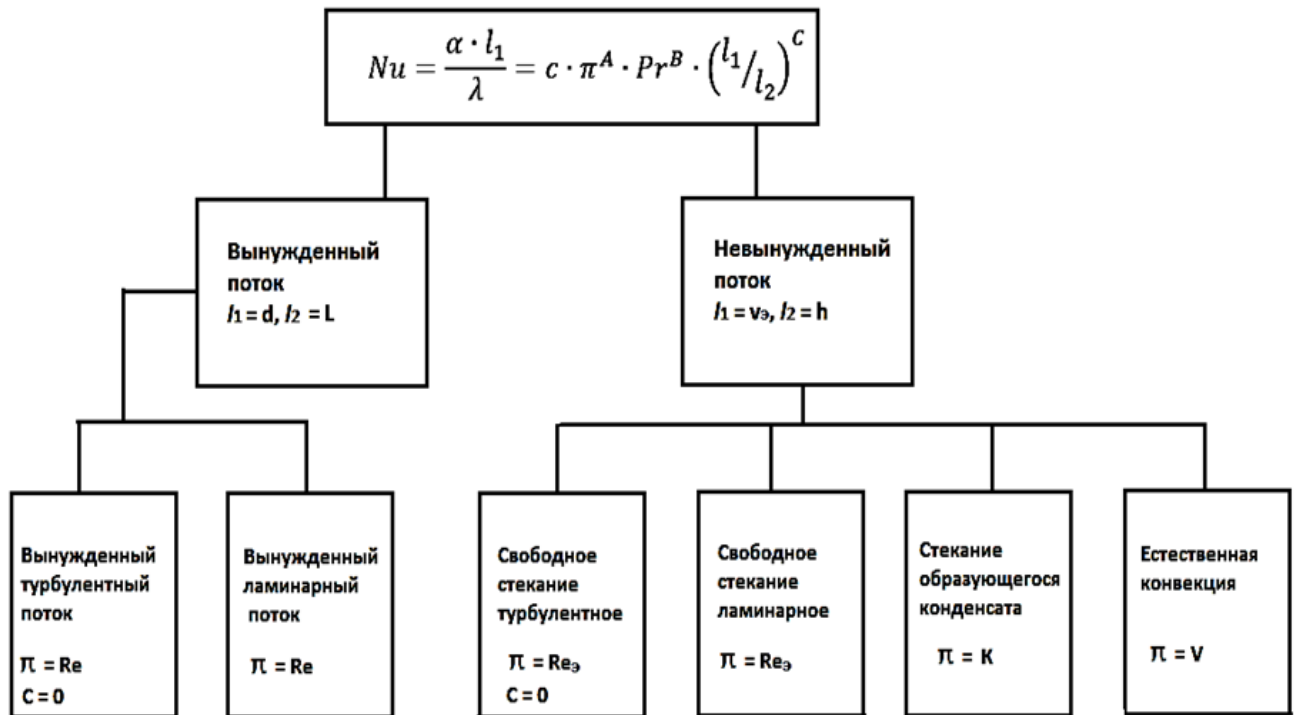


Рис. 4.5. Систематизация классических случаев теплоотдачи по характеру движения теплоносителя

Таблица 4.2 – Значение постоянных и показателей важнейших уравнений теплоотдачи

Общее уравнение $Nu = \frac{\alpha \cdot l_1}{\lambda} = c \cdot \pi^A \cdot Pr^B \cdot (l_1 / l_2)^C$	с	А	В	С	Примечания
Вынужденный поток турбулентный $\pi = Re, l_1 = d$					
параллельно стенке (труба) η мало	0,023	0,8	0,4	0	–
параллельно стенке (труба) $\eta > 2\eta_{в}$	$0,027 \cdot (\eta / \eta_{ст})^{0,14}$	0,8	0,33	0	–
поперечно к проволоке	0,86	0,43	0,3	0	параметры пограничного слоя
поперечно к отдельной трубе	0,26	0,6	0,3	0	параметры пограничного слоя
поперечно к коридорному пучку трубок	0,26	0,6	0,33	0	параметры пограничного слоя
поперечно к шахматному пучку трубок	0,33	0,6	0,33	0	считать на максимальную скорость
через трубу с насадкой (теплоноситель ↔ стенка), нагревание	$0,813e^{-6(d_{нас}/d_{тр})}$	0,9	–	0^{3*}	–
через трубу с насадкой (теплоноситель ↔ стенка), охлаждение	$3,5e^{-4,6(d_{нас}/d_{тр})}$	0,7	–	0^{4*}	–
через слой насадки (теплоноситель ↔ насадка)	1,064	0,59	0,33	–	–
Вынужденный поток ламинарный $\pi = Re, l_1 = d, l_2 = L$					
для жидкостей $Re \cdot Pr \cdot (l_1 / l_2) > 13$	$1,86 \cdot (\eta / \eta_{ст})^{0,14}$	1/3	1/3	1/3	–
для жидкостей $Re \cdot Pr \cdot (l_1 / l_2) < 13$	0,5	1	1	1	–

Общее уравнение $Nu = \frac{\alpha \cdot l_1}{\lambda} = c \cdot \pi^A \cdot Pr^B \cdot (l_1 / l_2)^C$	с	А	В	С	Примечания
Свободное стекание по стенке, турбулентное $\pi=Re_3$, $l_1=v_3$, $l_2=h$					
вертикальная стенка, вертикальная, горизонтальная труба	0,01	1/3	1/3	0	параметры пограничного слоя
Свободное стекание по стенке, ламинарное $\pi=Re_3$, $l_1=v_3$, $l_2=h$					
вертикальная стенка	0,67	1/3	1/3	1/3	параметры пограничного слоя
горизонтальная труба (плохая сходимос $\alpha = 187 \cdot (\Gamma / d)^{1/8}$)	–	–	–	–	–
Свободное стекание образующегося конденсата (конденсация чистого пара) $\pi=K_3$, $l_1=v_3$, $l_2=h$					
вертикальная труба	1,13	1/4	1/4	1/4	параметры пограничного слоя
горизонтальная труба (снаружи)	$0,725 \cdot N^{-1/4}$	1/4	1/4	1/4	N – число рядов трубок
Свободный поток (естественная конвекция) $\pi=V_3$, $l_1=v_3$, $l_2=h$					
вертикальная стенка $10^3 < Pr \cdot V \cdot (l_1/l_2)^{-3} < 10^9$	0,59	1/4	1/4	1/4	параметры пограничного слоя
вертикальная стенка $Pr \cdot V \cdot (l_1/l_2)^{-3} > 10^9$	0,13	1/3	1/3	0	параметры пограничного слоя
горизонтальная труба, провод $10^3 < Pr \cdot V \cdot (l_1/l_2)^{-3} < 10^9$	0,53	1/4	1/4	1/4	параметры пограничного слоя

ГЛАВА 5. РЕГЕНЕРАЦИЯ ТЕПЛОТЫ НА ВЫПАРНЫХ СТАНЦИЯХ

5.1. Регенерация теплоты греющего пара при выпаривании

Технология теплоты в процессе выпаривания должна обеспечивать минимальную необратимость процессов теплообмена. Достигается это регенерацией теплоты взаимодействующих материальных и тепловых потоков в процессе выпаривания как между собой, так и с окружающей средой. Степень регенерации теплоты оценивается величиной эксергетического КПД процесса выпаривания. Процессы выпаривания в современных выпарных установках характеризуются величиной эксергетического КПД до 80 % и выше [42].

Многоступенчатые выпарные установки являются примером оригинальной и эффективной схемы регенерации теплоты греющего пара от внешнего источника и поступающего на выпаривание раствора. Достигаемое при этом существенное снижение расхода греющего пара с ТЭЦ явилось причиной ограниченного количества работ в области поиска других путей регенерации теплоты на выпарных установках. Заметим, что проф. Аронс еще в 1941 г. показал, что при определенных равных условиях многоступенчатая выпарная батарея может быть энергетически также эффективна как одноступенчатая. Так, на основе теплового баланса ряда выпарных батарей им было установлено, что если:

$$\Delta t_n - idem, W - idem, \mathcal{E} - idem,$$

$$D_n - idem,$$

где Δt_n , W , \mathcal{E} , D_n – полезный температурный напор, выпаренная вода, выработка электроэнергии турбиной, расход пара на выпаривание, то обе схемы являются одинаково эффективны.

Рассмотрим основные пути модернизации процессов и аппаратов выпаривания растворов.

Эффективность использования энергии в выпарных установках

Эффективность работы выпарной установки определяется величиной эксплуатационных расходов.

В настоящее время при проектировании выпарных установок рассматриваются в основном три способа регенерации теплоты:

- многоступенчатые выпарные установки;
- применение термической компрессии;
- применение механической компрессии.

На рис. 5.1 показаны схемы потоков вещества и энергии в выпарных аппаратах с разными типами нагрева.

В последнее время некоторыми фирмами ведется поиск повышения степени регенерации теплоты путем сокращения выпарных аппаратов на выпарной батарее с применением тепловых насосов.

Использование одного из способов позволяет существенно снизить потребление теплоты от внешнего источника. В некоторых случаях целесообразно сочетать два таких способа для сокращения эксплуатационных и капитальных затрат. В наиболее сложных ситуациях могут применяться все три способа.

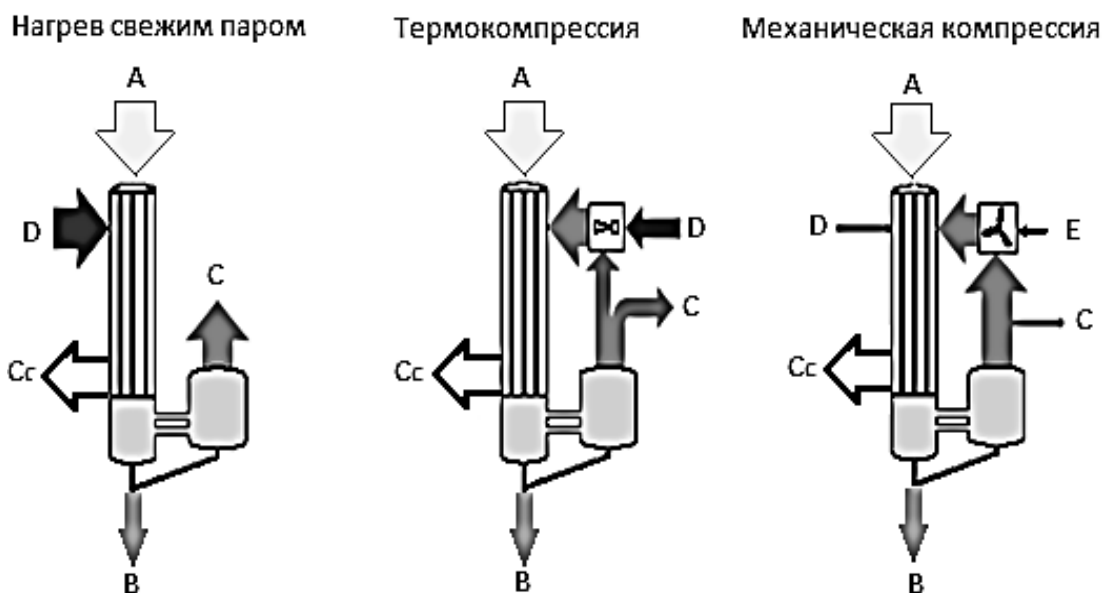


Рис. 5.1. Эффективность использования энергии в выпарных установках:
A – исходный раствор, **C** – конденсат, **C_c** – конденсат вторичного пара, **C_D** – конденсат греющего пара, **D** – греющий пар, **E** – электроэнергия

Многоступенчатое выпаривание

Как было показано ранее, в одноступенчатой выпарной установке энтальпия вторичного пара приблизительно равна теплоте подводимого пара от внешнего источника. При подводе раствора с температурой кипения в выпарном аппарате для получения одного *кг* вторичного пара необходимо подвести *кг* первичного пара. Это является следствием примерно одинаковой величины энергии фазового перехода на стороне греющего и вторичного пара. Если вторичный пар, образовавшийся при подводе греющего пара, использовать в качестве греющего в последующем выпарном аппарате, то количество греющего пара сократится на 50 %. Тот же принцип можно использовать в следующих корпусах, что приведет к дальнейшему сокращению подвода греющего пара от внешнего источника.

5.2. Регенерация теплоты греющего пара при нагреве выпариваемого раствора

Нагрев выпариваемого раствора до температуры кипения перед поступлением в выпарной аппарат является одним из важнейших узлов многоступенчатой выпарной установки. Правильная организация схемы нагрева упариваемого раствора и аппарата для ее осуществления позволяет повысить производительность МВУ и снизить удельный расход греющего пара. Эффективной организацией схемы нагрева раствора на современных выпарных станциях уделяется большое внимание. Главным образом используются рекуперативные парожидкостные теплообменники. Они могут быть как выносными, так и встроенными в корпус выпарного аппарата. В последнем случае в кипятильнике выпарного аппарата выделяется часть труб для нагрева раствора. Следует отметить, что регенерацию теплоты в системе нагрева раствора следует организовывать путем отбора вторичного пара из корпуса как можно более близкого к низкотемпературной части МВУ. Нагрев раствора осуществляется с недогревом (разность между температурой вторичного пара и температурой нагрева раствора) $0 - 5$ °С. При использовании регенеративных подогревателей рекуперативного типа не удастся создать эффективную схему нагрева раствора. К недостаткам такой схемы следует отнести:

- низкую эффективность нагрева раствора. Причиной этому является попадание с вторичным паром неконденсирующихся газов, которые создают большое термическое сопротивление при теплопередаче. Другой причиной следует отметить выделение накипеобразующих компонентов в трубном и межтрубном пространстве, осложняющим теплообмен;

- низкую эксплуатационную надежность из-за частых чисток и промывок теплообменников.

Названные причины низкой эффективности работы регенеративных теплообменников рекуперативного типа приводят на некоторых заводах к полному выведению их из работы в МВУ [44 – 46].

Разработка и освоение высокоинтенсивных регенеративных теплообменников привели к направлению разработки теплообменников смешения.

Большой опыт проектирования и многолетней эксплуатации теплообменников смешения на основе полочных аппаратов в схемах регенерации теплоты в МВУ при выпаривании алюминатных растворов имеет французская фирма «Пешине».

Учитывая особенности растворов черного щелока при выпаривании учеными Университета промышленных технологий и дизайна предложен теплообменник смешения кавитационно-вихревого типа [50].

При разработке теплообменника смешения исходили из следующих предпосылок. Теплообменник должен быть:

- компактным;

- теплопроцесс характеризуется малой величиной недогрева между греющим паром и нагреваемой средой;
- отсутствием зарастания теплообменника накипью и волокном в процессе нагрева.

Предполагалось, что эти требования с максимальной полнотой могут быть удовлетворены в сочетании вихревого эффекта с кавитационной эрозией. Вихревые аппараты компактны и характеризуются малой величиной гидравлического сопротивления. Существенным ограничением их использования в качестве теплообменников смешения является сложность достаточно полного перемешивания греющего пара при его конденсации и нагреваемого раствора. С целью исключения этого недостатка мы решили совместить положительные стороны вихревого эффекта с регулируемой кавитационной эрозией. Последняя должна привести не только к самоочистке аппарата при эксплуатационно приемлемых скоростях раствора, но и способствовать подсасыванию струек пара и его перемешиванию с раствором. Для получения кавитационной эрозии необходимо создать развитое кавитационное течение. Развитым кавитационным течением или суперкавитацией называется такая форма обтекания тела, при котором за телом образуется единая полость – каверна, содержащая, как правило, газы и пары. При достаточно малом числе кавитации:

$\sigma = (P_0 - P_k) / (\rho/2 \times V^2)$, где P_0, V – давление и скорость набегающего на кавитатор потока, соответственно; P_k – значение давления, при котором возникает кавитация (обычно принимаем равным давлению насыщенных паров жидкости).

Этот вид течения возникает за телом любой формы.

Механизм обтекания тела образующейся за ним каверной можно представить следующим образом.

Частицы жидкости, быстро набегающие на тело, вынуждены «расступиться». Они приобретают радиальные скорости, направленные от оси тела к периферии, т. е. от области с давлением P_k к далекой от тела области с давлением P_0 . Возникшему движению пульпы соответствует расширяющийся участок каверны. При радиальных перемещениях частиц пульпы в направлении возрастающего давления они совершают работу за счет своей кинетической энергии. Когда их радиальные скорости, а следовательно кинетическая энергия расширения становится равной нулю, каверна достигает своего максимального размера (миделя), после чего начинается процесс ее сужения под действием окружающей жидкости $P_0 > P_k$. Число кавитации можно рассматривать как отношение между энергией, способствующей сжатию каверны пропорциональной ρ/V^2 . Величина давления в области перед телом не влияет на характер течения, поэтому для тела с острыми кромками формы переднего участка каверны не зависит от числа кавитации. На основании вышеизложенного, для создания кавитации применены кавитаторы, имеющие профиль суперкавитирующего крыла. Эти кавитаторы с острой входной кромкой позволяют получить каверну по всей стороне разрежения крыла, и что особенно важно, за ним, образуя полость каверны с давлением $P_k < P_0$. Из опытных данных

угол между плоскостью крыла и набегающим на него потоком принимаем $15 - 16^\circ$.

На рис. 5.2 показан эскиз кавитационно-вихревого теплообменника (КВТ). КВТ состоит из циклонной камеры смешения с двумя тангенциально расположенными патрубками для подвода сырой пульпы. К одному из торцов циклонной камеры смешения, с внутренней стороны, в зоне наивысших скоростей пульпы, крепятся полы кавитатора.

Кавитаторы имеют профиль суперкавитирующего крыла и снабжены отверстиями для подвода пара к циклонной камере. Внутренняя полость кавитаторов переходит в диффузор. Последний оканчивается патрубком для отвода нагретого раствора.

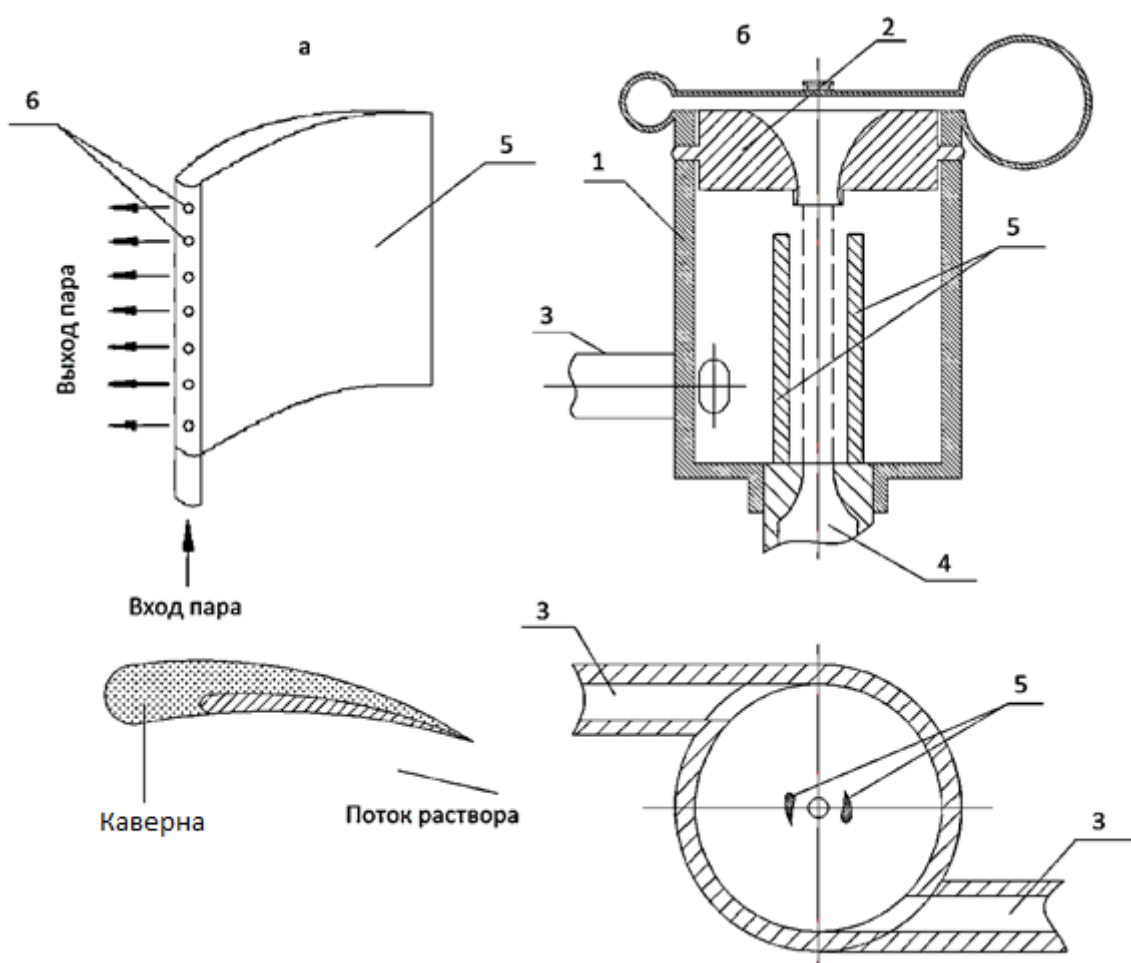


Рис. 5.2. Кавитационно-вихревой теплообменник:
1 – циклонная камера; 2 – диафрагма; 3 – входной патрубок; 4 – паровой патрубок; 5 – кавитаторы; 6 – отверстия для пара

КВТ работает следующим образом. Раствор через входные патрубки 3 попадает в циклонную камеру смешения 1 теплообменника. Тангенциально

закрученный поток с большой скоростью обтекает кавитаторы 5, создавая за ним кавитационные каверны, которые схлопываются за кавитаторами вблизи стенок циклонной камеры смешения. При этом создаваемое разрежение в каверне способствует подсосыванию струек пара через отверстия, расположенные в задней кромке кавитатора и их перемешиванию с пульпой. Подсосывание пара в следствии вихревого давления пульпы происходит и через паровой патрубок 4, расположенный по оси циклонной камеры в зоне минимального давления.

Схлопывание пузырьков пара и воздуха на стенке камеры смешения теплообменника или вблизи ее приводит к кавитационной эрозии, что в сумме с тангенциально закрученным потоком препятствует отложению осадков. В результате сложных гидродинамических взаимодействий на выходе из камеры смешения теплообменника имеем смесь пульпы и хорошо разбавленного в ней пара при температуре, соответствующей давлению в камере смешения и существенной кинетической энергии. С целью перевода кинетической энергии этой смеси, теплообменник заканчивается улиточным диффузором 2.

Принцип действия теплообменника, основанный на использовании кавитатора, позволяет воздействовать на физико-химические свойства раствора.

Кавитация является одним из самых сильных факторов, воздействующих на раствор.

Это достигается за счет *эффекта при схлопывании кавитационного микорпузырька*. В локальном объеме внутри него и вблизи возникают поля высоких давлений (до 1000 МПа) и температур (до 2000 °С). При коллапсе пузырька в жидкости генерируются волны разрежения, а при соприкосновении с твердыми границами потока образуются кумулятивные микроструи со скоростями движения до 500 м/с.

Объединенные в одном корпусе указанные устройства, помимо характерного воздействия, присущему каждому из них, вместе способствуют возникновению *третьего эффекта* – *фотохимическому окислению*. Обусловлено это тем, что даже малый объем воды за счет эжектируемого воздуха значительно диспергируется на множество мельчайших частиц. В такой среде кванты ультразвукового спектра поглощаются и многократно отражаются, а при относительной длительности данного взаимодействия с частицами жидкости выбрасываются активные окислители: гидроксильная группа (ОН) – кислород и озон O₃. в этих условиях кавитация приводит к разрушению крупных молекул органики, что подтверждается соответствующими анализами. Этот эффект весьма выражен при выпаривании растворов с большим содержанием органики, который приводит к вспениванию растворов черного щелока, большому брызгоуносу и, как следствие, зарастанию осадками межтрубного пространства, накипью с большой величиной адгезии. В результате создаются серьезные осложнения в эксплуатации как в части снижения производительности выпарных батарей, так и при удалении накипи.

Теплообменник приведенной конструкции испытан в заводских условиях на выпарной батарее при выпаривании черного щелока в режиме работы выпарной батареи на ОАО Архангельский ЦБК. Между тем, методы расчета

таких аппаратов до конца не разработаны и в настоящее время находятся на стадии разработки.

Учитывая сложный характер гидродинамических процессов, протекающих в КВТ, расчет таких аппаратов с прогнозируемыми выходными характеристиками может быть создан при достаточно большом массиве данных работ теплообменника в различных условиях его работы.

Критерии выбора конструкции, компоновки и режима работы выпарных установок. При конструировании выпарных установок необходимо учитывать множество различных, зачастую противоречивых требований. Они определяют конструкцию и компоновку системы, параметры технологического процесса и экономические показатели [48].

Важнейшими из этих требований являются:

- производительность и рабочие данные, такие как количества веществ, концентрации, температуры, число рабочих дней в году, условия смены продукта, параметры управления и т. д.

- характеристики продукта, такие как термочувствительность, вязкость и реологические свойства, возможность вспенивания, загрязнения поверхностей и инкрустации, особенности кипения и т. д.

- требования в отношении рабочей среды, например, пара, охлаждающей воды, электроэнергии, чистящих жидкостей, запасных частей и т. д.

- выбор конструкционных материалов в качестве отделки поверхностей;

- капитальная стоимость и окупаемость, затраты на заработную плату эксплуатационного и обслуживающего персонала и т. д.

- местные условия, такие как доступное пространство, климат (при наружной установке), линии подачи энергии и продукта, платформы для обслуживания и т. п.

- законодательная и нормативная база в отношении охраны труда, техники безопасности, ограничения шума, охраны окружающей среды и т. д. в зависимости от специфики производства.

5.3. Регенерация теплоты отходящих газов из энерготехнологических установок в схемах выпаривания

Тот факт, что воздух, насыщенный водяным паром, конденсируясь, отдает влагу, хорошо известен от запотевания стекол или очков.

Подобным образом можно из всех газов, содержащих пар, извлечь влагу, если охлаждать их до достаточно низкой температуры.

Многие отходящие газы, образующиеся в ходе технологического процесса, содержат пары, в основном водяные, которые можно использовать для конденсации с целью получения теплоты.

Поскольку особенно сушильные процессы часто проводятся при обычном атмосферном давлении, то в отходящих из сушилок газах содержится смесь газов

и водяного пара. При охлаждении этих газов можно регенерировать определенную часть энергии в форме тепла, затраченной в сушильном процессе и использовать ее повторно для работы в выпарной установке. Обычно можно использовать большое количество энергии, скрытой в отходящем тепле. На основе технических данных о давлении, температуре и влагосодержании отходящих газов, отводящихся из сушильных установок, можно рассчитать величину регенерируемой теплоты.

Суть процесса предлагаемого варианта использования теплоты высокотемпературных, сильно увлажненных газов состоит в их применении в качестве теплоносителя на выпарке растворов с целью частичной или полной замены пара с ТЭЦ. Выпаривание черного щелока характеризуется достаточно высоким эксергетическим КПД и удовлетворяет в основном современным требованиям. Одним из путей сокращения расхода пара на выпарку от внешнего источника является использование теплоты других технологических процессов.

На кафедре промышленной теплоэнергетики Высшей школы технологии и энергетики (ПТЭ ВШТЭ СПбГУПТД) разработана аппаратурно-технологическая схема использования теплоты отходящих газов (содорегенерационных котлов СРК) и корьевых котлов для выпаривания черных щелоков.

Это один из основных источников вторичных энергоресурсов в производстве сульфатной целлюлозы.

Аппаратурно-технологическая схема выпаривания

В предлагаемом техническом решении отходящие газы (рис. 5.3, 5.4) из СРК разделяются на два потока. Такое разделение необходимо для защиты дымовой трубы от кислотной коррозии. Один поток охлаждается при постоянной энтальпии до температуры точки росы путем впрыска в него конденсата водяного пара. Затем теплота газов и содержащихся в них водяных паров отводится на выпарную станцию, где в выпарных аппаратах происходит конденсация последних. После отделения дымовых газов от конденсата дымовые газы поступают на сушку до температуры 70 °С, после чего при влажности $\varphi = 40\%$ отводятся в дымовую трубу. Сушку дымовых охлажденных газов ведут вторым потоком высокотемпературных газов на выходе из СРК не участвующем в процессе выпаривания.

Кислый конденсат водяных паров дымовых газов после конденсации в греющих камерах выпарных аппаратов, нейтрализации щелочесодержащим раствором и очистки от твердых взвесей технологической пыли направляют на охлаждение дымовых газов перед выпариванием путем его впрыскивания.

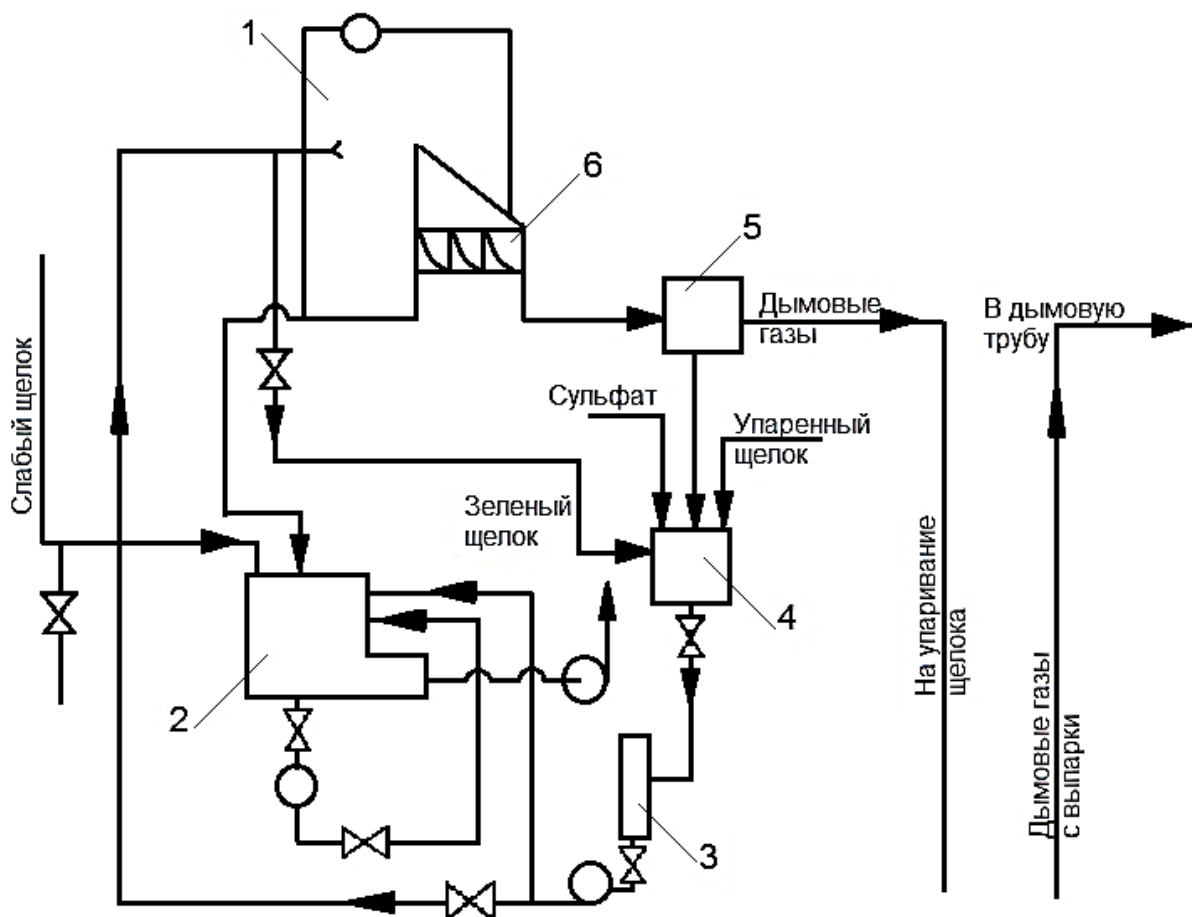


Рис. 5.3. Принципиальная схема сорегенерационного котла:
 1 – сорегенерационный котел; 2 – растворитель плава; 3 – подогреватель щелока; 4 – смеситель щелока с сульфатом; 5 – электрофильтр; 6 – винтовой конвейер для возврата золы из бункера котла в топку

Использованием теплоты увлажненных газов СРК и корьевых котлов можно получить существенное сокращение расхода пара с ТЭЦ на выпарку.

Известно, что в СРК не только затрачивается много теплоты на выпаривание щелоков до сухого состояния, но этот технологический передел является также экологически опасным в производстве целлюлозы: с отходящими газами удаляется много твердых продуктов в виде пыли, соединений серы и экологически вредных газов. Удаляется также много водяных паров при высокой температуре, которые способствуют тепловым загрязнениям, а вместе с углекислым газом – парниковому эффекту.

Разработанная аппаратурно-технологическая схема переработки дымовых газов во многом решает эту проблему: твердые продукты и вредные газы в большей части улавливаются в скруббере, а осушенные газы отводятся охлажденными в дымовую трубу [42 – 56].

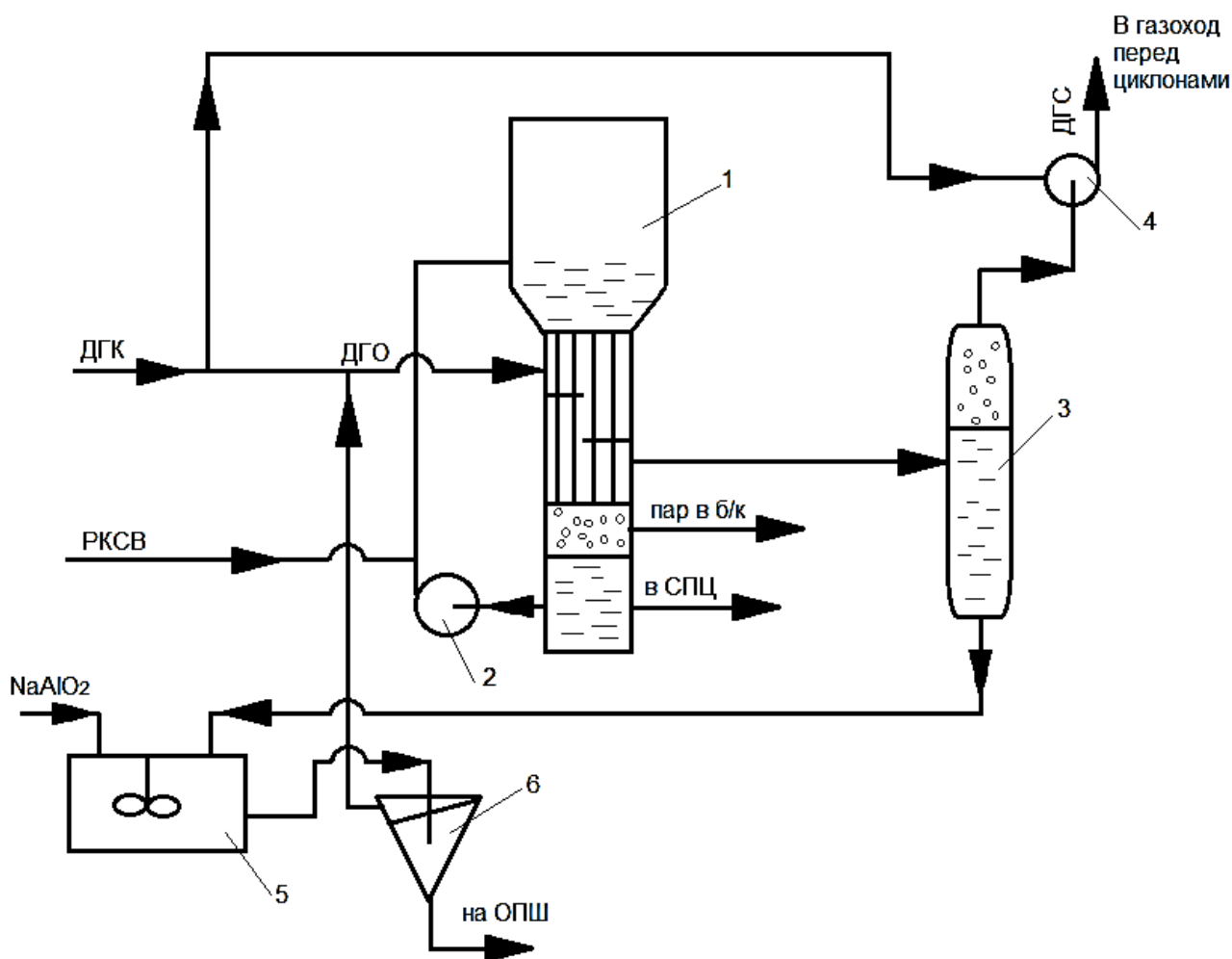


Рис. 5.4. Принципиальная аппаратурно-технологическая схема выпарки черного щелока на основе использования теплоты уходящих газов СРК:

1 – выпарной аппарат; 2 – циркуляционный насос; 3 – газоосушитель;
 4 – смеситель дымовых газов; 5 – мешалка-нейтрализатор; 6 – сгустительный конус; ДГК – дымовые газы из СРК; ДГО – дымовые газы охлажденные;
 ОПШ – отделение приготовления шихты; NaAlO_2 – алюминатный раствор;
 б/к – барометрический конденсатор; ДГС – дымовые газы после смешения в дымовую трубу

5.4. Сверхглубокое концентрирование черных щелоков сульфатного производства целлюлозы

При сжигании черного щелока с начальной концентрацией 75 – 80 % а. с. в. прекращаются выбросы сероводорода с дымовыми газами СРК. Сокращаются выбросы сернистого ангидрида с 150 – 500 г/мин до 0 – 50 г/мин. Повышается на 8 % теплота сгорания сжигаемого щелока. Уменьшается расход пара на сажеобдувку. Сульфат и зола из электрофилтра могут подаваться не в крепкий щелок, а в промежуточный черный щелок с концентрацией 65 % а. с. в. С учетом

высокой температуры это мероприятие приводит к уменьшению вязкости сжигаемого продукта до 300 – 400 МПа·с.

Рабочий цикл с учетом промывок составил 93 %. В эксперименте установлено уменьшение интенсивности отложений в СРК. Они более легко удалялись при обдувке. Механическая чистка трубок котла не требовалась. Повысилась эксплуатационная надежность работы электрофильтров. Температура в подушке увеличилась на 70 °С, а температура плава – на 40 °С. Температура дымовых газов снизилась на 20 °С. При высокой концентрации (80 %) меньшее значение имеет качество распыла щелока, так как стадия подсушки, при меньшем содержании влаги в каплях, существенно сокращается и «подушка» остается стабильной.

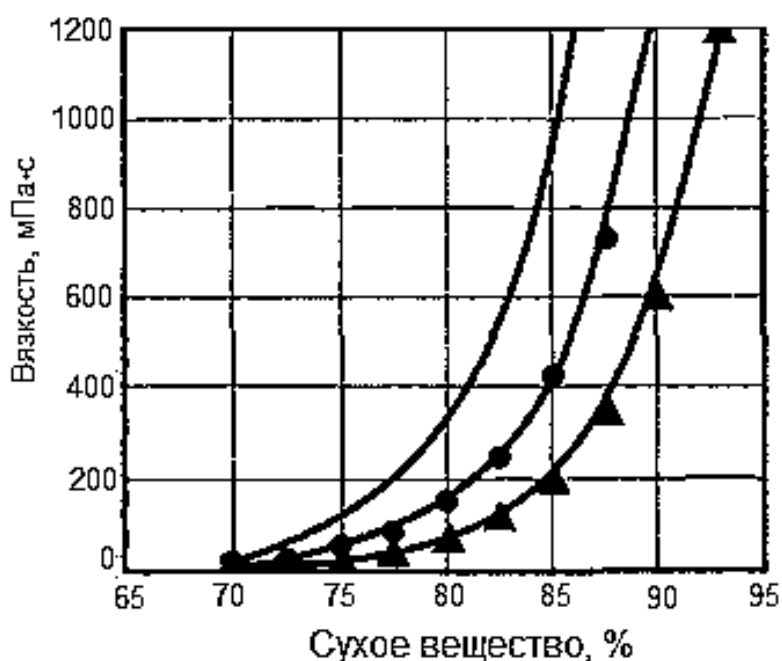


Рис. 5.5. Зависимость вязкости черного щелока от содержания сухого вещества и от температуры:

— 135 °С; ● — 160 °С; ◆ — 175 °С

К недостаткам процесса выпаривания до крепких щелоков с концентрацией до 80 % и выше следует отнести:

- увеличение степени сульфидности белого щелока (до 40 % и выше) из-за сокращения потерь серы с дымовыми газами;
- необходимость располагать вторую стадию концентрирования вблизи СРК. Это способствует поддержанию высокой температуры и, соответственно, снижению вязкости раствора.
- увеличивается дополнительно расход электроэнергии на 10 – 12 кВт·ч/т а. с. в.

Основные трудности выпаривания в области высокого содержания сухих веществ аномально высокая вязкость щелока (рис. 5.5, 5.6). При повышении вязкости до 500 МПа·с теплопередача быстро ухудшается, а работа центрального выпускного насоса существенно затрудняется, и увеличивается опасность быстрого образования отложений.

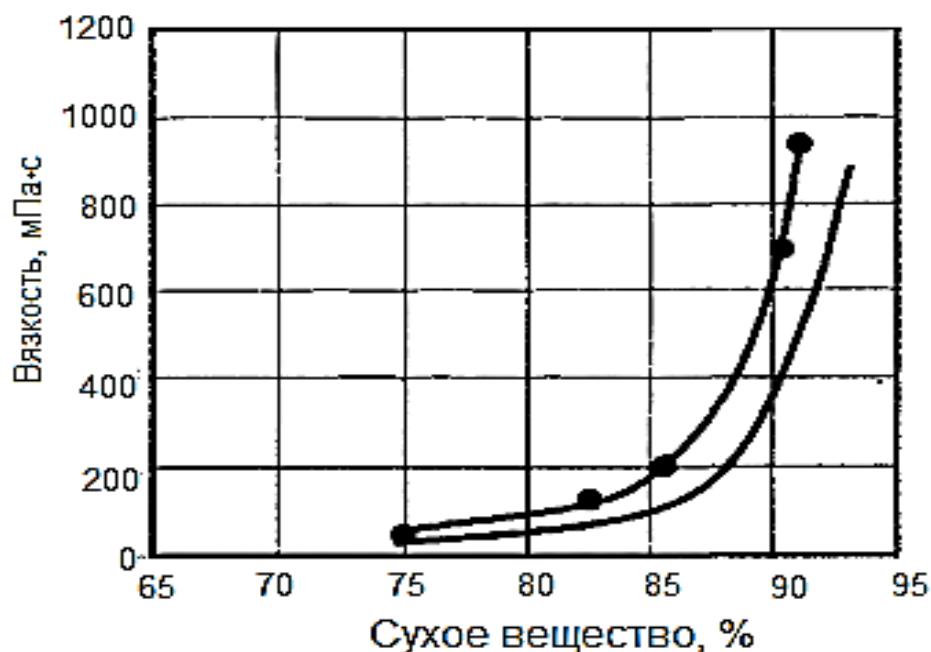


Рис. 5.6. Зависимость вязкости черного щелока от содержания сухого вещества при температуре 190 °C:
 ● — без реактора; — реактор 190 °C, 15 мин

Существенное влияние на снижение теплового напряжения греющей поверхности оказывает слой накипи, который, кроме того, увеличивает гидродинамическое сопротивление движущейся жидкой пленки и нарушает устойчивость гидравлического режима. Образование осадка толщиной всего 1 мм может понизить коэффициент теплопередачи в 2 раза.

Высокая вязкость раствора может быть снижена путем содержания щелока под небольшим давлением для увеличения температуры раствора. Эта операция может быть совмещена с термической обработкой щелока.

ГЛАВА 6. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИИ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

6.1. Выпарные аппараты первой стадии концентрирования

Существует множество конструкций выпарных аппаратов. В производстве чаще всего используют выпарные установки с трубчатой теплообменной поверхностью. На рис. 6.1 представлен выпарной аппарат вертикального типа с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой.

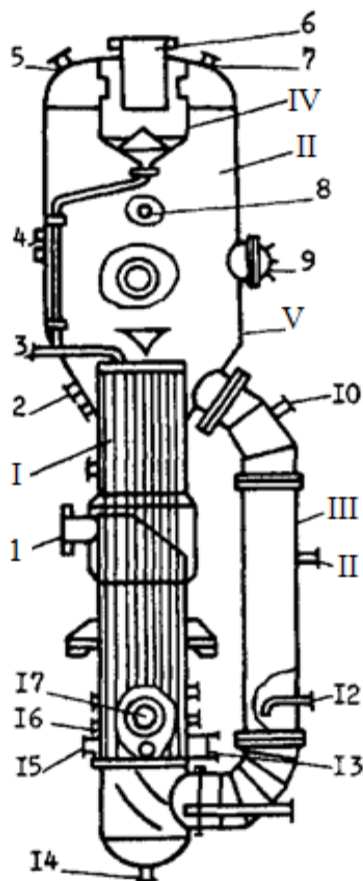


Рис. 6.1. Выпарной аппарат с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой: I – греющая камера; II – сепаратор; III – циркуляционная труба; IV – брызгоуловитель; V – отбойный щиток; 1 – патрубок для подвода греющего пара; 2 – патрубок для отвода крепкого раствора; 3 – патрубок для отвода неконденсирующихся газов; 4 – патрубок для установки манометра; 5 – патрубок для удаления воздуха из парового пространства аппарата; 6 – патрубок для выхода вторичного пара; 7 – патрубок для промывки трубного пространства; 8 – смотровое окно; 9 – люк для осмотра сепаратора; 10 – патрубок для установки термометра; 11 – патрубок для отбора пробы; 12 – патрубок для подвода раствора; 13 – указатель уровня конденсата; 14 – патрубок для слива раствора; 15 – патрубок для выхода конденсата; 16 – патрубок для промывки межтрубного пространства; 17 – люк на греющей камере

Для ведения процесса в области «снарядного» и «стержневого» режима кажущийся уровень раствора рекомендуется поддерживать на 1/4 высоты кипятильных трубок. Поддержание уровня раствора ниже этой высоты может привести к режиму работы аппарата в условиях «сухой стенки». При уровне выше оптимального кипение будет происходить в области пузырькового кипения, что снизит эффективность работы аппарата. Греющий пар поступает через патрубок 1 в межтрубное пространство. При соприкосновении с поверхностью труб греющий пар конденсируется. Конденсат удаляется из аппарата через патрубок 15. Аппараты применяются с поверхностью теплообмена 700 – 900 м² и длиной кипятильных труб 7 – 9 м; высота аппарата 10 – 15 м.

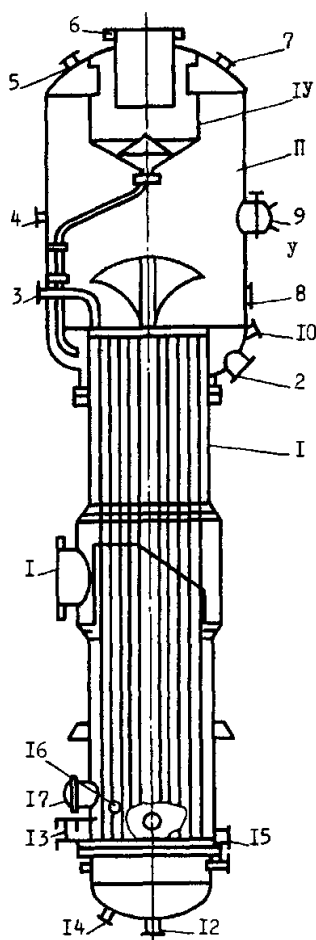


Рис. 6.2. Пленочный выпарной аппарат с восходящей пленкой (обозначения см. рис. 6.1)

Наиболее распространенной конструкцией выпарного аппарата (рис. 6.2) являются пленочные выпарные аппараты с восходящей пленкой и соосной греющей камерой. Аппарат предназначен для выпаривания пенящихся растворов, не образующих осадок на поверхности теплообмена.

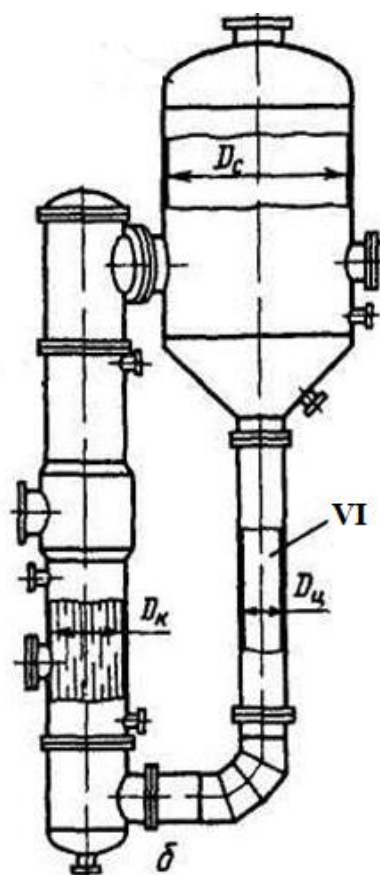


Рис. 6.3. Выпарной аппарат с естественной циркуляцией и вынесенной зоной кипения: VI – труба вскипания (остальные обозначения см. рис. 6.1)

Из перспективных аппаратов, которые могут работать в условиях инкрустирующих растворов, следует отметить различные разновидности аппаратов с вынесенной зоной кипения. На рис. 6.3 представлен выпарной аппарат с естественной циркуляцией с соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения раствора. В аппарате данной конструкции процесс кипения раствора происходит не в кипятильных трубах, а в трубе вскипания VII, установленной над греющей камерой. За счет гидростатического столба жидкости кипения в трубках не происходит. Высота трубы вскипания зависит от давления и концентрации раствора. Циркуляция раствора в аппарате осуществляется из сепаратора через циркуляционную трубу, греющую камеру в сепараторе.

Раствор поступает через патрубок 12. Вторичный пар, пройдя сепаратор и брызгоуловитель, освобождается от капель увлеченного раствора. Пар выходит из аппарата через патрубок 6. Крепкий раствор удаляется через патрубок 14. Греющий пар поступает через патрубок 1 в межтрубное пространство аппарата, где конденсируется. Конденсат удаляется через патрубок 15. Аппарат имеет поверхность теплообмена до 1000 м^2 , диаметр греющей камеры до 2 м, высота аппарата до 14 м. Внутренние стенки кипятильных труб выпарных аппаратов с вынесенной зоной кипения менее подвержены зарастанию накипью.

При этом в таких аппаратах удалось достигнуть среднеэксплуатационный коэффициент теплопередачи $1160 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{°С}$. Он предназначен для упаривания растворов с выделением накипи, удаляемой при промывке.

Выпарные аппараты с вынесенной зоной кипения менее подвержены зарастанию накипью внутренних стенок кипятильных труб.

Разновидностью аппаратов с естественной циркуляцией и кипением раствора в трубах (рис. 6.4а) является выпарной аппарат с вынесенной греющей камерой.

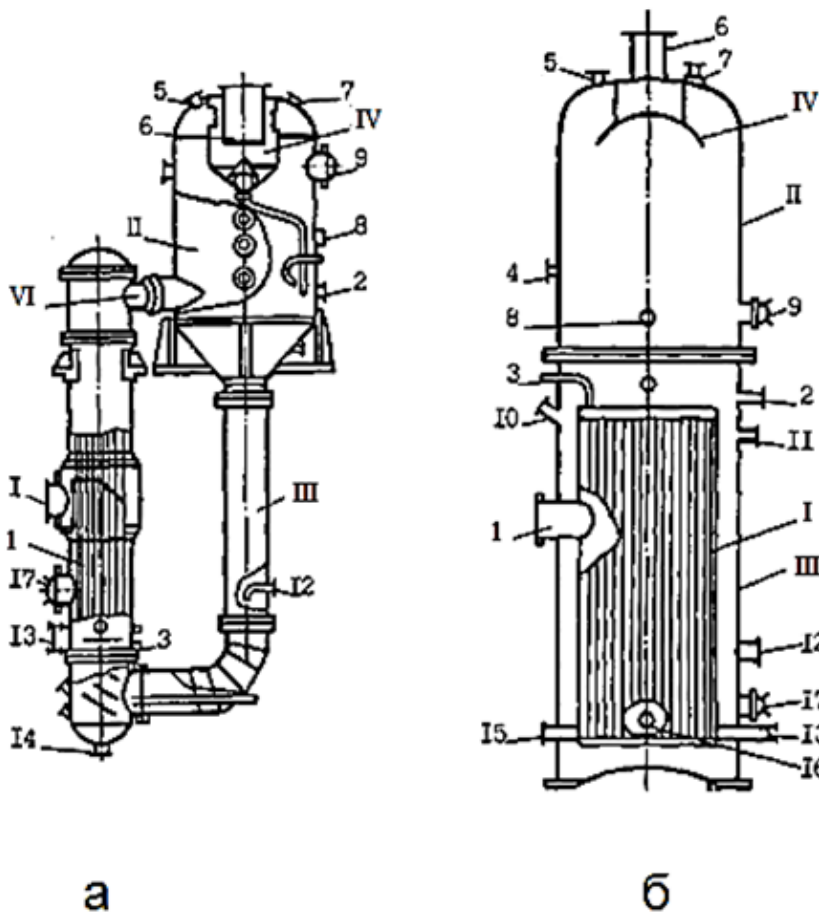


Рис. 6.4: *а* – выпарной аппарат с вынесенной греющей камерой:
VI – переходная камера (остальные обозначения см. рис. 6.1);
б – выпарной аппарат с естественной циркуляцией
(обозначения см. рис. 6.1)

Аппарат состоит из выносной греющей камеры *I*, сепаратора *II* и циркуляционной трубы *III*. Греющая камера состоит из труб $d = 57 \times 3,5$. Она соединена с сепаратором коробом *VI*. В сепараторе *II* производится отделение твердой и жидкой фаз. Далее через брызгоуловитель *IV*, освободившись от капелек раствора, вторичный пар удаляется через патрубок *6*, а раствор из сепаратора по циркуляционной трубе поступает в греющую камеру. Циркуляция осуществляется за счет разности плотностей жидкости и парожидкостной эмульсии по замкнутому контуру через циркуляционную трубу в греющую

камеру. В камере раствор вскипает за счет подведенного к нему теплового потока в теплопроцессе между конденсирующимся паром и раствором. Греющий пар поступает через патрубок 1 в межтрубное пространство аппарата, конденсируется и удаляется через патрубок 12. Аппарат предназначен для растворов с незначительным образованием нерастворимых отложений на теплообменных поверхностях, удаляемых механическим способом. С этой целью камера вынесена и доступна для очистки.

Из аппаратов с естественной циркуляцией применяются аппараты (рис. 6.4б) вертикального типа с внешней циркуляционной трубой.

Раствор через патрубок 12 поступает в кольцевой зазор, образованный обечайкой греющей камеры и обечайкой корпуса выпарного аппарата III, используемой в качестве циркуляционной трубы. Раствор, опускаясь вниз, попадает в кипяточные трубки. Путем подвода теплового потока в межтрубную часть греющей камеры раствор в трубках начинает кипеть и подниматься в верхнюю часть аппарата, где в сепараторе II происходит отделение вторичного пара от раствора. Вторичный пар отводится через патрубок 6, а крепкий раствор – через патрубок 2. Оставшаяся часть раствора в аппарате опускается вниз по циркуляционной трубе. Циркуляция осуществляется за счет разности удельных весов раствора после сепарации пара и парожидкостной эмульсии в трубках. Аппараты могут успешно использоваться на растворах с небольшим выделением твердой фазы из раствора.

Этот аппарат по конструктивному оформлению подобен аппарату с естественной циркуляцией и вынесенной зоной кипения. Отличие состоит в том, что он дополнен циркуляционным насосом, устанавливаемым между греющей камерой и циркуляционной трубой. Циркуляция раствора осуществляется по замкнутому контуру: сепаратор, циркуляционная труба, греющая камера, сепаратор. Насос обеспечивает скорость раствора в трубках 2 – 2,5 м/сек; потребляемая мощность двигателя 250 кВт, поверхность теплообмена до 2000 м² и выше. Такого типа аппараты нашли широкое распространение при выпаривании щелоков целлюлозного производства.

В особую группу выпарных аппаратов следует выделить аппараты, работающие по принципу падающей пленки. Отличием этих аппаратов от других типов является иной механизм теплопроцесса в них. В аппаратах с падающей пленкой теплообмен к раствору практически не зависит от поверхностной плотности теплового потока. Вследствие наличия устойчивой пленки при входе в трубы теплопроцесс здесь интенсивен даже в режиме нагрева раствора и поверхностного кипения. В аппаратах практически отсутствует гидростатическая депрессия. Перечисленные особенности сделали его незаменимым для работы в условиях вакуумного корпуса, где достигаются коэффициенты теплопередачи 1300 – 1400 Вт/м² · °С против 600 – 1000 Вт/(м²·°С) в аппаратах других типов без принудительной циркуляции.

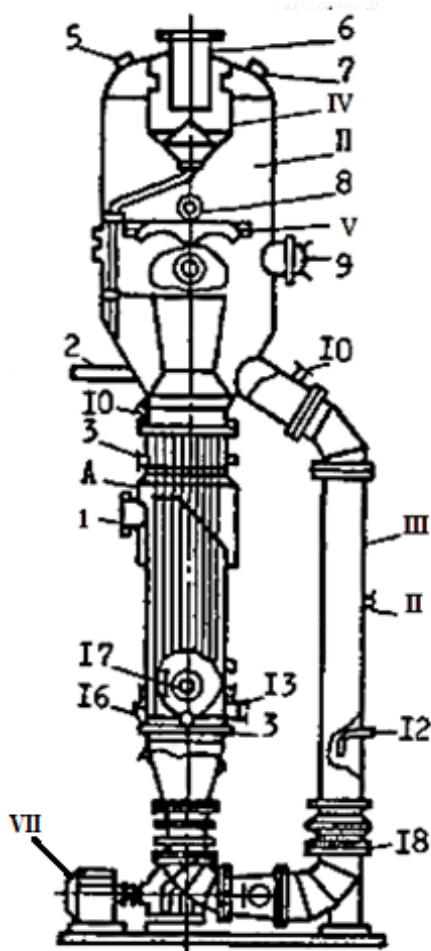


Рис. 6.5. Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения: VII – циркуляционный насос с электродвигателем; I8 – компенсатор (остальные обозначения см. рис. 6.1)

На рис. 6.6 представлен выпарной аппарат с падающей пленкой. Отличием этого аппарата от аппарата с восходящей пленкой по конструктивному оформлению состоит в том, что раствор здесь подается сверху, а пар отводится снизу. Раствор поступает в верхнюю растворную камеру I. Для создания пленочного движения раствора по трубам применяются различные оросительные устройства. Наибольшее применение нашли различного типа насадки, устанавливаемые в каждую кипятельную трубку. Поступая в такие насадки (рис. 6.6), поток закручивается и стекает по периметру трубы. Образующийся вторичный пар в теплопроцессе между конденсирующимся греющим паром и раствором движется практически по всему сечению трубы параллельно с пленкой раствора, затем пар и раствор попадают в сепаратор II, откуда вторичный пар отводится из аппарата через штуцер 6, а раствор через патрубков 2. Греющий пар поступает через патрубков 1, а конденсат удаляется через патрубков 2. Основным конструктивным недостатком этого типа аппаратов является пленкообразующие устройства. Тангенциальные насадки надежны,

обеспечивают идеальное распределение потока по трубам, но ремонт аппаратов с заменой таких насадок встречает определенные трудности.

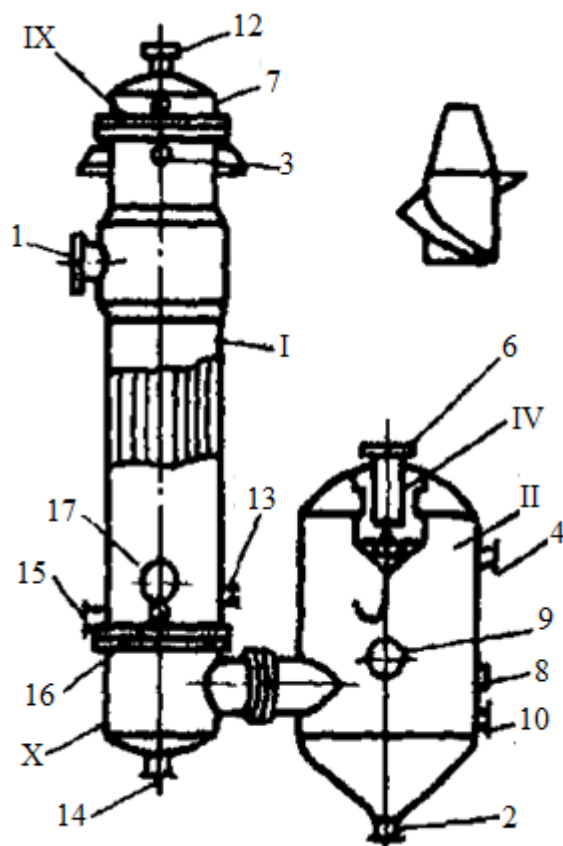


Рис. 6.6. Выпарной аппарат с падающей пленкой: I – верхняя растворная камера; X – нижняя растворная камера (остальные обозначения см. рис. 6.1)

Основная причина, по которой пленочные аппараты не рекомендуются для концентрирования растворов с накипеобразующими компонентами – кристаллизация солей в непосредственной близости стенок труб. Для полной замены насадок, например, одного кипятыльника с поверхностью теплообмена 700 м^2 необходимо изготовить 643 насадки. В настоящее время ведется активный поиск простых и надежных оросительных устройств. Особенности процесса в выпарных аппаратах с падающей пленкой делают их интересными для концентрирования растворов с обильным выделением твердой фазы. При этом не наблюдается «запечатывания» труб, как это имеет место в аппаратах других типов. В настоящее время выпаривание растворов на основе падающей пленки является приоритетным как в отечественной практике, так и за рубежом.

Выпарные станции целлюлозных заводов, как правило, укомплектованы выпарными аппаратами с принудительной циркуляцией и многоходовым движением раствора по кипятыльным трубкам выпарного аппарата. В последнее время находят развитие выпарные аппараты с падающей пленкой с кипятыльниками, выполненными из профильных или гладких пластин.

На рис. 6.7 приведена конструкция двухходового выпарного аппарата фирмы «Розенблад» как наиболее распространенная на отечественных целлюлозных предприятиях. Двухходовыми аппаратами на станциях этой фирмы выполняются один или два последних по ходу щелока аппарата, так как на последних ступенях выпаривания объем раствора становится недостаточным для устойчивого гидродинамического режима течения в кипяtilьных трубах.

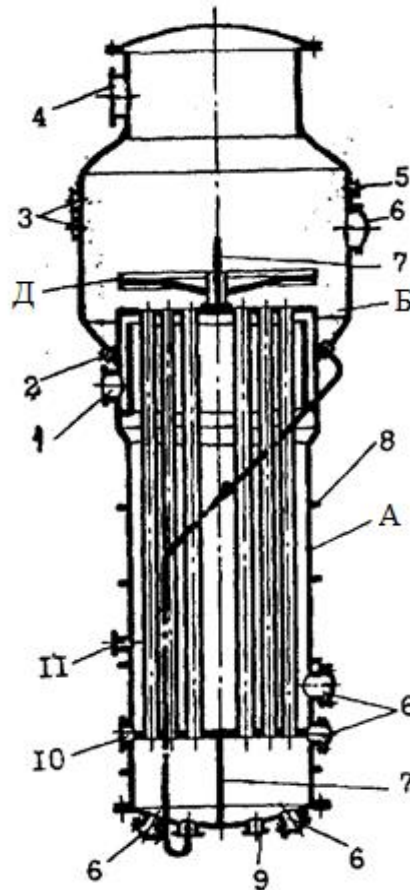


Рис. 6.7. Двухходовой выпарной аппарат фирмы «Розенблад»: *А* – кипяtilьник; *Б* – сепаратор; *Д* – отражательный зонт; *1* – вход греющего пара; *2* – выход щелока; *3* – смотровое окно; *4* – выход вторичного пара; *5* – штуцер щелокоотводчика; *6* – люк; *7* – разделяющая перегородка; *8* – кольцо жесткости; *9* – вход щелока; *10* – выход пароконденсатной смеси; *11* – подвод пара от расширителя конденсата

Применение двухходовых аппаратов позволяет комплектовать выпарную станцию унифицированными по поверхности теплообмена корпусами при уменьшающемся расходе щелока на последних ступенях выпаривания. Кипяtilьная камера *А* и сепаратор *Б* расположены соосно. Аппарат полностью сварной с кольцами жесткости *8*, равномерно расположенными по высоте кипяtilьника.

Достаточная сепарация в аппарате достигается за счет большого объема сепаратора. Для надежности сепарации предусмотрен также зонт Д.

Из кипятильника удаляется до 10 % греющего пара с несконденсировавшимися газами и конденсатом. Благодаря этому обеспечивается непрерывная вентиляция кипятильника, а нижние концы труб, не затопленные конденсатом, омываются паром и активно участвуют в теплообмене. Отводимая парогазовая смесь направляется в теплообменники для подогрева щелока. Нижняя щелоковая камера корпуса и нижняя часть сепаратора разделены перегородкой 7 на две части. Щелок входит в первую половину щелоковой камеры через патрубок 9, проходит вверх по половине пучка труб, возвращается из сепаратора по опускной трубе во вторую половину щелоковой камеры и проходит оставшуюся часть трубного пучка. Выпаренный раствор удаляется из сепаратора через патрубок 2. Его расход контролируется поплавковым щелокоотводчиком.

К конструктивным особенностям аппаратов различных систем можно отнести устройство сепараторов, подвод к кипятильнику греющего пара (радиальный и тангенциальный) и отвод конденсата. Во многих аппаратах и сепараторах отражательный зонт является единственным сепарирующим устройством («Розенблад» и др.). Достаточная сепарация пара при этом достигается за счет большого объема сепаратора. Аппараты с такими сепараторами обладают наименьшими гидродинамическими депрессиями. Сепараторы аппаратов ряда фирм снабжены, кроме отражательного зонта, сепарирующими устройствами, увеличивающими гидродинамические депрессии, но повышающими качество сепарации пара. К таким устройствам следует отнести: центробежные брызгоотделители, проволочные многорядные сетки и т. д.

У ряда конструкций аппаратов в кипятильниках поддерживается некоторый уровень конденсата. Благодаря этому нижние концы кипятильных труб, затопленные конденсатом, не участвуют в активном теплообмене. По нашему мнению, перспективной будет организация работы аппарата, при которой конденсат из кипятильника будет отводиться полностью, и кипятильные трубы омываться паром по всей высоте.

На рис. 6.8 представлена схема устройства выпарного аппарата фирмы «Лурги» с гравитационным течением выпариваемого раствора. Питательный раствор поступает в верхнюю щелоковую камеру 1 кипятильника 2 и стекает вниз по стенкам кипятильных труб в виде пленки. В сепараторе 4 вторичный пар отделяется от раствора при помощи решетки 7. Концентрированный щелок собирается в нижней щелоковой камере 5 и отводится из аппарата через патрубок 6. Вторичный пар отводится из сепаратора через патрубок 3. Греющий пар поступает в кипятильник через патрубок 9, конденсат удаляется из патрубка 8.

В последнее время все более широкое распространение получают выпарные аппараты с пластинчатой поверхностью теплообмена. Станция из таких аппаратов установлена на одном из заводов американской фирмы «Бакай». Установка состоит из семи корпусов, работающих по противоточной пятиступенчатой схеме. Три корпуса с одинаковой поверхностью теплообмена

$F = 2500 \text{ м}^2$ установлены на первой ступени выпаривания. По одному такому же корпусу на остальных ступенях выпаривания. Щелок подается в щелоковую камеру, расположенную сверху аппарата, распределяется с помощью распределительного устройства по каналам между кипяtilьными пластинами и свободно стекает в нижнюю щелоковую камеру. Из нижней щелоковой камеры часть раствора возвращается на рециркуляцию, часть направляется в следующий корпус. Удельный расход греющего пара на батарею составляет $0,22 \text{ кг/кг}$.

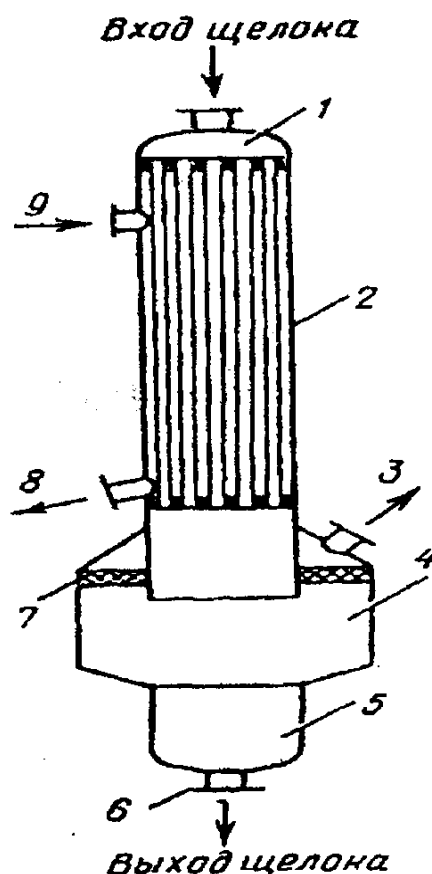


Рис. 6.8. Выпарной аппарат с гравитационным течением фирмы «Лурги»:
 1 – верхняя щелоковая камера; 2 – кипяtilьник; 3 – патрубок для отвода вторичного пара; 4 – сепаратор; 5 – нижняя щелоковая камера; 6 – патрубок для отвода щелока; 7 – решетка; 8 – патрубок для отвода конденсата; 9 – подача греющего пара

Выпарной аппарат фирмы «Альстрем» с применением гравитационного течения раствора представлен на рис. 6.9. Поверхность теплообмена аппарата состоит из профилированных пластинчатых элементов размером 7300 мм , расположенных параллельно с шагом 40 мм . Щелок с помощью циркуляционного насоса H подается в распределитель щелока $б$, равномерно распределяется на верхней части элементов и стекает тонким слоем, полностью покрывая наружную поверхность пластины. Поскольку кипяtilьные элементы свободно подвешены внутри корпуса аппарата, образовавшийся вторичный пар

имеет возможность неограниченного выхода из щелей, образованных кипяtilьными элементами. Такая организация отвода вторичного пара незначительно сказывается на пленочном течении упариваемого щелока. Вторичный пар проходит через каплеотделитель Б и отводится из сепаратора через патрубок 7. Укрепленный щелок собирается на дне корпуса аппарата и через циркуляционные трубы В и Г циркуляционным насосом подается в аппарат. Отвод щелока конечной концентрации осуществляется через патрубок 8. Греющий пар подается через патрубок 5 и конденсируется внутри кипяtilьных элементов, образованных из попарно сваренных по кромкам профильных листов. Конденсат отводится из сборника конденсата З через патрубок 1 [31, 44, 48].

6.2. Выпарные аппараты второй стадии концентрирования (концентраторы)

В 80-х годах прошлого столетия финская фирма «Розенлев» и фирма «Альстрем» начали (рис. 6.9) производство суперконцентраторов с применением гравитационного течения раствора.

Поверхность теплообмена образована здесь не кипяtilьными трубками, а плоскими элементами – ламелями размером 1,2 x 7 м, расположенными параллельно с шагом 40 мм к оболочке. Пар конденсируется на внутренней стороне ламелей. Черный щелок циркулирует при помощи насоса в верхнюю растворную камеру, где при помощи распределительного устройства равномерно распределяется по наружной поверхности ламель и равномерно стекает в нижнюю растворную камеру. Образовавшийся вторичный пар выходит из промежутков между ламелями равномерно по всей высоте ламелей в паровое пространство. Позже на основе ламель стали проектироваться и выпарные аппараты первой стадии концентрирования [45, 46].

Концентраторы могут являться последними по ходу щелока корпусами выпарной батареи или в составе второй стадии выпаривания в одно или много ступенчатой выпарной батарее. Во всех случаях конструирование концентраторов основывается на следующих принципах:

- использование принудительной циркуляции;
- создание вынесенной зоны кипения;
- применение гравитационного течения раствора.

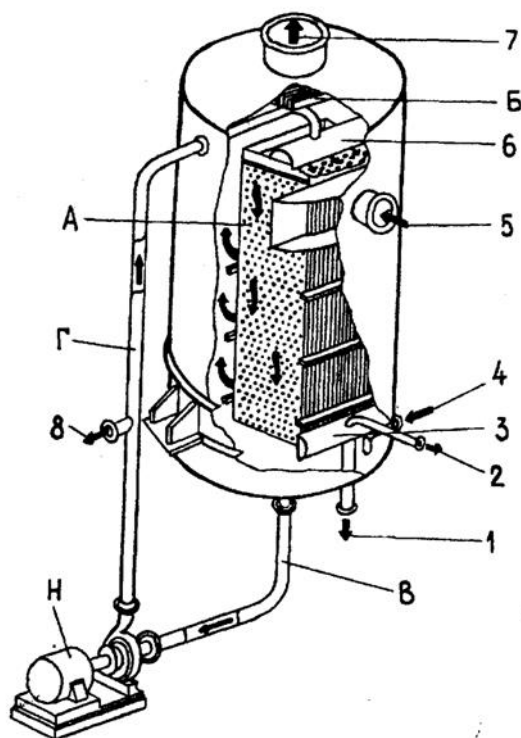


Рис. 6.9. Выпарной аппарат фирмы «Альстрем»: *А* – кипятивник; *Б* – каплеотбойник; *В* и *Г* – циркуляционные трубы; *Н* – циркуляционный насос; *1* – патрубок выхода конденсата; *2* – штуцер для отвода неконденсирующихся газов; *3* – сборник конденсата; *4* – патрубок для подвода щелока; *5* – патрубок входа греющего пара; *6* – распределитель щелока; *7* – патрубок для отвода вторичного пара; *8* – патрубок для отвода щелока

Первые два принципа использованы при создании аппаратов для выпаривания сульфитных щелоков. Поэтому они могут быть применены в качестве концентраторов с соответствующей заменой циркуляционного оборудования.

На рис. 6.10 показан концентратор «Гортон», разработанный компанией «Сивек» (Франция). Греющая камера концентратора представляет собой горизонтальный трубчатый парожидкостный теплообменник. В трубках греющей камеры кипение не происходит за счет давления столба щелока в гидростатической трубе Г, что уменьшает загрязнение трубок по сравнению с конструкциями, в которых трубки работают в режиме кипения. Щелок вскипает в сепараторе с достаточно большим объемом, обеспечивающим сепарацию парорастворной смеси. Концентратор состоит из двух горизонтальных теплообменников, общего сепаратора, разделенного на два отсека вертикальной перегородкой в жидкостной зоне, двух контуров циркуляции с насосами, каждый из которых подает щелок с одной стороны сепаратора на свой теплообменник, и соответствующих трубопроводов. Для очистки аппарата возможна перемена ходов, предусматривающая подачу более слабого щелока на сторону более крепкого.

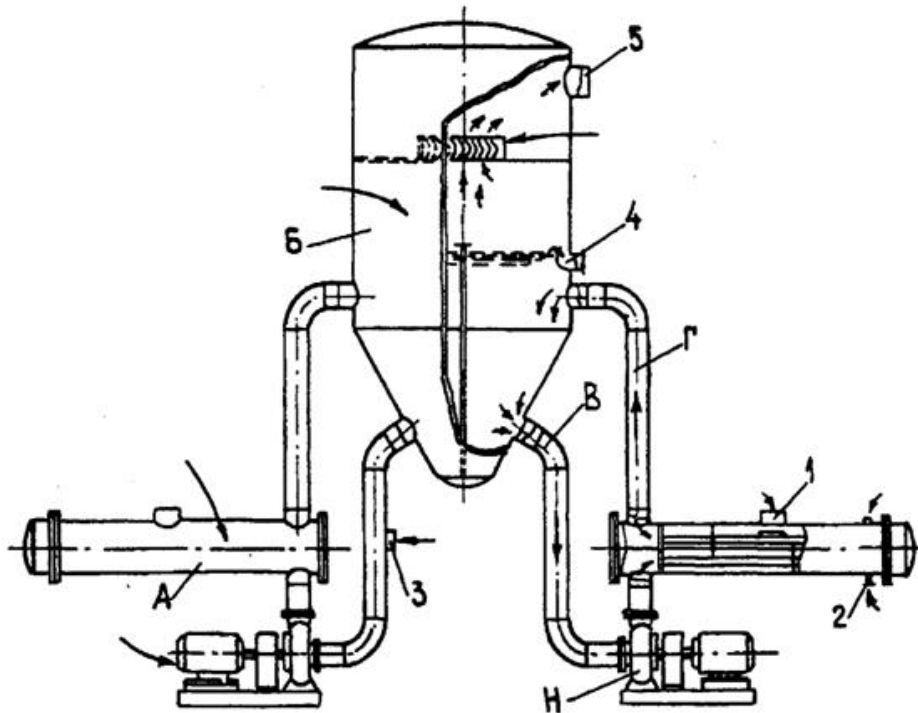


Рис. 6.10. Концентратор фирмы «Гортон»: *A* – греющая камера; *Б* – сепаратор; *В* – циркуляционная труба; *Г* – гидростатическая труба; *Н* – циркуляционный насос; *1* – штуцер для входа греющего пара; *2* – патрубок для отвода конденсата; *3* – патрубок для подвода щелока; *4* – патрубок для отвода щелока; *5* – патрубок для отвода вторичного пара

Конструкция двухходового концентратора фирмы «Розенлев-Свенсон» представлена на рис. 6.11. Аппарат работает с использованием принудительной циркуляции и применением гравитационного течения раствора. Циркуляция осуществляется центробежным циркуляционным насосом 1, который забирает щелок из нижней части сепаратора 10 и подает его в первую половину нижней щелочной камеры 16 кипятильника 5. Оттуда по пучку кипятильных труб 7 щелок поднимается вверх и подогревается.

В поворотной камере раствор делает поворот, попадает в оставшиеся трубы кипятильного пучка и, опускаясь по ним вниз, вскипает. Смесь пара и щелока выбрасывается в сепаратор 10 по напорной циркуляционной трубе 6, присоединенной ко второй половине щелочной камеры 18. Плотный щелок отбирается из центральной части сепаратора 10.

Суперконцентраторы (рис. 6.12) рассчитаны на упаривание черного щелока или смеси черного щелока с сульфатом до 75 – 80 % абсолютно сухого вещества. Щелок с концентрацией 60 – 65 % после выпарной станции поступает в нижнюю щелочную камеру 2. Принудительная циркуляция щелока обеспечивается центробежным насосом 1, перекачивающим щелок из нижней щелочной камеры в верхнюю, расположенную в сепараторе. Из верхней щелочной камеры щелок поступает в кипятильные трубы и стекает вниз по их

внутренним поверхностям, при этом выпариваясь. Образовавшийся вторичный пар вместе с частью щелока поднимается вверх по центральной циркуляционной трубе большого сечения 11 в сепаратор 8. Из сепаратора пар отводится через патрубок 9. Выпаренный раствор с концентрацией 78 – 80 % отбирается из напорного участка циркуляционной трубы циркуляционного насоса 1 через патрубок 12. Греющий пар давлением 1 МПа подается в кипятильник 5 суперконцентратора через патрубок 7. С целью обеспечения возможности перекачки щелока циркуляционным насосом и достижения при этом приемлемых коэффициентов теплопередачи, температура кипения щелока доводится до 170 °С. Вследствие этого работа суперконцентратора с низкими температурными напорами возможна только при применении принципа гравитационного течения раствора.

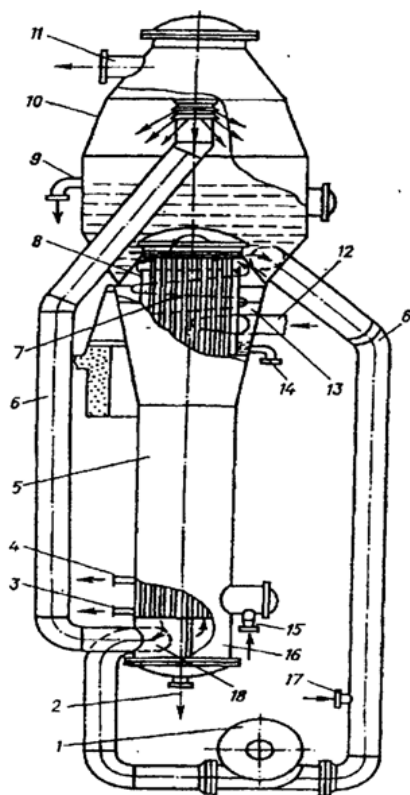


Рис. 6.11. Двухходовой концентратор фирмы «Розенлев – Свенсон»:
 1 – циркуляционный насос; 2 – штуцер для промывки концентратора;
 3 – штуцер для отвода конденсата; 4 – штуцер для отвода несконденсировавшихся газов; 5 – кипятильник; 6 – циркуляционные трубы;
 7 – кипятильные трубы; 8 – отражательная стенка; 9 – патрубок отвода крепкого щелока; 10 – сепаратор; 11 – патрубок отвода вторичного пара;
 12 – патрубок подвода греющего пара; 13 – отстойник; 14 – отвод щелока из отстойника; 15 – патрубок для подвода конденсата из предыдущего аппарата;
 16 – первая половина нижней щелоковой камеры; 17 – патрубок подачи щелока во всасывающую циркуляционную трубу; 18 – нижняя щелоковая камера

Фирмы «Альстрем» и другие производят суперконцентраторы с гравитационным течением раствора и пластинчатыми кипяtilьными элементами.

Суперконцентраторы не имеют принципиальных отличий от конструкции пластинчатого выпарного аппарата фирмы «Альстрем», представленного на рис. 6.9.

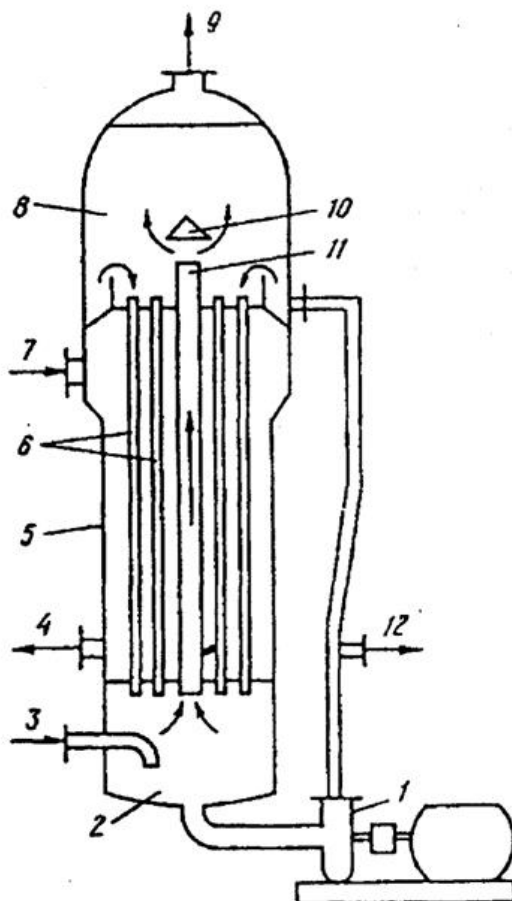


Рис. 6.12. Суперконцентратор фирмы «Розенлев» с гравитационным течением выпариваемого раствора: 1 – циркуляционный насос; 2 – нижняя щелочная камера; 3 – патрубок входа щелока; 4 – патрубок для отвода конденсата; 5 – кипяtilьник; 6 – кипяtilьные трубы; 7 – патрубок для подвода греющего пара; 8 – сепаратор; 9 – патрубок для отвода вторичного пара; 10 – отбойный зонт; 11 – центральная циркуляционная труба; 12 – патрубок для отбора выпаренного раствора

Основное их отличие заключается в том, что пакет кипяtilьных пластин суперконцентратора разделен на три равные части, каждая из которых выпаривает щелок последовательно. Каждая из трех секций имеет собственную систему принудительной циркуляции. По мере загрязнения кипяtilьной поверхности последовательность прохождения щелоком секций автоматически

меняется. Таким способом поддерживается относительная чистота и работоспособность поверхности теплообмена.

В случае необходимости чистка поверхности пластин от накипи может производиться химическим способом; для механической очистки и проведения ремонтных работ предусмотрены площадки обслуживания внутри корпуса, снабженные лазами. Для получения концентрации щелока выше 70 % (при этом резко снижаются выбросы серосодержащих соединений с дымовыми газами в атмосферу из СРК) предусматривается работа концентратора на смеси щелока с сульфатом.

6.3. Чистота вторичного пара в выпарных аппаратах

Сепаратор выпарного аппарата является одним из ответственных его элементов. Объем парового пространства в выпарных аппаратах определяет чистоту образующегося пара. Унос капель раствора загрязняет конденсат и приводит к снижению коэффициента теплопередачи из-за загрязнений в последующих корпусах выпарных батарей. Величина уноса характеризуется объемным напряжением парового пространства R'_V . Объемное напряжение парового пространства определяется отношением количества образующегося пара W , м³/ч к объему парового пространства, в аппарате V , м³.

$$R'_V = W/V \quad (6.1)$$

Наибольшее значение R'_V , при котором пар остается сухим, называют предельным напряжением парового пространства. При давлении пара 0,1 МПа $R'_V = 1600-1700$ м³/(м³ч). При давлении пара много выше 0,1 МПа можно пользоваться формулами:

$$R = 435 \cdot p^{-0,631}, \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (6.2)$$

$$\omega = 0,437 \cdot p^{-0,638}, \text{ м/с}, \quad (6.3)$$

где R – относительный (к общему объему) объем парового пространства; p – давление пара, ата; ω – максимальная скорость пара, м/с.

Для уменьшения габаритов парового пространства и обеспечения сухости пара и предотвращения брызгоуноса используют различные конструкции брызгоуловителей. Они могут быть смонтированы как внутри сепараторов выпарных аппаратов, так и вынесены за их пределы. Принцип работы брызгоуловителей основан на использовании центробежного эффекта, силы тяжести и способности капель смачивать поверхность. В эксперименте установлена возможность осушения влажного пара до остаточной влажности по массе 0,5 – 0,3 %. С этой целью на пути влажного пара, движущегося со скоростью 15 – 20 м/с, необходимо обеспечить несколько крутых поворотов при меняющемся проходном сечении канала.

ГЛАВА 7. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ВЫПАРНЫХ СТАНЦИЙ

Выпарные станции наряду с выпарными аппаратами включают в себя паровые, щелоковые, конденсатные, газовые и промывные коммуникации, баковое хозяйство, фильтры, насосы, подогреватели, конденсаторы и дезодорационные установки.

На станции должно быть не менее двух приемных баков для черного щелока. В них осуществляется хранение, смешение щелока для получения концентрации 22 % а. с. в. и съема мыла. В бак средних щелоков щелок поступает с концентрацией 30 – 35 %. В цехе могут быть сборные баки, в которые поступает сульфатное мыло. В баках крепкого щелока собирается щелок из последнего корпуса батареи или расширителя и направляется в дальнейшем на сжигание в СРК. В бак чистого конденсата отводится конденсат греющего пара головного корпуса. Далее конденсат откачивается в котельную для питания паровых котлов.

На выпарной станции должно быть не менее двух насосов одного назначения:

- для подачи щелока;
- для откачки конденсата;
- для подачи воды;
- циркуляционные насосы;
- поршневой насос для подачи мыла в сборные баки.

Для подачи щелока устанавливают центробежные либо ротационные насосы.

Все электродвигатели, применяемые на выпарной станции, должны быть закрытого типа с герметичной изоляцией.

7.1. Регенеративные подогреватели раствора выпарных батарей

Для подогрева раствора перед подачей в выпарной аппарат обычно устанавливают регенеративные подогреватели раствора рекуперативного типа. Для нагрева раствора используют вторичный пар корпусов выпарных аппаратов. Регенеративными называют потому, что их используют в схеме регенерации теплоты выпарных батарей.

Опыт эксплуатации теплообменников рекуперативного типа на выпарных установках показал низкую эффективность их работы. Это связано с возрастанием термического сопротивления в процессе теплопередачи. Возрастание термического сопротивления обусловлено в процессе эксплуатации по крайней мере двумя причинами:

1. Образование накипи различного химического, минералогического и фазового состава;

2. Образование газовой пленки при выпаривании черного щелока у поверхности теплообмена в результате гидролиза черного щелока с получением газов на основе метилмеркаптана, метилсульфида натрия диметилсульфида натрия и др. неконденсирующихся газов. Вследствие этого наблюдается коррозионный износ оборудования и возникновения дополнительного термического сопротивления.

В результате выпарная батарея с регенеративными рекуперативными теплообменниками работает при сниженной производительности и повышенном удельном расходе пара. В качестве рекуперативных теплообменников используют аппараты трубчатого, спирального и пластинчатого типов. Для нагрева черного щелока в производстве целлюлозы на выпарных батареях используются (рис. 7.1) в основном трубчатые одно или двухходовые аппараты.

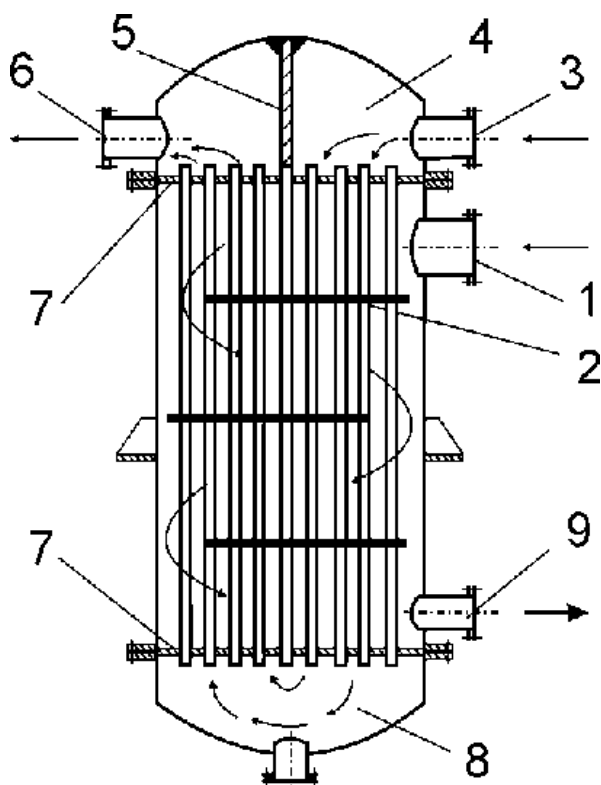


Рис. 7.1. Двухходовой аппарат жесткой конструкции: 1 – патрубок для входа пара; 2 – направляющие перегородки; 3, 6 – патрубки для входа и выхода черного щелока; 4, 8 – верхняя и нижняя растворные камеры; 5 – разделительная перегородка; 7 – трубные доски

Греющий пар через патрубок 1 поступает в межтрубное пространство, где установлены направляющие перегородки 2, и, конденсируясь, отдает свою теплоту через стенки труб жидкости. Конденсат стекает по наружным стенкам трубок и через патрубок 9 удаляется из аппарата. Нагреваемая жидкость через патрубок 3 поступает в верхнюю камеру 4, проходит внутри трубок в нижнюю

камеру 8, поднимается по второй половине трубного пучка и через патрубок 6 выходит из аппарата.

Число ходов по стороне жидкости может быть 1, 2 и более.

В последнее время для нагрева раствора на выпарных установках в мировой практике стали применять теплообменники смешения, обычно полочного типа (рис. 7.2А). Этот тип аппарата используется французской фирмой «Пешине» в качестве регенеративных подогревателей на выпарных станциях глиноземных заводов. Однако эти теплообменники не полностью отвечают предъявляемым требованиям.

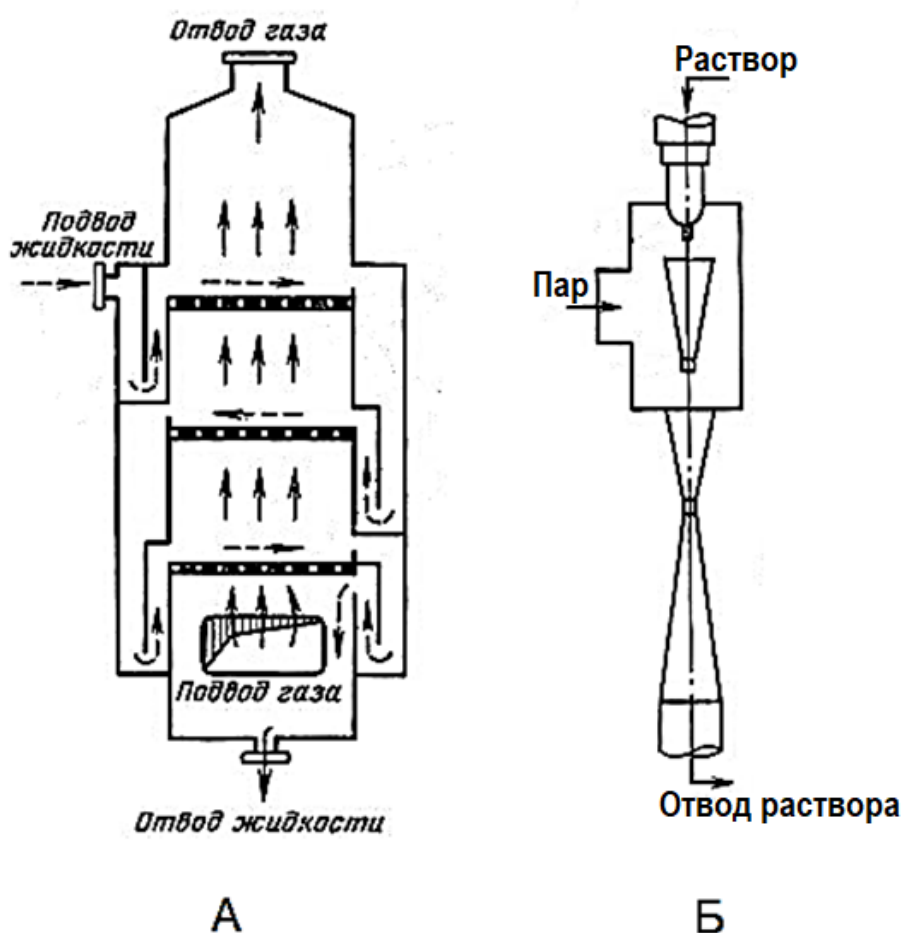


Рис. 7.2. Конструкции теплообменных аппаратов для нагрева раствора:
А – полочный контактный подогреватель; Б – струйный контактный подогреватель

Полочные подогреватели подвержены отложениям на полках, что приводит к эксплуатационным трудностям. В некоторых случаях могут быть применены (рис. 7.2Б) струйные подогреватели. Основным недостатком этих подогревателей является высокий недогрев раствора (около 20 Сусов) при односопловом варианте конструктивного оформления. Увеличение сопел

приводит к усложнению конструкции подогревателя и эксплуатационным трудностям в поддержании стабильных параметров эксплуатации [57, 58].

При определенных условиях могут быть рекомендованы пленочные подогреватели. Они могут быть использованы в качестве регенеративных подогревателей смешения для нагрева раствора на выпарных батареях, барометрических конденсаторах.

Нагревание раствора водяным паром в них происходит почти до температуры насыщения пара. В некоторых случаях при использовании высокощелочных растворов за счет теплоты гидратации удается нагреть раствор до температуры выше температуры насыщения пара. Этот тип аппаратов легко реконструировать из низкоэффективных трубчатых рекуперативных подогревателей. Преимущество этой конструкции по сравнению с поверхностными подогревателями заключается в высокой эффективности теплообмена, независимости коэффициента теплообмена от чистоты поверхности, т. е. от загрязнения ее накипью, маслом и т. п. Такие аппараты обычно работают с незначительным избыточным давлением (0,001 – 0,005 МПа). Основным недостатком этих подогревателей является высокая капиталоемкость.

Анализ работы рассмотренных теплообменников показывает, что известные теплообменники смешения не в полной мере отвечают требованиям к их работе в условиях выпаривания раствора в производстве целлюлозы. В связи с этим встала задача разработки нового теплообменного аппарата, лишенного указанных недостатков. К таким теплообменникам можно отнести специально разработанный для нагрева черного щелока на выпарных установках производства целлюлозы кавитационно-вихревой теплообменник КВТ. Этот теплообменник компактный, не зарастает накипью, характеризуется небольшой величиной недогрева (до 2 – 5 °С). Успешно прошел промышленные испытания в условиях работы выпарной батареи на ООО Архангельский ЦБК [50].

Введение в схему выпарной батареи теплообменников смешения приводит к некоторому перерасходу греющего пара от внешнего источника. Расход пара на регенеративные подогреватели составляет не более 10 % от общего расхода пара на батарею. С учетом этого положительные эффекты, возникающие при переводе регенеративных рекуперативных подогревателей на подогреватели смешения, вполне компенсируют этот недостаток. В этом случае раствор в выпарной аппарат подводится при отсутствии развитой экономайзерной зоны. Отсутствие экономайзерной зоны (особенно при установленных выпарных аппаратах с восходящей пленкой и естественной циркуляцией) приводит к существенной интенсификации теплообмена при выпаривании, а следовательно, к увеличению производительности выпарных батарей. Существенно снижаются требования к поддержанию регенеративных подогревателей в эксплуатационном состоянии. На практике из-за частых ремонтов и низкой эффективности теплообменников рекуперативного типа их часто выводят из эксплуатации. В этом случае ввод теплообменников смешения может даже привести к снижению удельного расхода пара на батарею в сравнении с вариантом работы выпарной батареи без регенеративных теплообменников. Введение регенеративных теплообменников смешения позволяет также вывести из выпарных аппаратов с

вторичным паром часть неконденсирующихся газов. В теплообменниках смешения эти газы не приводят к отрицательному воздействию. В тоже время снятие части нагрузки по этим газам с выпарных аппаратов позволяет существенно интенсифицировать теплообмен из-за уменьшения термического сопротивления при конденсации вторичного пара в кипятильниках выпарной батареи.

7.2. Конденсаторы выпарных установок

Конденсаторы выпарных установок представляют теплообменники рекуперативного типа или смешения. Как правило, вторичный пар из последнего корпуса вакуум-выпарной установки направляют в конденсаторы. Абсолютное давление в конденсаторах выпарных установок составляет 0,01 – 0,02 Мпа и определяется температурой охлаждающей воды. В выпарной установке стремятся поддерживать высокий вакуум, так как он способствует увеличению полезного температурного напора, а следовательно, производительности выпарной установки. При конденсации из водяного пара выделяются растворенные в нем воздух и неконденсирующиеся газы. Попадает воздух также через зазоры в фланцевых соединениях и арматуре системы парового тракта. Если воздух не отсасывать, то вакуум и соответственно полезная разность температур и производительность выпарной установки будут снижаться. Поэтому парогазовую смесь откачивают специальными вакуумными насосами. Наибольшее распространение получили пароструйные компрессоры-эжекторы.

Поверхностные конденсаторы применяют в тех случаях, когда получаемый конденсат загрязнен или токсичен и не может быть смешан с охлаждающей водой.

В конденсаторах смешения пар конденсируется непосредственно при соприкосновении с водой. Образующийся конденсат смешивается и удаляется вместе с водой.

В зависимости от направления движения пара и воды конденсаторы смешения разделяются на прямоточные и противоточные. В зависимости от высоты расположения – на конденсаторы низкого и высокого уровня.

Прямоточные конденсаторы применяются для выпарных установок небольшой и средней производительности. Обычно размещаются на низком уровне. В этих конденсаторах пар и вода движутся в одном направлении (сверху вниз). Смесь воды и конденсата откачивается насосом. Так как конденсатор расположен на низком уровне, то охлаждающая вода поступает в него не с помощью насоса, а засасывается под действием имеющегося в конденсаторе вакуума.

При абсолютном давлении в конденсаторе 0,01 – 0,02 Мпа (8 – 9 м. вод. ст.) ввод воды должен быть расположен не выше 5 – 6 м над уровнем засасываемой воды. Остаточный напор (2 – 3 м) необходим для распыливания

воды при входе в конденсатор. Воздух откачивается вакуум-насосом сверху или удаляется вместе с водой мокровоздушным насосом.

Противоточные конденсаторы применяются для выпарных установок большой производительности. Они располагаются на высоком уровне. Удаление смеси воды и конденсата производится через опускающую (барометрическую) трубу. Высота столба жидкости в барометрической трубе уравнивает атмосферное давление, и жидкость вытекает из нее в барометрический ящик. Нижний конец барометрической трубы должен быть опущен ниже уровня жидкости в барометрическом ящике, образуя гидравлический затвор. Гидравлический затвор препятствует засасыванию атмосферного воздуха в конденсатор. Высота барометрической трубы должна быть не менее 1 м на каждые 0,01 МПа разрежения. Обычно она составляет 10,5 – 11 м. В таких конденсаторах, называемых барометрическими пар и вода движутся в противоположных направлениях (пар – снизу вверх, вода – сверху вниз). Для улучшения площади контакта пара и воды на различной высоте расположены тарелки или полки. Вода струйками перетекает с одной тарелки на другую через отверстия по всей поверхности тарелок. Часть воды переливается через борт тарелки, которым поддерживается определенный уровень воды. Воздух отсасывается сверху, а смесь воды и конденсата выводится через барометрическую трубу. Вода в конденсатор подается под напором, так как при высоком расположении ввода воды (на уровне 12 – 15 м) вакуум в конденсаторе недостаточен для ее засасывания.

Преимуществами противоточных прямоточных конденсаторов смешения по сравнению с прямоточными являются меньший расход воды и меньший объем отсасываемого воздуха. Достоинством прямоточных конденсаторов является их компактность [58].

Если отработанная вода выводится из конденсатора в канализацию, то предпочтение следует отдать противоточным конденсаторам. Здесь громоздкость окупается простотой удаления через барометрическую трубу. При направлении отработанной воды в систему для повторного использования для подачи воды необходимо устанавливать насос. В этом случае в барометрической трубе нет надобности и применение компактных прямоточных конденсаторов, установленных на низком уровне, может оказаться более целесообразным.

В настоящее время практически все выпарные батареи оборудованы комбинированными конденсационными установками, включающими в себя поверхностный и барометрический конденсаторы. Применение поверхностного конденсатора, в котором конденсируется до 90 % поступающего вторичного пара, значительно уменьшает количество загрязненных сточных вод по сравнению с установками, оборудованными только барометрическими конденсаторами смешения. Поверхностные конденсаторы могут быть трубчатыми, пластинчатыми или спиральными. Последние характеризуются высокими коэффициентами теплопередачи, более компактны, но значительно хуже трубчатых конденсаторов поддаются очистке. В барометрическом конденсаторе смешения конденсируются все не конденсировавшиеся пары из

поверхностного конденсатора. Кроме того, в него направляются неконденсирующиеся газы и сдувки из всех аппаратов.

На выпарных батареях целлюлозных заводов используются полочные или тарельчатые барометрические конденсаторы. Расход охлаждающей воды в них весьма значителен и содержит после конденсации вторичных паров большое количество растворенного сероводорода и других дурнопахнущих соединений. Грязные конденсаты из выпарных аппаратов, поверхностного конденсатора, охлаждающая вода из барометрического конденсатора, выхлопы из вакуум-насосов откачиваются на дезодорационную установку, представляющую собой чаще всего тарельчатый скруббер. В скруббере конденсаты продуваются воздухом с целью окисления дурнопахнущих соединений и десорбции серы из раствора. Отработанный воздух направляется вместе с воздухом после окислительной установки в скруббер, орошаемый хлорной водой из отбельного цеха, для обезвреживания.

Расход воды на конденсацию пара. Расход воды определяется из теплового баланса конденсатора:

$$W = G \cdot (i - c_v \cdot t_k) / c_v \cdot (t_2 - t_1), \text{ кг/с}, \quad (7.1)$$

где G – количество конденсируемого пара, кг/с, i – энтальпия поступающего пара, Дж/кг; c_v – удельная теплоемкость воды, Дж/кг·С; t_k – температура конденсата; t_1 и t_2 – начальная и конечная температуры охлаждающей воды.

В конденсаторах смешения $t_k = t_2$, поэтому:

$$W = G \cdot (i - c_v \cdot t_2) / c_v \cdot (t_2 - t_1), \text{ кг/с}. \quad (7.2)$$

Во всех случаях температура уходящей воды t_2 должна быть ниже температуры конденсации, соответствующей требуемому давлению в конденсаторе. Разность между температурой конденсации пара и температурой уходящей воды в противоточных конденсаторах смешения составляет 1 – 3 °С. В прямоточных конденсаторах она составляет 5 – 6 °С. Таким образом, в противоточных конденсаторах обеспечивается более высокий нагрев воды ($t_2 - t_1$) и, следовательно, расход воды меньше, чем в прямоточных конденсаторах. Обычно расход воды в конденсаторах составляет от 15 до 60 м³ на 1 кг конденсируемого пара.

7.3. Конденсатоотводчики

По принципу действия [48] все конденсатоотводящие устройства разделяются на три группы: а) гидравлические затворы, б) конденсатоотводчики дроссельного типа, в) конденсатоотводчики с механическим затвором.

Гидравлические затворы

Гидрозатворы, изготовляемые из труб в виде петли, являются наиболее простым и надежным способом отвода конденсата. Они устанавливаются на закрытых и открытых конденсатосборниках при давлении в аппарате не более 0,15 – 0,17 МПа. Давление пара в аппарате в этом случае ограничено высотой подъема петли, которое может быть увеличено при последовательном (батарейном) их включении.

На открытых баках они обеспечивают перелив конденсата при их переполнении, а на закрытых баках кроме этого предохраняют от повышения давления и образования вакуума в баке. На рис. 7.4 приведена схема гидрозатвора.

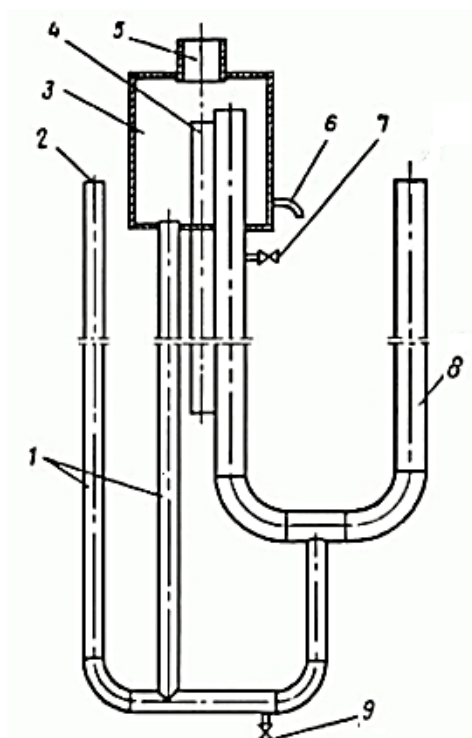


Рис. 7.4. Предохранительный гидрозатвор: 1 – переливной гидрозатвор; 2 – подвод пара; 3 – расширительный бак; 4 – слив воды; 5 – удаление пара; 6 – труба для контроля залива; 7 – подвод химически очищенной воды; 8 – гидрозатвор для повышения давления; 9 – дренаж

Принцип действия гидрозатвора основан на уравновешивании давления в аппарате высотой столба конденсата в петле. При этом конденсат беспрепятственно удаляется, а пар задерживается столбом жидкости, образующимся во время конденсации пара. Верхний бачок затвора *B* должен располагаться не выше самого бака.

Необходимую высоту гидрозатвора H_1 можно найти из выражения:

$$H_1 = 10 \cdot (p_1 - p_2), \text{ м.} \quad (7.3)$$

Высота рабочей части гидрозатвора H_1 определяется из расчета 10 м вод. ст. на одну избыточную атмосферу давления в аппарате с запасом $\sim 0,2$ м на сопротивление конденсата в коленах петли из выражения:

$$H_1 = 0,2 + 10 \cdot p_1 + p_2, \text{ м}, \quad (7.4)$$

где p_1 – давление пара в точке присоединения гидрозатвора, (кг/см²); p_2 – давление в конденсатопроводе, кг/см². Если конденсат сливается в открытый бак с атмосферным давлением $p_2=0$.

Диаметр труб гидрозатвора назначается по максимальному расходу конденсата из условия его свободного слива при скорости 0,2 – 0,3 м/с и определяется по формуле:

$$d_1 = 0,025 \cdot G^{0,38}, \text{ м}, \quad (7.5)$$

где G – количество возвращаемого конденсата, т/ч.

Диаметр второй опускной трубы, обеспечивающей восстановление рабочего столба H_1 , принимается равным:

$$d_2 = 1,25 \cdot d_1, \text{ м}. \quad (7.6)$$

Объем бачка Б до переливной линии должен быть значительно больше суммы объемов первой опускной и подъемной труб, а также объема бачка А, и он определяется по формуле:

$$D = \sqrt[3]{n \cdot H_1 \cdot d_1^2}, \text{ м}, \quad (7.7)$$

где $n = 4 - 6$ – коэффициент, учитывающий увеличение емкости бачка Б.

Другие размеры гидрозатвора принимаются равными:

$$D_1 = 1,15 \cdot D; \quad (7.8)$$

$$h = \frac{d_1^2}{D^2 - d_1^2} \cdot H_1. \quad (7.9)$$

Гидрозатвор для отвода конденсата под разрежением находит применение в конденсаторах, вакуумных и выпарных установках. Высота гидрозатвора H в этом случае вычисляется по формуле:

$$H = 13,6 \cdot b \cdot v + \frac{c^2}{2g} \cdot \left(1 + \sum \xi + \frac{\lambda \cdot l}{d} \right) + \Delta H, \text{ м}, \quad (7.10)$$

где b – разрежение по показаниям вакуумметра, мм. рт. ст.; v – удельный объем конденсата, м³/кг; $\Delta H = 0,3 - 0,5$, м – запас высоты гидрозатвора из-за колебаний давления в аппарате; $\sum \xi$ – коэффициент местных сопротивлений на входе (0,5), выходе из трубопровода (1,0) и по гнутому колену при 90° (0,15); $\lambda = 0,03 - 0,035$ – гидравлический коэффициент трения; d – диаметр трубопровода, м; $c = 0,5 - 1,0$ – скорость движения конденсата, м/с; l – полная длина трубопровода гидрозатвора, м.

Чтобы не допустить попадания воздуха в аппарат, конец трубопровода должен быть погружен в бачок В с водой на такую глубину h_0 , которая позволила бы заполнить пустой трубопровод без нарушения работы гидрозатвора. Глубина погружения трубы в воду определяется из выражения:

$$h_0 \geq \frac{f \cdot l}{F}, \quad (7.11)$$

где f – площадь сечения трубопровода; F – площадь сечения бачка B .

Конденсатоотводчики дроссельного типа [48]

К этой группе относятся подпорные шайбы и лабиринтовые конденсатоотводчики, работающие на принципе дросселирования пара. Подпорные шайбы являются основным элементом всех конденсатоотводчиков и устанавливаются обычно во фланцевых соединениях конденсатопровода. Они применяются для аппаратов с изменяющимся расходом и давлением пара, порядка 25 – 30 %. Исследования показали, что пропуск пролетного пара через шайбу не превышает 2 – 3 % от общего количества конденсата. Подпорная шайба представляет собой диафрагму из листовой стали с центральным отверстием. Она может быть изготовлена самим предприятием. Толщина шайбы выбирается: 2 мм при $Dy \leq 50$ мм; 3 мм при $Dy = 75$ мм и 4 мм при $Dy = 100$ мм. Отверстие выполняется сверленным с небольшим притуплением острых кромок ($r = 0,25 - 0,50$ мм). Во избежание быстрого износа и коррозии шайбу изготавливают из нержавеющей стали. Если шайба изготовлена из углеродистой стали, то ее следует хромировать.

Устройство фланцевой подпорной шайбы со сменным ниппельным отверстием показано на рис. 7.5. Диаметр отверстия шайбы определяется расчетом в зависимости от расхода и параметров конденсата. Наименьшее его значение принимается равным 3 мм во избежание засорений. С этой же целью производится грубая очистка конденсата путем установки перед шайбой медной сетки, либо устанавливается вторая шайба с отверстием большего диаметра (рис. 7.5). В последнем случае получается система двух последовательно работающих шайб, диаметры отверстий которых определяются экспериментально. Укажем, что через вторую шайбу течет уже пароводяная смесь, дополнительное вскипание которой значительно уменьшает ее удельный вес по сравнению с удельным весом конденсата до первой шайбы.

Вскипание конденсата имеет место и перед первой шайбой – в участке конденсатопровода между теплоиспользующим аппаратом и шайбой. Кроме того, имеется некоторое количество пролетного пара, что также обуславливает протекание через первую – шайбу пароводяной смеси. Вследствие двойного вскипания и значительного уменьшения удельного веса расход конденсата через двойную шайбу будет естественно меньше, чем через одиночное отверстие.

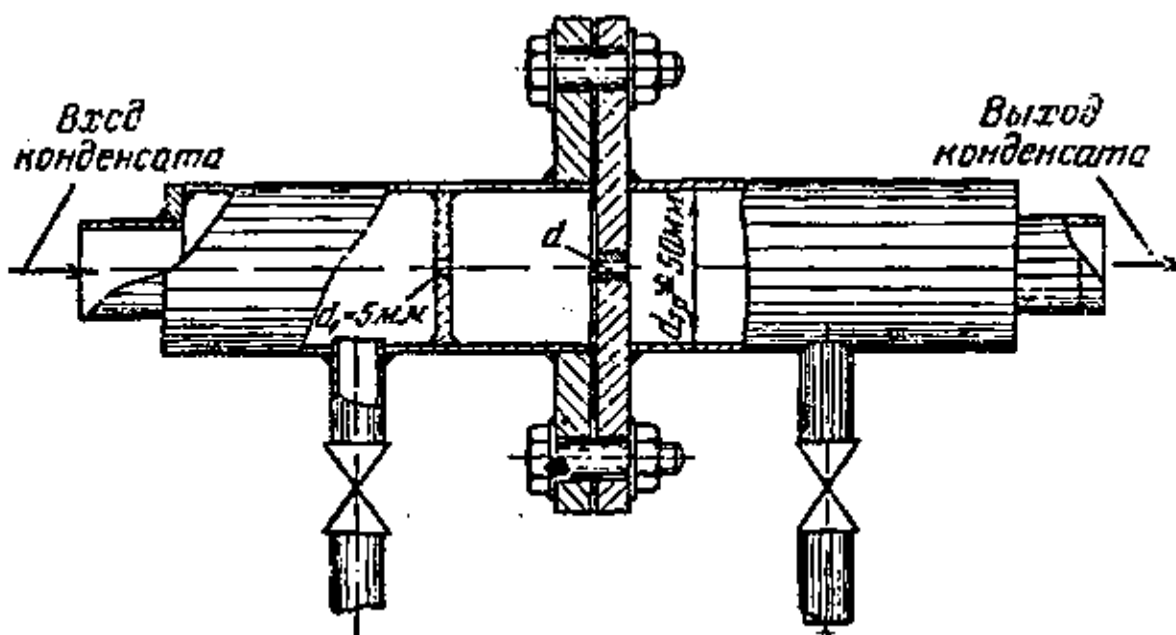


Рис. 7.5. Подпорная шайба

Истечение перегретого конденсата через отверстие шайбы имеет сходство с истечением насыщенного пара. С падением давления в шайбе происходит вскипание конденсата и образование из него вторичного пара, удельный объем которого значительно больше удельного объема жидкости.

Из i - s диаграммы (рис. 7.6) видно, что в процессе дросселирования энтальпия пара не меняется $i_1 = i_2$, но пар подсушивается, так как паросодержание $x_2 > x_1$, что приводит к образованию из конденсата пара вторичного вскипания.

Паросодержание после шайбы $x_{ш}$ при адиабатическом истечении конденсата можно определить по T - s диаграмме из выражения:

$$x_{ш} = \frac{S_1 - S_2}{r_2} \cdot T_2, \quad (7.12)$$

где r_2 – энергия фазового перехода при конденсации пара при давления P_2 , кДж/кг; S_1 и S_2 – энтропия воды при давлении до и после шайбы, кДж/кг.

Формула (7.12) позволяет определить паросодержание за шайбой по известным начальным и конечным параметрам конденсата.

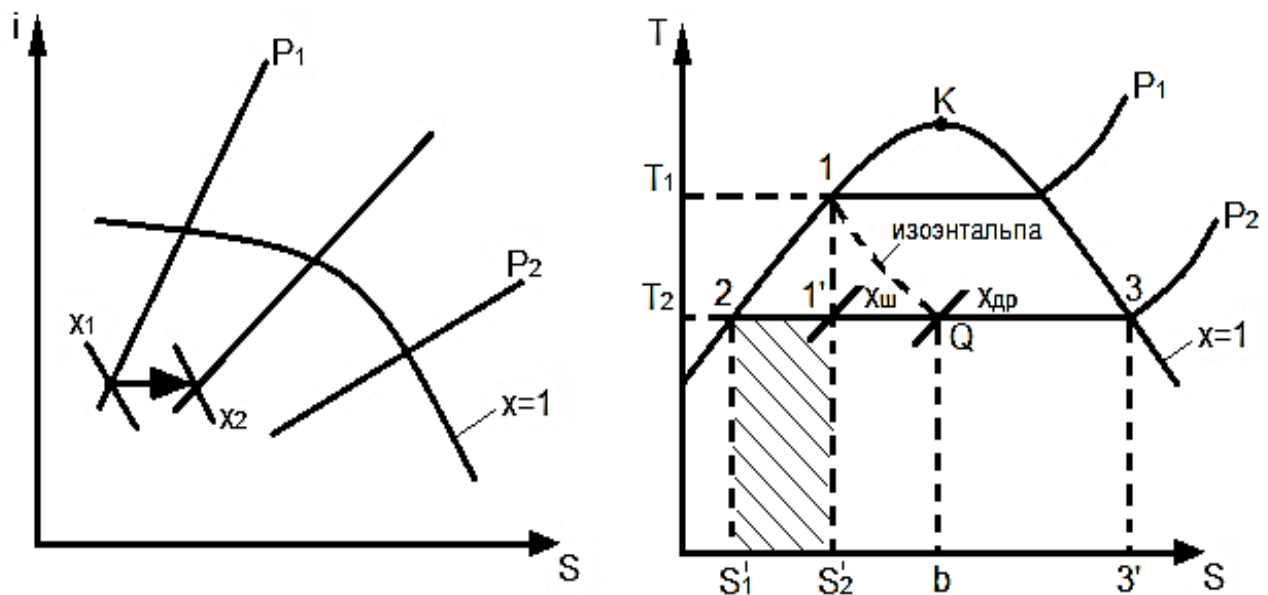


Рис. 7.6. T-s и i-s диаграммы к расчету подпорной шайбы

Когда отношение давления p_2 после шайбы к давлению p_1 до шайбы достигает критического значения, расход пара через шайбу становится максимальным. Однако это критическое отношение для отверстий с острыми кромками отличается от критического давления при истечении через сопла.

Для перегретого пара так называемое второе критическое отношение давлений составляет $\beta_{2кр} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)_{кр} \leq 0,13$. Применительно к насыщенному пару данных об аналогичной величине в настоящее время не имеется.

В расчетах истечения насыщенного пара можно полагать значение $\beta_{2од}$ соответственно таким же, т. е. около 0,13, и максимальный расход пара через шайбу равным:

$$G_n = 1,99 \cdot \mu \cdot f \cdot \sqrt{p \cdot \gamma_1}, \text{ кг/с.} \quad (7.13)$$

Если в приведенной формуле принять размерность давления p в кг/см^2 , а площадь отверстия f в мм^2 , то часовой расход пара через шайбу равен:

$$G_n = 0,72 \cdot \mu \cdot f \cdot \sqrt{p \cdot \gamma_1}, \quad (7.14)$$

где $p = p_1 - \Delta p$ – давление образования пара 'вторичного вскипания, кг/см^2 ; γ_1 – удельный вес пара при давлении p_1 кг/м^3 ; μ – опытный коэффициент расхода пара.

При отношении давлений $\frac{p_2}{p_1} > 0,13$ расход пара будет меньше величины

G_n . Подпорные шайбы при значении $\frac{p_2}{p_1} > 0,6 - 0,8$ не применяют для отвода конденсата. В этом случае целесообразно установить гидрозатвор.

Приближенный расчет подпорных шайб выполняется в следующей последовательности:

1. Определяется часовой расход охлажденного конденсата по известной формуле:

$$G_g = \mu \cdot f \cdot \sqrt{2g \cdot (p_1 - p_2) \cdot \gamma_g}, \text{ кг/с.}$$

Если в этой формуле выразить разность давлений в кг/см², а площадь отверстия f в мм², то часовой расход конденсата через шайбу составит:

$$G_g = 1,6\mu \cdot f \cdot \sqrt{(p_1 - p_2) \cdot \gamma_g}, \text{ кг/с,}$$

где p_1 и p_2 – давление перед шайбой и за ней, кг/см²; μ – опытный коэффициент расхода воды; γ_g – удельный вес охлажденного конденсата, кг/м³.

2. Потеря давления в шайбе за счет сопротивлений при истечении конденсата находится из выражения:

$$\Delta p = (1 - \varphi^2) \cdot (p_1 - p_2) = 0,006 \cdot (p_1 - p_2), \text{ МПа,}$$

где $\varphi = 0,97$ – опытный коэффициент скорости для острой шайбы.

3. По известной разности давлений определяется количество пара вторичного вскипания по формуле:

$$G_n = G \cdot \frac{i_1' - i_2''}{r_2}, \text{ кг/с,}$$

где i_1' – энтальпия конденсата при давлении образования пара вторичного вскипания p , кДж/кг; i_1', i_2'' – энтальпия конденсата и энергия фазового перехода парообразования при давлении p_2 , кДж/кг.

4. Общая площадь отверстия шайбы при истечении перегретого конденсата вычисляется как сумма площадей для охлажденного, конденсата и для пара вторичного вскипания:

$$f = f_n + f_g = \frac{G_n}{0,72 \cdot \mu \cdot \sqrt{p \cdot \gamma_1}} + \frac{G_g}{1,6 \cdot \mu \cdot \sqrt{(p_1 - p_2) \cdot \gamma_g}}, \text{ мм}^2.$$

Диаметр отверстия подпорных шайб для перегретого конденсата можно определить по упрощенной формуле:

$$d = 1,13 \cdot \sqrt[4]{\frac{G^2}{(p_1 - p_2) \cdot \gamma_{см}}}, \text{ мм}^2,$$

где $\gamma_{см}$ удельный вес пароконденсатной смеси, зависящий от начального p_1 и конечного p_2 давления пара, кг/м³; G – расход перегретого конденсата, кг/час.

Конденсатоотводчики с механическим затвором

Существующие конструкции конденсатоотводчиков этого типа разделяются на две группы:

– поплавковые – основаны на использовании принципа разности удельных весов конденсата и пара;

– термоэлементные – основаны на принципе расширения тел при нагревании. Они представляют собой по характеру работы двухпозиционный

регулятор, в котором роль чувствительного элемента и привода одновременно выполняет поплавков или термоэлемент.

Конденсатоотводчики с закрытым поплавком непрерывного действия применяют для повышенных давлений пара до 6,5 МПа. Открытие выходного отверстия производится золотниковым затвором лишь после заполнения 70 % объема корпуса, что предупреждает пропуск пролетного пара в конденсатопровод.

К недостаткам рассмотренных конденсатоотводчиков относится быстрый износ движущихся частей, так как золотник испытывает одностороннее давление и омывается конденсатом, протекающим с большой скоростью, пропорциональной квадратному корню из перепада давления.

Конденсатоотводчики с открытым поплавком периодического действия в значительной мере свободны от указанных недостатков, и они получили наибольшее применение в теплообменниках промышленных предприятий.

ГЛАВА 8. СХЕМЫ ВЫПАРНЫХ БАТАРЕЙ СУЛЬФАТНОГО И СУЛЬФИТНОГО ПРОИЗВОДСТВА

8.1. Тепловые схемы первой стадии концентрирования

Выпаривание растворов черных сульфатных щелоков осуществляют в выпарных установках с противоточной или смешанной схемами питания раствором корпусов выпарных аппаратов [35, 38].

В противоточной выпарной установке (станции фирм «Свенсон» и «Виттемор») греющий пар и раствор переходят из корпуса в корпус в противоположных направлениях. При такой схеме движения потоков по мере сгущения раствора повышается и его температура, поэтому вязкость раствора остается в пределах, обеспечивающих достаточно высокие коэффициенты теплопередачи. За счет этого производительность противоточных батарей наивысшая по сравнению с любой другой схемой.

К недостаткам противоточной схемы относятся необходимость установки дополнительных перекачивающих насосов и тяжелые условия работы первого корпуса, в котором одновременное сочетание максимальной концентрации и высокой температуры приводит к образованию накипи.

В смешанной схеме питания раствор подается в один из промежуточных корпусов установки, откуда, сочетая элементы прямотока или противотока, проходит до продукционного корпуса. В связи с этим используются преимущества прямотока (отсутствие перекачивающих насосов и самоиспарение части раствора) и противотока – в части обеспечения относительно высоких значений коэффициентов теплопередачи в вакуумных и продукционных корпусах. Выпарные установки, укомплектованные аппаратами с восходящей пленкой раствора, распространены в России и на зарубежных предприятиях:

«Розенблад», «Рамен», «Энсо-Гутцейт», «Мицубиси» и т. д. Однако типичной и наиболее распространенной в России выпарной батареей со смешанной схемой питания корпусов является установка фирмы «Розенблад», приведенная на рис. 8.1. Эти станции обеспечивают высокую производительность и экономичность работы.

Установка производительностью 200 т/ч по выпариваемой воде укомплектована 7 выпарными аппаратами фирмы Розенблад и корпусом-подогревателем, не имеющим сепаратора. Трубные системы кипятильников выпарных аппаратов и части, соприкасающиеся со щелоком, в корпусах IA, IB и II выполнены из нержавеющей стали. Части остальных корпусов изготовлены полностью из углеродистой стали. Поверхность теплообмена кипятильника корпуса IA составляет 1260 м², корпусов IB и II – по 2260 м², остальных корпусов – 2200 м². Корпуса IB и II – двухходовые. Для подогрева щелока установлено 10 спиральных теплообменников 3 с поверхностью нагрева 75 м² каждый. В схему выпарной станции входит конденсационная установка, состоящая из поверхностного 4 и барометрического 5 конденсаторов, а также баки слабого щелока 1, средних щелоков (полуупаренного) 2 и крепкого 8 щелока.

Слабый щелок, укрепленный до концентрации сухого вещества 22 %, из бака 1 насосом подается параллельно в корпуса IV, V и VI в количествах соответственно 50; 25 и 25 % от общего расхода. Из корпуса IV щелок самотеком последовательно переходит в корпуса V и VIA, далее соединяется с потоком щелока, выходящим из корпуса VIB, и насосом подается в бак среднего щелока 2, где производится съем мыла. Из бака 2 насосом по двум параллельным трубопроводам щелок прокачивается через теплообменники 3, установленные в две линии по четыре теплообменника в каждой, и противоточно подается в корпус III. Из корпуса III насосом через два параллельно установленных теплообменника 3 щелок подается в двухходовой корпус – подогреватель IA. (Схема 4 – 5 – 6 – 3 – 1 – 2.)

В корпусе IA щелок доводится до кипения и вместе с образующимся паром переходит в корпус IB, сепаратор которого является общим для корпусов IA и IB. Из корпуса IB щелок самотеком поступает в корпус II, а из него насосом подается в бак крепкого щелока 8, откуда откачивается на сжигание в содорегенерационный котлоагрегат. Концентрация крепкого щелока составляет 55 – 60 % содержания сухого вещества. Часть крепкого щелока из бака 8 отбирается в бак 1 на укрепление слабого щелока до 22 % для устранения вероятности вспенивания в первых по ходу щелока корпусах батареи.

Корпуса IA и IB обогреваются острым паром при давлении 3,43 бар (3,5 кгс/см²) и температурой 138 °С. Корпуса II, III, IV и V обогреваются соответственно вторичным паром корпусов IB, II, III и IV. Корпуса VIA и VIB работают по пару параллельно и обогреваются паром корпуса V.

Вторичный пар из корпусов VIA и VIB поступает на конденсационную установку, где до 90 % пара конденсируется в поверхностном конденсаторе 4, а остальные 10 % и несконденсировавшиеся газы поступают в барометрический конденсатор смешения 5.

Чистый конденсат из корпусов IА и IВ последовательно проходит через три расширителя конденсата 6 и насосом откачиваются на ТЭЦ в котельную. Пары вскипания чистого конденсата из расширителей направляются последовательно в корпуса II, III и IV, восполняя в них дефицит греющего пара. Неконденсирующиеся газы из корпусов IА и IВ отводятся через конденсатоотводчики 7 в атмосферу. Неконденсирующиеся газы из подогревателей 3 через дроссельные шайбы направляют по общему трубопроводу в барометрический конденсатор, а конденсат подогревателей 3 возвращается в конденсатоотводчик соответствующего корпуса и с конденсатом этого корпуса направляется в расширитель конденсата следующего по ходу пара корпуса. При такой схеме достигается максимальное использование теплоты сдувочных газов.

Удельный расход греющего пара на батарею ($D_{уд} = D/W$, где D – расход греющего пара; W – общее количество выпаренной батареей воды) составляет 0,192 кг/кг.

Для выпаривания черных щелоков сульфатного производства в приведенной схеме выпарной батареи применяются длиннотрубные вертикальные аппараты с восходящим движением потока упариваемого раствора, длиной кипятильных труб 8 – 9 м, поверхностью теплообмена до 5500 м².

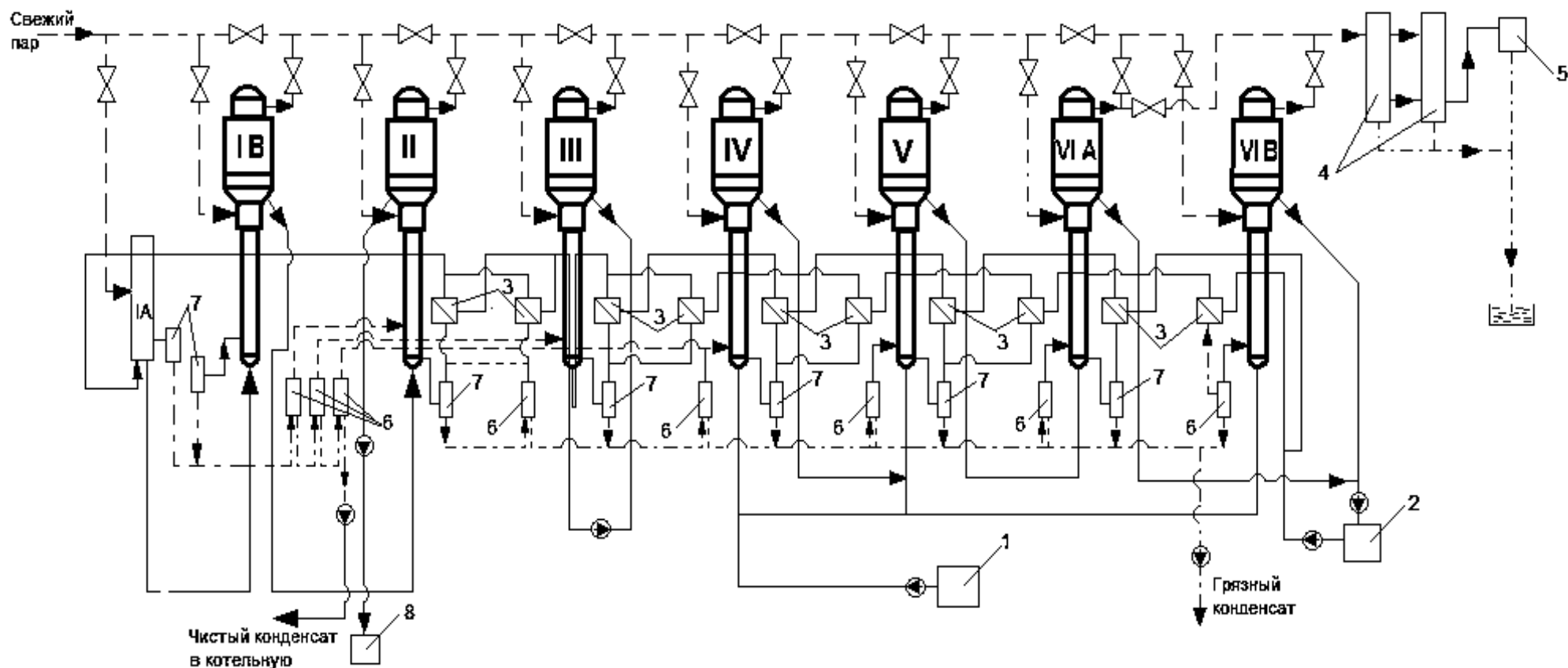


Рис. 8.1. Схема выпарной станции фирмы «Розенблад»:

- - - - пар, - - - - - щелок, - - - - конденсат; *IA, IB, II, III, IV, V, VIA, VIB* – порядковые номера корпусов;

1 – бак слабого щелока; *2* – бак средних щелоков; *3* – подогреватели щелока; *4* – поверхностный конденсатор; *5* – барометрический конденсатор; *6* – расширители конденсата; *7* – конденсатоотводчики; *8* – бак крепкого щелока

Выпарные установки, укомплектованные аппаратами с гравитационным течением упариваемого раствора, применяются на предприятиях Японии, США («Корпорейшен», «Бакай», «Краун Целлербах»), ФРГ («Лурги»), Финляндии и др. Основным достоинством данных батарей является способность работы аппаратов при низких температурных напорах, что позволяет комплектовать станции с большим, по сравнению с аппаратами с восходящей пленкой, числом ступеней выпаривания.

Одной из первых выпарных станций, работающих на падающей пленке, является пятикорпусная батарея фирмы производительностью 50 т/ч по испаряемой влаге. Батарея представлена на рис. 8.2 и работает по противоточной схеме питания. Щелок концентрацией 18 % сухого вещества поступает через уравнильный резервуар в пятый корпус. Противоточно прокачивается через батарею и выходит из первого корпуса с концентрацией 43 %. Выпарные корпуса оборудованы циркуляционными насосами, одновременно служащими для перекачки щелока между корпусами. Насосы откачивают щелок из нижних щелочковых камер и подают его в верхние щелочковые камеры кипятильников через подогреватели 2, обогреваемые вторичным паром впереди стоящего корпуса. Из верхних щелочковых камер раствор через распределительные устройства подается к кипятильным трубам и стекает в нижние щелочковые камеры. Таким образом осуществляется многократная циркуляция раствора в аппарате. Выпаренный раствор отбирается после циркуляционного насоса и противотоком через теплообменники щелока 3, обогреваемые свежим паром, подается в сепаратор впереди стоящего корпуса.

Окончательное упаривание до концентрации 63 – 65 % а. с. в. осуществляется в двух последовательно работающих концентраторах. Концентраторы, также работающие по принципу падающей пленки, снабжены циркуляционными насосами, расположенными внутри нижних щелочковых камер кипятильников, и внутренними циркуляционными трубами, поднимающими раствор в сепараторы, установленные над кипятильниками. Выпаренный раствор из концентраторов направляется через расширители щелока 4 в баки крепкого щелока 5 и затем на сжигание в СРК.

Греющий пар на батарею подается в концентраторы. Вторичный пар из концентраторов направляется для обогрева кипятильника I корпуса. Вторичный пар из сепаратора I корпуса подается в кипятильник II корпуса, куда подводятся также пары самоиспарения от расширителя крепкого щелока 4.

Вторичные пары из сепаратора корпуса V направляют в поверхностный конденсатор 6, где конденсируется до 90 % паров. Неконденсированные в конденсаторе 6 пары и газы направляют в барометрический конденсатор смешения 7. Остатки неконденсирующихся газов из барометрического конденсатора 7 удаляются вакуум-насосом 8, который служит также для создания вакуума при пуске батареи.

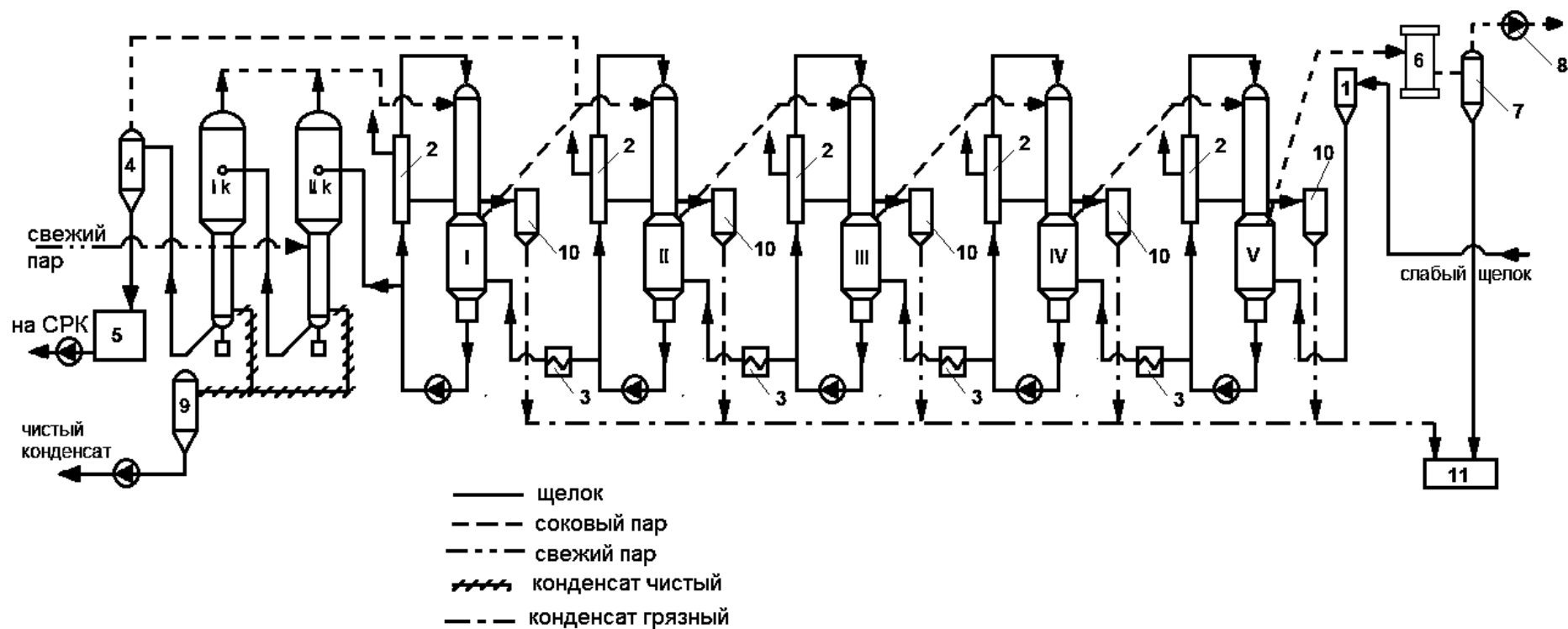


Рис. 8.2. Схема выпарной установки для выпаривания щелоков в аппаратах с падающей пленкой фирмы «Лурги»: I, II, III, IV, V – корпуса установки; 1 – уравнильный резервуар; 2 – подогреватели; 3 – теплообменники щелока; 4 – расширитель крепкого щелока; 5 – бак крепкого щелока; 6 – поверхностный конденсатор; 7 – барометрический конденсатор; 8 – вакуум-насос; 9 – расширитель чистого конденсата; 10 – конденсатоотводчики; 11 – бак-сборник грязного конденсата

Чистый конденсат отбирается из кипятильников концентраторов через расширители чистого конденсата 9 и откачивается в котельную. Грязные конденсаты из первого и последующих корпусов через конденсатоотводчики 10 направляются в бак-сборник грязного конденсата 11, куда поступает и конденсат из поверхностного и барометрического конденсаторов. Из бака 11 грязный конденсат направляется на очистку.

Удельный расход свежего пара на батарею составляет 0,164 кг на кг испаренной воды.

Недостатком применяемых для выпаривания сульфатных щелоков аппаратов с восходящим движением раствора является невозможность создания дисперснокольцевой структуры двухфазного потока, при которой теплообмен максимален по всей высоте труб. Кроме того, возможность срыва и высыхания пленки раствора на верхних участках концов труб приводит к зарастанию последних накипью, образующейся при испарении отдельных брызг раствора, попадающих на оголенную поверхность. Аппарат с гравитационным течением раствора практически лишен этих недостатков. Выпариваемый раствор в нем подается на распределительное устройство, откуда стекает по кипятильным каналам вниз, упариваясь при этом до заданной концентрации. Исключение высыхания пленки в нижней части труб достигается введением циркуляционного контура с насосом в каждом выпарном аппарате.

8.2. Тепловые схемы второй стадии концентрирования

Вторую стадию концентрирования черного щелока ведут в концентраторах. Целевой задачей второй стадии концентрирования является повышение теплоты сгорания черного щелока перед подачей его в СРК и экологическая безопасность процесса в СРК [38, 53].

Современная вторая стадия концентрирования создана на основе разработок специалистов фирм «Розенлев-Инжиниринг» и «Гампелла». Концентрацию черного щелока в разработанной конструкции суперконцентратора удалось повысить до 80 %. Этот суперконцентратор (рис. 8.3) работает на паре с температурой 180 °С и представляет конструкцию выпарного аппарата с падающей пленкой. Производительность первого в мире суперконцентратора составила 350 т/сут сухих веществ черного щелока. Установка второй стадии выпаривания состоящая из трех аппаратов по 1800 м² теплообменной поверхности упаривала 110 т/ч черного щелока с 55 до 77 %.

Оптимальная работа выпарной станции определяется слаженностью взаимодействия многих цехов и отделов целлюлозного завода. Причины, определяющие стабильную работу выпарки так разнообразны, что перечислять их не представляется возможным. Вследствие инерционности процесса каждое изменение параметра процесса должно выдерживаться во времени для подтверждения изменения результатов в нужном направлении. Оптимальный

процесс выпаривания может быть достигнут при устойчивой работе корпусов, что достигается равномерной подачей раствора в трубки кипятильного пучка.

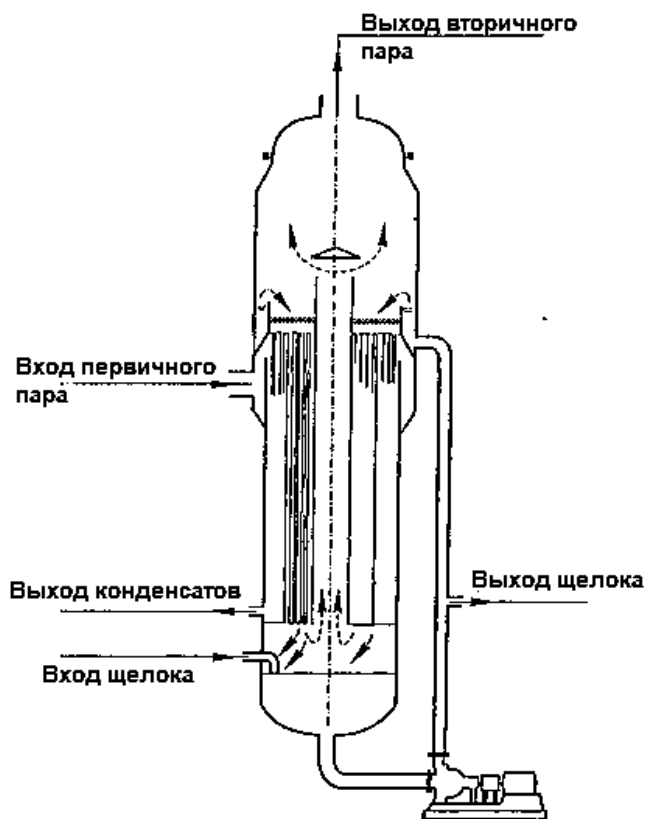


Рис. 8.3. Принципиальная схема устройства трубчатого суперконцентратора фирм «Розенлев-Инжиниринг» и «Тампелла»

Кипения раствора с малым образованием пены можно достигнуть:

- применением выпарных аппаратов с падающей пленкой;
- создании условий, при которых паровая и жидкая фаза будут находиться в равновесии;
- пульсацией при кипении;
- разбрызгивании в сепараторе масла.

Интенсификация кипения достигается также при подаче воздуха, газов или пара в кипятильные трубы и установке кипятильных труб с изменяющейся по длине площадью поперечного сечения.

Одно из определяющих направлений по интенсификации теплопередачи в выпарных аппаратах является снижение или предотвращение инкрустирования теплообменных поверхностей. Снижение интенсивности накипеобразования достигается при добавлении к упариваемому раствору определенного количества масла; покрытии внутренней поверхности труб фтороуглеродными полимерами; создании пульсации; обеспечении

предельного содержания волокна менее 10 мг/л. Снижение сульфатной накипи обеспечивается поддержанием содержания в черном щелоке не более 6 % Na_2SO_4 от веса растворенного вещества. Устраняется сульфатная накипь кипячением воды. Уменьшение известковой накипи достигается при исключении подачи в варочный котел мутного, плохо осветленного щелока. Устраняют накипь кипячением разбавленной соляной кислотой. Для борьбы с силикатной накипью в каустизационном отделе применяют высококачественную известь. Образовавшуюся накипь устраняют 3 часовой промывкой раствором NaHSO_4 концентрацией 20 % с последующей механической очисткой. Образование органической накипи уменьшается при хорошей организации отделения мыла. Устраняется кипячением воды. Для снижения сульфидной накипи рекомендуется интенсивный отвод неконденсирующихся газов из парового пространства кипятильника. Сульфидная накипь устраняется суточным кипячением белого щелока, затем кипячением водой с последующим заполнением парового пространства фосфорной кислотой, концентрацией 3,5 % и смывкой накипи водой. Таким образом, снижение накипеобразования в трубах определяется качеством работы всех отделов целлюлозного завода. Хорошие восстановление сульфата, каустизация и осветление белого щелока, правильный подбор обмуровочных материалов, исправность сеток в диффузорах, полное выделение сырого сульфатного мыла из черного щелока, фильтрация щелока от волокна, правильный гидродинамический режим выпарного аппарата – это основные мероприятия по снижению интенсивности образования инкрустаций на теплообменной поверхности подогревателей и кипятильников выпарных аппаратов.

8.3. Особенности эксплуатации выпарных установок сульфитного производства целлюлозы

Одним из определяющих рентабельность технологических процессов в производстве сульфитной целлюлозы является переработка сульфитных растворов на лигносульфонаты. В настоящее время лигносульфонаты имеют большой потребительский спрос.

Объем выпуска лигносульфонатов, а также их себестоимость определяется современными процессами тепловой переработки сульфитных растворов: выпариванием раствора и сушкой крепкого раствора. Энергетические затраты, являющиеся основной статьей в себестоимости переработки сульфитных растворов на лигносульфонаты, проявляются в форме пара с ТЭЦ при выпаривании и в форме топлива на стадии сушки. Низкая производительность выпарных установок по выпаренной воде часто ограничивает выпуск лигносульфонатов. Поэтому изучение процесса выпаривания является важнейшим этапом в направлении интенсификации действующих выпарных станций.

Производство лигносульфонатов на отечественных целлюлозных заводах на стадии проектирования оформлено путем выпаривания последрожжевой бражки с получением жидких концентратов с концентрацией 50 % абсолютно сухих веществ (а. с. в.). Дальнейшее развитие этого процесса шло по пути получения сухих лигносульфонатов [60 – 63].

В технологии выпаривания и аппаратурно-технологической схеме произошли существенные изменения. В связи с освоением технологии получения сухих лигносульфонатов концентрация крепких растворов после выпарки снизилась до 39 % против 50 % по проекту. Давление греющего пара возросло до 1,6 ати против 1,5 ати по проекту. Эти изменения должны привести к увеличению производительности выпарной батареи в связи с понижением физико-химической температурной депрессии и увеличения общего полезного температурного напора. Практически производительность выпарных батарей снизилась на 30 – 50 %.

В сульфитном щелоке всегда имеют место неконденсирующиеся газы, главным образом азот и углекислый газ, которые при выпаривании выделяются из раствора и вместе с вторичным паром выносятся в следующий корпус выпарного аппарата. Эти газы приводят к снижению коэффициента теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к стенке и, соответственно, к снижению производительности выпарных аппаратов. Наряду с неконденсирующимися газами в сульфитном щелоке содержатся летучие продукты биосинтеза – альдегиды и кислоты, которые в результате полимеризации, откладываются в виде органической накипи на поверхности трубок, что также вносит свой вклад в снижение КТП, а следовательно, снижению производительности по выпаренной воде.

В сульфитном щелоке могут содержаться взвешенные вещества: целлюлозные волокна и дрожжевые клетки, которые также могут отлагаться на теплообменных трубках.

Наряду с SO_2 , связанной с лигнином и частично с углеводородами прочной связью, в щелоке сульфитной варки всегда обнаруживается SO_2 , связанной с органическими веществами непрочно – в виде легко отщепляемого SO_2 . В водной среде образуется сероводород, который образует с металлом выпарной установки коррозионно активный сульфид железа. Установлено, что особенно интенсивно коррозионный процесс происходит в верхней части греющей камеры межтрубного пространства выпарного аппарата. В связи с агрессивностью выпариваемой среды выпарные аппараты выполнены из специальной дорогой и дефицитной нержавеющей стали. Несмотря на принятые меры за время эксплуатации выпарных установок установлен коррозионный износ части кипячительных труб, которые были выведены из работы. Общая поверхность кипячительных труб в выпарной батарее составляет до 5000 м².

8.4. Выпарные станции переработки сульфитного щелока

Подготовка к упариванию сульфитно-дрожжевой бражки

Сухой остаток сульфитно-дрожжевой бражки (7 – 9 %) почти нацело состоит из солей лигносульфоновых кислот. При получении товарного продукта – концентрата сульфитно-дрожжевой бражки – раствор упаривают примерно до 50 % сухих веществ.

Сульфитный щелок и сульфитно-спиртовая барда проходит обработку паром в отдувочной и бражной колоннах. Сульфитно-дрожжевая бражка, не прошедшая такую обработку, насыщена неконденсируемыми газами, содержащими главным образом азот и углекислый газ. При выпаривании эти газы попадают с соковым паром в греющие камеры выпарных корпусов, что приводит к снижению коэффициента теплопередачи. Предварительное удаление неконденсируемых газов из сульфитно-дрожжевой бражки достигается путем обработки ее паром в скруббере, снабженном насадкой, или пропуском раствора через газоотделительные устройства.

Наряду с неконденсируемыми газами в сульфитно-дрожжевой бражке содержатся летучие продукты биосинтеза – альдегиды и кислоты, которые, полимеризуясь, откладываются в виде органической накипи на поверхности трубок, что также снижает коэффициент теплопередачи. Эти летучие соединения в основной массе могут быть удалены вместе с неконденсируемыми газами при паровой обработке сульфитно-дрожжевой бражки в скруббере.

В сульфитно-дрожжевой бражке содержатся, кроме того, взвешенные вещества: целлюлозные волокна и дрожжевые клетки. Для отделения волокна пригодны любые фильтрующие устройства: наклонные сетки, вибросита, барабанные фильтры. Дрожжевые клетки в процессе упаривания раствора в результате плазмолиза превращаются в коллоиднорастворимые полимеры, которые могут отлагаться на внутренней поверхности трубок. Достаточно полно удалить дрожжи можно при пропуске сульфитно-дрожжевой бражки через дополнительный сепаратор исчерпывания.

8.5. Аппаратурно-технологические схемы выпарных установок Конструкции выпарных аппаратов сульфитного производства

Обычная выпарная батарея состоит из пяти-шести рабочих и одного резервного корпуса. Первые два-три корпуса работают под избыточным давлением, а последние три – под вакуумом. Применяют три схемы питания: прямоточное (схема 1 – 2 – 3 – 4 – 5); противоточное с промежуточным подогревом раствора в теплообменниках (схема 5 – 4 – 3 – 2 – 1); смешанное (схема 3 – 4 – 5 – 1 – 2). Первую схему питания обычно применяют при упаривании сырого щелока или сульфито-спиртовой барды, т. е. растворов, имеющих достаточно высокую температуру, а вторую схему – при упаривании

сульфитно-дрожжевой бражки, начальная температура которой не превышает 40 °С. Третья схема используется при переработке очень больших количеств щелока, например, 5000 м³ в сутки. В этом случае на предварительное упаривание под вакуумом поступает исходный щелок. Это позволяет сократить потребность в аппаратуре на стадиях биохимической переработки. На доупаривание направляют барду или сульфитно-дрожжевую бражку.

Удельный расход пара для пятикорпусной батареи составляет 0,23 – 0,28 т/т испаряемой воды; расход электроэнергии 8 – 10 кВт·ч/т испаряемой воды. Общий перепад температур по батарее обычно составляет 80 – 95 °С. Для обогрева первого корпуса применяют насыщенный пар давлением 250 – 350 кПа (2,5 – 3,5 кгс/см²).

Для выпарки натриевых сульфитных и бисульфитных щелоков используют чаще всего 5 – 7-корпусные вакуум-выпарные станции. Делались попытки нейтрализовать щелок каустиком или сульфатным зеленым щелоком перед выпаркой, чтобы можно было использовать аппаратуру из обычной стали. Однако присутствие в щелоках кислых сернистых соединений, которые выделяются с соковым паром при выпарке, неизбежно вызывает коррозию и поэтому нейтрализация мало помогает. Выпарка моносульфитных щелоков, имеющих нейтральный рН, также требует применения аппаратов из хромоникелевых сталей, так как рН соковых конденсатов составляет 2,0 – 2,5.

Примером современной выпарной станции для выпарки моносульфитных щелоков может служить схема, изображенная на рис. 8.2. Станция состоит из восьми корпусов типа Лурги, работающих по шестиступенчатой системе испарения; питание щелоком происходит противотоком по отношению к ходу пара. Установка выпаривает из щелока 30 т/ч воды и расходует 6,55 т/ч свежего пара давлением 250 кПа (2,5 кгс/см²); экономичность выпарки, следовательно, составляет 4,6 кг испаряемой воды на 1 кг пара. Щелок выпаривается до концентрации 55 % сухого вещества.

В случае выпарки послеспиртовой барды соковые конденсаты при выпарке содержат спирт, и их возвращают в спиртозавод на ректификацию.

Совместная выпарка сульфитных и бисульфитных щелоков на натриевом основании со щелоками сульфатцеллюлозного производства практически возможна, если рН щелоков после смешения составляет не ниже 9. В случае, если рН смеси получается более низким, из раствора выпадают обильные органические осадки (15 – 20 % от суммы сухих веществ щелоков). При нейтрализации сульфитного щелока сульфатным белым или зеленым щелоком до рН 11 последующая выпарка вместе с черным щелоком происходит без осложнений.

Упаривание сульфитного щелока, бражки или барды проводят в выпарных аппаратах с естественной и принудительной циркуляцией. Как правило, выпарной аппарат имеет выносной калоризатор, что делает его доступным для осмотра, замены трубок и чистки; в отдельных конструкциях калоризатор и сепаратор объединены в общем кожухе.

В аппарате с естественной циркуляцией упариваемая жидкость снизу поступает в калоризатор. Поднимаясь по трубкам, жидкость нагревается и

примерно на уровне $2/3$ высоты трубки закипает. Парожидкостная смесь отводится в сепаратор, в котором происходит дополнительное вскипание и отделение сокового пара. Часть упаренного раствора возвращают в калоризатор на доупаривание в смеси со свежим раствором, часть выводят из выпарного аппарата. Скорость циркуляции жидкости в аппарате $0,3 - 0,3$ м/с при длине трубок калоризатора 4 м. Существенным недостатком такой конструкции является наличие в трубках зоны вскипания, в которой наиболее интенсивно отлагается накипь.

Во избежание вскипания в современных конструкциях выпарных аппаратов в нижней части сепаратора создают постоянный запас жидкости; в результате в трубках возникает дополнительное гидростатическое давление и жидкость в трубках перегревается, но не вскипает. Вскипание же перегретой жидкости происходит после отвода ее в сепаратор. В этом случае необходима принудительная циркуляция жидкости в аппарате, осуществляемая с помощью центробежного насоса. Скорость движения жидкости в трубках возрастает до $1,5 - 3$ м/с; трубки удлиняют до 7 м. выпарные аппараты выполняются из кислотоупорной стали. Толщина стенок трубок 2 мм. Площадь поверхности нагрева выпускаемых отечественной промышленностью аппаратов составляет от 500 до 1000 м².

Примером конструкции выпарного аппарата, в которой трубчатый калоризатор и сепаратор объединены в общем кожухе, является выпарной аппарат типа Лурги. Перегретый щелок, выбрасываемый из калоризатора, попадает в испаритель, над верхним конусом которого тангенциально установлены лопатки для отделения пара от жидкости. Пройдя зону лопаток, пар окончательно отделяется от щелока в циклонном сепараторе. Циркуляция щелока в этом аппарате принудительная: циркуляционный насос на вертикальном валу установлен в нижней камере калоризатора.

В шведских конструкциях выпарных аппаратов для сульфитных щелоков вместе трубчатых используются пластинчатые подогреватели. В аппарате типа Розенблада использован цельносварной пластинчатый теплообменник с размерами пластин 4 x 1 м и шириной каналов 8 мм, соединенный с двумя сепараторами, имеющими внутреннюю перегородку. Щелок поступает в один из сепараторов и из него по циркуляционной трубе – в подогреватель; нагретый щелок через верхний соединительный патрубок возвращается в сепаратор, где пар отделяется от жидкости. В промежуточные каналы теплообменника в это время поступает греющий пар, и в те же каналы насосом подается кислый конденсат. Через определенные промежутки времени каналы переключают путем поворота теплообменника: в каналы, по которым циркулировал щелок, поступает пар, а в паровые каналы – щелок из второго сепаратора. Переключение каналов должно обеспечивать самоочистку каналов от накипи за счет промывки кислым конденсатом. Для более эффективной очистки в верхней части подогревателя устроены вращающиеся спрыски, через которые конденсат подается насосом под давлением.

Выпарной аппарат типа Рамена состоит из одного сепаратора и двух пластинчатых подогревателей. Сепаратор разделен на два этажа, каждый из

которых соединен циркуляционной трубкой со своим подогревателем. Обе эти системы работают параллельно; каждая снабжена циркуляционным насосом с кратностью циркуляции 10 – 12 раз в час. Соковый пар выводится из каждого этажа сепаратора отдельно, а щелок передается в следующий корпус. Для очистки от накипи отключаются нужный этаж сепаратора со своим подогревателем и производится циркуляция кислого конденсата [16].

ГЛАВА 9. ИНКРУСТИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕННЫХ ПОВЕРХНОСТЕЙ

В процессе выпаривания растворов целлюлозного производства теплообменные поверхности зарастают осадками сложного минерального и органического состава. Производительность выпарных батарей наряду с наличием неконденсирующихся газов в пароконденсатной смеси определяется процессами инкрустирования теплообменных поверхностей. Скорость инкрустирования теплообменных поверхностей выпарных установок ограничивает давление греющего пара, а следовательно, производительность процесса выпаривания при сульфитном и сульфатном способах производства целлюлозы. Так при сульфитном способе производства целлюлозы рекомендуемая температура греющего пара не должна превышать (в зависимости от принятой схемы выпаривания) выше 110 – 130 °С, для сульфатных выпарных батарей – 140 – 150 °С. Подавляющая часть выпарных станций работает на 30 – 50 % ниже проектной производительности.

В настоящее время мы не располагаем систематическими обстоятельными исследованиями по этой проблеме. Достаточно полно исследованы, разработаны и освоены способы удаления уже образованных отложений.

Решение проблемы работы выпарных установок и теплообменного оборудования в безинкрустационном режиме развивается в следующих направлениях:

- регулирование процесса кристаллизации накипеобразующих компонентов в процессах нагрева и выпаривания растворов;
- создание жидких или твердых антиадгезионных пленок на теплообменных поверхностях;
- химическая обработка исходного раствора с целью образования из соответствующих ионов, другого кристаллического вещества, менее растворимого в сравнении с накипью, образующейся на теплообменной поверхности. В этом случае такое вещество можно выделить из раствора до процесса выпаривания;
- физическая обработка нагреваемого раствора [43, 51 – 52].

С целью научно обоснованного ведения процесса выпаривания, с позиций предотвращения накипеобразования необходимо изучить растворимость кристаллизующихся веществ в функции температуры и концентрации раствора черного щелока в рабочем диапазоне процесса выпаривания.

Предотвращение инкрустирования теплообменных поверхностей увеличивает среднеэксплуатационный коэффициент теплопередачи в кипятильниках выпарных аппаратов, открывает перспективу использования выпарных аппаратов с падающей пленкой (трубчатых или пластинчатых) и, таким образом, обеспечивает повышение термодинамического КПД выпарной установки. Процесс в выпарных аппаратах с падающей пленкой характеризуется коэффициентом теплопередачи близким к процессу в выпарных аппаратах с принудительной циркуляцией. При этом затраты электроэнергии значительно меньше. Эти аппараты менее чувствительны к пенящемуся раствору черного щелока.

Существующие в литературе сведения о том, что выпарные аппараты с падающей пленкой менее подвержены зарастанию накипью, не достаточно обоснованы. Они основываются на том, что при решении проблемы кризисного течения (режима «сухой» стенки) на теплообменной поверхности не будут образовываться отложения. Эта проблема легко решается введением циркуляции раствора. Следует учесть, что отложения возникают из пересыщенных растворов путем кристаллизации накипеобразующих компонентов на микрошероховатостях теплообменной поверхности. При этом процесс кристаллизации может идти как в пленке, так и в объеме.

Поэтому выпарные аппараты с падающей пленкой могут быть рекомендованы только при решении вопросов, связанных с инкрустированием теплообменных поверхностей. Это объясняется тем, что в этих аппаратах процесс кристаллизации проходит в пленке раствора вблизи теплообменной поверхности. В выпарных аппаратах с принудительной циркуляцией процесс кристаллизации развивается как в объеме раствора, так и на ограничивающий поток стенках теплообменной поверхности.

Рассмотрим состояние и перспективы проблемы по замедлению или предотвращению инкрустирования теплообменных поверхностей в процессе выпаривания.

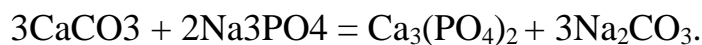
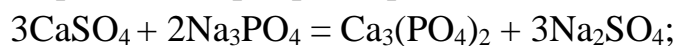
Анализ процесса выпаривания сульфитных щелоков позволяет заключить, что ведущим фактором низкой производительности выпарных батарей является интенсивное зарастание их теплообменной поверхности накипью различного минерального и органического состава. Минеральная часть накипи представлена карбонатами и сульфатами кальция и магния. Решение этой задачи мы видим в переводе сульфатов и карбонатов кальция и магния в фосфаты натрия.

Как следует из предложений кафедры целлюлозы СПб ЛТА им. С. М. Кирова, только подщелочение раствора до $\text{pH} = 11$ решает зарастание органической и минеральной накипью. Это связано с тем, что растворимость в щелочных растворах кальциевых и органических солей существенно выше, чем в кислых, что сдвигает систему в область ненасыщенных растворов по кальциевым солям и органике. Однако с этим можно согласиться лишь частично, так как при повышенных температурах (выше 130°C) растворы все равно будут пересыщенными по кальциевым солям. Поэтому такое решение можно признать удовлетворительным лишь частично.

Перевод кальциевых солей в форму фосфатов и с одновременным

щелочением позволит полностью решить проблему накипобразования, так как растворимость фосфатов кальция ничтожно мала (произведение растворимости $2,1 \cdot 10^{-29}$). В связи с этим предлагается перед выпариванием провести обработку исходного раствора реагентом, например Na_3PO_4 .

Образование фосфата происходит по следующим реакциям:



Несмотря на то, что по оценкам специалистов, около 90 % целлюлозы выпускается по сульфатному способу, имеются ограниченные сведения по проблеме снижения интенсивности образования накипи в выпарных батареях.

Образование накипи на трубках выпарных аппаратов понижает коэффициент теплопередачи и, соответственно, производительность выпарки. Осадки на поверхности труб могут возникать с обеих сторон – как со стороны пара, так и со стороны щелока. Осадки со стороны пара представляют собой ржавчину. Коррозия наружной стороны трубок прогрессирует начиная со второго корпуса. Типичный состав осадка со стороны вторичного пара из второго корпуса: $\text{Fe}(\text{SO}_4)_3$ – 25,2 %, FeS_2 – 38,4%, Fe_2O_3 – 36,4 %. Осадок обычно бывает рыхлым, надо удалять его своевременно. Хорошие результаты дает кипячение с белым щелоком.

Осадки со стороны щелока могут быть органического и неорганического характера. Органические осадки содержат мыло и мелкое волокно. Эти осадки легко удаляются кипячением с водой. Минеральные осадки могут иметь различный состав. Чаще всего в составе их обнаруживают сульфат натрия, карбонат натрия, карбонат кальция и иногда силикаты и алюмосиликаты. Осадки сульфата и карбоната натрия удаляются довольно легко при кипячении с водой и не причиняют больших затруднений. Появление на поверхности трубок налета карбоната кальция обычно связано с плохим отстаиванием белого щелока после каустизации. Удаление этого осадка возможно путем промывки щелочевой камеры 5 %-ной соляной кислотой без подогрева.

Наиболее неприятны силикатные и алюмосиликатные осадки, образующие прозрачную тонкую, но очень плотную и твердую корку на поверхности трубок. Для удаления ее рекомендуется применять циркуляцию горячего 20 %-ого раствора бисульфата в течение 3 – 4 ч с последующей просушкой выделяющейся кремнекислоты паром и смывкой ее водой из sprays высокого давления.

Для замедления интенсивности инкрустирования сульфатными осадками кипятильников выпарных аппаратов проф. В. А. Суслов рекомендует поддерживать в черном щелоке не более 6 % Na_2SO_4 от веса растворенного вещества [22]. Устраняется сульфатная накипь кипячением воды, разбавленной соляной кислотой. Для борьбы с силикатной накипью в каустизационном отделе применяют высококачественную известь. Образовавшуюся накипь устраняют 3 – 4-часовой промывкой раствором NaHSO_4 концентрацией 20 % с последующей механической очисткой. Образование органической накипи уменьшается при хорошей организации мылоотделения. Устраняется кипячением воды. Для снижения сульфидной накипи рекомендуется

интенсивный отвод неконденсирующихся газов из парового пространства кипятильников. Сульфидная накипь устраняется суточным кипячением белого щелока, затем кипячением водой с последующим заполнением парового пространства фосфорной кислотой концентрацией 3,5 % и смывкой накипи водой.

В последнее время проводятся работы по исследованию образования накипи при выпаривании в суперконцентраторах.

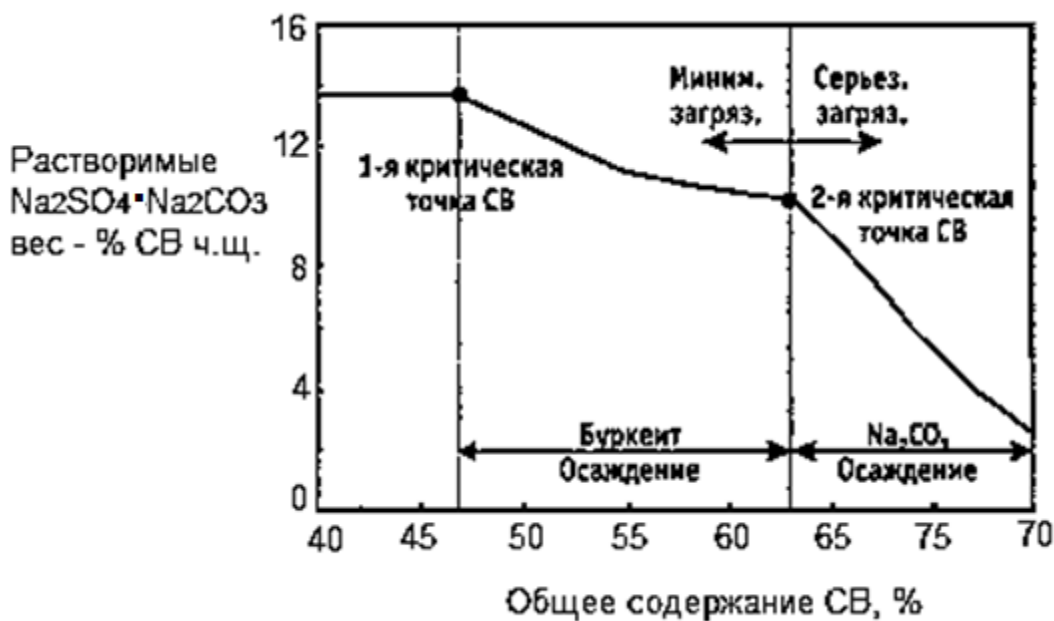


Рис. 9.1. Фазовый состав и критические точки сухих веществ

Существенное влияние на снижение поверхностной плотности теплового потока оказывает слой накипи, который, кроме того, увеличивает гидродинамическое сопротивление движущейся жидкой пленки и нарушает устойчивость гидравлического режима. Слой накипи толщиной 1 мм может понизить коэффициент теплопередачи в 2 раза.

По материалам, представленным фирмой Andritz [24], накипь при выпаривании представляет беркеит ($2\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3$) в области концентраций от 47 до 63 % и соду (Na_2CO_3) – в области 63 – 80 % и более. На рис. 9.1 приведена кинетика кристаллизации содосульфатных осадков в зависимости от концентрации сухих веществ. В соответствии с этим определены критические точки кристаллизации.

Кристофер Л. Верил (США) не разделяет эту точку зрения [46]. Исследовательская работа, выполненная в семидесятые годы в Институте химии бумаги, показала, что образование растворимых отложений в выпарных аппаратах с восходящей пленкой жидкости происходит тогда, когда черный щелок концентрируется выше предела растворимости беркеита, твердого раствора предположительно следующего состава: $(2 \text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3)$. Если

ограничивать получение сухих веществ пределом растворимости беркеита, т. е. приблизительно 50 % общим содержанием сухих веществ, проблемы образования отложений растворимого осадка в значительной степени устраняются. С внедрением технологий с падающей пленкой вновь возникли проблемы, связанные с образованием растворимых отложений, особенно в аппаратах трубчатого типа. Образование отложений в данном случае приводило к проблемам, отличным от возникающих ранее, связанных со свойствами беркеита: начало образования отложений было непредсказуемо. По-видимому, это было связано с большой величиной отношения Na_2CO_3 к Na_2SO_4 в составе черного щелока. Образование отложений происходило с большой скоростью, и работу выпарных аппаратов необходимо было останавливать и через каждые несколько дней производить промывку выпарных аппаратов.

Результаты проведенных лабораторных и пилотных исследований кристаллизационного поведения Na_2CO_3 и Na_2SO_4 в ходе выпаривания черного щелока привели к более четкому пониманию фундаментальных процессов, результатом которых является образование отложений растворимых осадков на теплопередающих поверхностях. При проведении фундаментальных исследований данной проблемы было определено существование прежде неизвестной кристаллической фазы. Этот продукт, названный *бикарбонат сульфат натрия*, представляет собой двойную соль примерного состава: $(2 \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{Na}_2\text{SO}_4)$.

На основе сопоставления характеристик концентратора с ожидаемыми областями кристаллизации для солей беркеита и бикарбоната можно заключить, что бикарбонат проявляет тенденцию к образованию отложений на теплопередающих поверхностях, тогда как для беркеита этого не наблюдается. Имелись определенные сомнения относительно стабильности этой фазы. Однако автор считает, что бикарбонат сульфат натрия может существовать как единственная стабильная фаза в производственных условиях.

Несмотря на различные точки зрения по химическому составу образующихся отложений на поверхностях теплообмена, ведущую роль в поддержании эксплуатационно чистой поверхности, по-видимому, следует отнести к конструкции суперконцентраторов, где обеспечивается промывка теплообменных поверхностей через 4 часа работы конденсатом или промывкой при их непрерывной эксплуатации.

Выпаривание сульфатных и сульфитных щелоков сопровождается интенсивным накипеобразованием на стенках теплопередающих поверхностей. В наиболее тяжелых условиях работают I, II и III корпуса установки. Внутренняя поверхность труб этих корпусов быстро покрывается слоем трудноудаляемой накипи. На наружных стенках кипяточных труб этих корпусов, кроме I корпуса, обогреваемого острым паром, образуется слой резиноподобных отложений органического характера, а также целлюлозного волокна, поддающихся очистке азотной кислотой и щелочью. Для борьбы с образующейся накипью в настоящее время используются следующие способы:

– интенсивная принудительная циркуляция выпариваемого щелока в аппарате;

– применение аппаратов с вынесенной зоной кипения, значительно уменьшающей величину накипи на поверхности теплообмена;

– применение метода затравки, основанного на введении в выпариваемый раствор твердых частиц с развитой поверхностью того же химического состава, что и образующаяся накипь. В этом случае кристаллизация накипеобразующего вещества происходит, как правило, на поверхности частиц затравки, являющихся центрами кристаллизации;

– промывка аппаратов от накипи конденсатом вторичных паров.

Приготовление раствора затравки осуществляется в емкости с мешалкой. Количество затравки для выпарной станции производительностью 150 т/ч по выпаренной воде составляет приблизительно 1,5 м³/ч для станций производительностью 100 т/ч – 1 м³/ч и для станций производительностью 50 т/ч – 0,5 м³/ч.

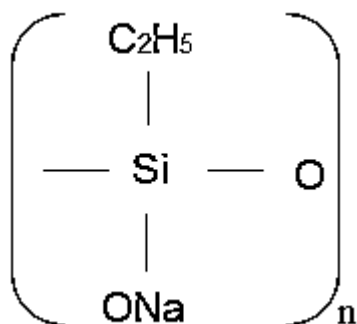
Разновидностью этого метода является регулируемая кристаллизация на основе введения в раствор ингибитора накипеобразования Мах НТ, разработанного фирмой Sytec. Механизм снижения зарастания теплообменной поверхности основан на том, что процесс кристаллизации обратим, если ядра зародышей накипеобразующих компонентов не выросли до критического размера. Мах НТ действует следующим образом: прикрепляется к микроядрам, предотвращает их рост до размеров ядра, тем самым меняет направление процесса кристаллизации на обратное. Таким образом действие Мах НТ состоит в регулируемой блокировке роста кристаллизации накипеобразующих компонентов. В этом случае мы имеем либо подавление процесса кристаллизации, либо получение тонкокристаллических зародышей, имеющих развитую поверхность. В последнем случае эта поверхность играет роль затравки.

Обстоятельные исследования по замедлению интенсивности образования накипи проведены на черных щелоках целлюлозного производства и алюминатных растворах глиноземного производства на основе создания на теплообменных поверхностях жидких антиадгезионных пленок. При выпаривании кристаллизуются содосульфатные отложения как в объеме, так и на теплообменных поверхностях выпарных аппаратов. При нагреве и выпаривании этих растворов на теплообменных поверхностях также образуется алюмосиликатная накипь.

В эксперименте установлена возможность предотвращения образования накипи для широкого спектра накипеобразующих компонентов.

Подходящим ингибитором для этой цели является ингибитор на основе гидрофобизирующей кремнийорганической жидкости полиалкилсиликоната натрия, например ГКЖ-10, которую можно рассматривать как раствор полимера в щелочном растворе.

ГКЖ-10 имеет следующее строение:



Водорастворимые силиконовые соли (метилсиликонат или этилсиликонат или винилсиликонат натрия) сильнощелочные растворы, содержащие 20 – 30 % силиконата. Это обычные соли, но водоотталкивающие пленки, в сухом виде, вероятно, являются уже полимерами и поэтому можно рассматривать эти препараты как растворы полимеров. Исходя из этого, в сильнощелочных средах они растворимы и их можно применять для создания жидких пленок на теплообменных поверхностях, приводящих к уменьшению работы адгезии на границе жидкость-твердое, непосредственно вводя в алюминатный щелочной раствор.

Механизм действия кремнийорганических соединений по замедлению образования накипи представляется следующим образом: полиалкилсиликонат натрия или его продукты взаимодействия с щелочалюминатными растворами, адсорбируясь из теплообменной поверхности, приводят к изменению поверхностных свойств на границе жидкость – твердое тело. Кроме того, образуемая на теплообменной поверхности жидкая пленка кремнийорганической жидкости, обладая хорошими смазочными свойствами и малой работой адгезии, препятствует проникновению осадкообразующего компонента из раствора к поверхности. Однако вследствие малого межмолекулярного взаимодействия в кремнийорганических жидких полимерах (малой величины когезии) молекулы кристаллизующегося раствора, имеющие большую величину когезии, проникают к теплообменной поверхности, вытесняя в локальной ее части часть силикона. При благоприятных условиях из раствора выкристаллизовывается осадок на микрошероховатости этой поверхности. Учитывая относительно большие размеры каждой молекулы кремнийорганического полимера, сила прочностной связи кристалла с поверхностью невелика, так как закрепление происходит в отдельной точке, а не по всей теплообменной поверхности. Для получения желаемого эффекта по замедлению скорости накипеобразования в кристаллизующийся раствор необходимо ввести значительно большее количество силиконата натрия, чем это необходимо для получения насыщенного адсорбционного слоя. Этот избыток может быть найден экспериментально. Экспериментом установлено, что введение в черный щелок до 100 мг/л гидрофобизирующей кремнийорганической жидкости (30 ppm на сухое вещество) позволяет практически полностью исключить образование накипи на поверхностях теплообмена при нагреве и выпаривании. При недостаточном количестве ввода

в раствор кремнийорганической жидкости возможно оголение теплообменной поверхности и закрепление на ней накипи. Рассмотрим причины оголения теплообменной поверхности. Механизм отрыва пленки силикона становится ясным из рассмотрения структуры турбулентного потока.

Современные представления о структуре турбулентного потока сводятся к признанию турбулентного ядра по сечению потока и в пристеночной области – вязкого подслоя, который рассматривается как нестационарное вязкое течение. Оно несет невзаимодействующую турбулентность и постоянно стремится к своему начальному ламинарному состоянию, но периодически разрушается вследствие порождаемой турбулентностью самого потока. При этом имеет место непрерывный обмен жидкими частицами у стенки с основной частью потока. Учитывая малую работу адгезии силиконовой пленки, следует ожидать разрушения адсорбционного слоя. Срыв силикона с поверхности усиливается с увеличением твердой фазы в потоке. Достаточно большой избыток полимера в растворе приводит, по-видимому, к образованию мицелл, уплотненных у поверхности, из которых пополняется возникающий дефицит силикона на ограничивающей поток стенке. Концентрация полимера в растворе должна быть такова, чтобы скорость образования адсорбционного слоя превышала скорость образования кристалла на теплообменной поверхности. На основе изложенных представлений предполагается, что существенное замедление или предотвращение инкрустирования теплообменной поверхности можно достичь при совместном влиянии достаточного избытка полимера против насыщенного адсорбционного слоя типа ГКЖ-10, и гидродинамических факторов, которые могут быть установлены экспериментально.

Предполагается, что введение кремнийорганических жидких полимеров в раствор позволит не только снизить инкрустирование теплообменных поверхностей в процессе концентрации раствора, но и интенсифицировать процессы теплопередачи в целом. Положительный эффект наблюдается при добавлении ГКЖ-10 в конденсирующий пар. Гидрофобизация поверхности приводит к заметной интенсификации процесса теплообмена от конденсирующего пара за счет перехода пленочной конденсации в капельную. Уменьшение удельной свободной поверхностной энергии раствора при добавке в него ГКЖ-10 также приводит к интенсификации теплообмена.

Таким образом, введение ГКЖ-10 в раствор можно рассматривать как эффективное средство замедления или предотвращения накипеобразования на теплообменных поверхностях при выпаривании раствора сульфатного производства.

При выпаривании растворов черных щелоков, насыщенных органическими соединениями, часто наблюдается пенообразование, что создает серьезные трудности при эксплуатации. Известно, что силиконы являются полезными пеногасителями, причем разрушение пены достигается при весьма низких концентрациях силикона.

Полиэтилсиликоновые жидкости также обладают хорошей смазывающей способностью. В связи с этим их, по-видимому, можно применять не только как антиадгезионное вещество, но и как антикоррозийное [43, 49 – 56, 60, 62].

ГЛАВА 10. ОСНОВЫ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ПРОЦЕССОВ ВЫПАРИВАНИЯ

Процессы в производствах материалов, станков и инструментов, железнодорожном и автомобильном транспорте, жилищно-коммунальном хозяйстве, генерации энергии, производствах химической технологии и других являются энергоемкими и занимают ведущий сектор в потреблении топливно-энергетических ресурсов страны.

Среди крупных потребителей энергии следует выделить процессы химической технологии, в том числе производства целлюлозы, бумаги, глинозема, пищевой, химической промышленности и др. В этих процессах потребление топлива, водяного пара и электроэнергии составляет до 80 % и выше в себестоимости переработки сырья на конечные продукты. Между тем степень использования потребляемой энергии незначительна. Высокую энергоемкость этих процессов определяет низкий уровень их термодинамического совершенства.

За последние 100 лет бурными темпами развивались процессы и аппараты энергогенерирующих установок. Достигнуты впечатляющие результаты: величина КПД энергетических котлов близка к теоретически возможной при большой единичной мощности, освоены процессы на основе парогазовых циклов, совершенствовались процессы атомных электростанций. Однако в сфере потребления энергии работы велись с низкой эффективностью. Во многом сложившееся положение является следствием сложности стоящих задач.

Если в сфере генерации энергии КПД современных тепловых процессов можно увеличить на доли или, в лучшем случае, на единицы процентов, то в сфере потребления, как показывают исследования, КПД может быть увеличен на десятки процентов, и достигать величины до 90 % и больше. Именно поэтому в сфере потребления энергии очень высока эффективность капитальных вложений в энергосбережение.

При развитии производства, как правило, принимают решение по развитию энергетических мощностей. В то же время применение научно обоснованных энергосберегающих технологий в сфере потребления энергии часто обеспечивает наращивание мощностей по выпуску продукции без ввода дополнительных капиталоемких энергетических мощностей (котлов, ТЭЦ и т. д.).

В течение длительного времени промышленная теплоэнергетика в сфере теплоснабжения развивалась по экстенсивному пути. Задачи по наращиванию производственных мощностей в большинстве случаев связывались с эквивалентным наращиванием энергетических мощностей. Установкой новых современных промышленных котельных или ТЭЦ кардинально не решалась задача рационального энергосбережения.

Тем временем в научно обоснованной тепловой схеме технологического процесса при существенно меньших капитальных затратах часто удается повысить термодинамический КПД технологического процесса на десятки

процентов. Именно поэтому в последнее время руководство страны обращает значительное внимание на решение проблем энергосбережения как в промышленности, так и в жилищно-коммунальной сфере. Поставленная цель возможна лишь при интенсивном развитии промышленной теплоэнергетики в сфере потребления теплоты.

Практическое достижение этой цели возможно при разработке научных основ энергосбережения. Такой подход к энергосбережению включает, прежде всего, термодинамический анализ существующих или проектируемых систем, разработку тепловых схем на его основе, оптимизацию параметров, интенсификацию процессов теплопередачи и освоение или разработку новых типов теплообменной аппаратуры. Для процессов химической технологии особенно важным является учет особенностей технологического процесса.

В настоящее время направление промышленной теплоэнергетики, связанное с термодинамическим анализом и разработкой рациональных тепловых схем, определено таким термином, как **«энергетика теплотехнологий»**.

С нашей точки зрения, такое определение малоинформативно. Действительно, из такого определения следует, что это направление связано с изучением энергетических процессов. «Теплотехнология» состоит из двух слов: «тепло» и «технология». Как известно, теплота и работа представляют собой две, с точки зрения термодинамики, единственно возможные формы передачи энергии от одного тела к другому. В случае передачи энергии между взаимодействующими потоками и окружающей средой происходит передача энергии в форме теплоты. Таким образом «энергетика теплотехнологий» определяет изучение процессов передачи энергии в форме теплоты. Что касается термина «технология», то он вообще никак не определен.

В настоящей работе рассматриваемое направление определено как **«технология теплоты»**. Под «технологией теплоты» понимается технология (последовательность операций, способ) взаимодействия тепловых и материальных потоков в термодинамической системе и пути ее реализации. Под термодинамической системой понимаются процессы, где осуществляется передача энергии в форме теплоты. Это могут быть процессы химической технологии, процессы генерации теплоты и др.

Однако понятие «технология теплоты» не ограничивается лишь оценкой степени термодинамической эффективности процесса и определением путей ее совершенствования. Оно включает также и другие сопряженные с этим процессом аспекты для реализации тепловой схемы с низкими энергозатратами: разработка высокоинтенсивных технологий и аппаратуры, статическая и динамическая оптимизация их параметров, экологическая безопасность технологических процессов.

Первым этапом создания высокоэффективных теплотехнических решений является анализ существующей или проектируемой системы с точки зрения степени ее термодинамического совершенства. Для этого используют методы материального, теплового и эксергетического балансов. Результатом такого анализа являются абсолютная и относительная оценка степени

термодинамического совершенства теплоиспользующей технологической системы и формулирование термодинамических требований к ней.

Теоретической базой процесса энергосбережения является **эксергетический метод** анализа действующих или проектируемых технологических систем. Составленный на основе первого и второго законов термодинамики, он позволяет выполнить как относительную (эксергетический КПД), так и абсолютную оценку степени термодинамического совершенства системы. При анализе учитывают затраченную эксергию и получаемый при этом эксергетический КПД. Задача состоит в том, чтобы подведенная эксергия в анализируемую систему была минимальной и реализовывалась с максимально возможным эксергетическим КПД.

Сформулированные на этой основе термодинамические требования могут быть положены в основу модернизации существующей или синтеза принципиально новой технологической схемы производства с низкими затратами энергии.

Вторым этапом исследований является разработка теплотехнических и технологических решений, удовлетворяющих этим требованиям. Этот этап включает разработку высокоэффективных схем регенерации теплоты и удовлетворяющих им теплообменных процессов и установок. Рассматривается возможность исключения технологических установок, процессы в которых определяют низкий эксергетический КПД технологической системы. В некоторых случаях эффективным оказывается совмещение процессов, реализуемых в нескольких установках, в одной установке. Одним из важнейших технических приемов рационального теплоиспользования является изыскание возможности сокращения материальных взаимодействующих потоков. Например, сокращение расхода воды в технологическом процессе производства целлюлозы напрямую связано с уменьшением ее количества при выпаривании в энергоемкой технологической установке.

Третьим этапом по созданию технологической схемы с рациональным теплоиспользованием является оптимизация параметров технологической теплоиспользующей схемы. В качестве критерия оптимальности, как правило, принимают минимум себестоимости получения целевого продукта. В качестве целевой функции может выступать минимум тепловой переработки исходных потоков (для рассматриваемой части технологического процесса) или производство конечного продукта в целом.

В настоящее время эксергетический КПД взаимодействующих тепловых потоков в химико-технологических процессах может колебаться в широких интервалах (от 20 до 80 %). Технологическую схему можно считать удовлетворяющей современным требованиям при эксергетическом КПД 80 % и выше [64 – 82].

10.1. Метод тепловых балансов

В настоящее время при анализе тепловых схем технологических процессов принимался во внимание лишь первый закон термодинамики. В качестве абсолютной меры степени термодинамического совершенства технологической системы принята величина подвода энергии от внешнего источника. При таком подходе молчаливо принимается, что все выходящие из системы тепловые потоки отводятся в окружающую среду, т. е. не участвуют в процессе теплопередачи и не могут совершить полезную работу. В качестве относительной меры термодинамического совершенства здесь выступают тепловые и термические КПД. Отметим, что использование термического КПД часто бывает очень полезным для получения рабочих формул в наглядном и кратком виде. Являясь частным случаем закона сохранения массы и энергии, первый закон термодинамики не может дать ответа о степени термодинамического совершенства как отдельного теплоиспользующего элемента, так и схемы в целом.

Основным недостатком всех работ по рациональному использованию энергии как на стадии анализа тепловых процессов технологических схем, так и на стадии оптимизации параметров энерготехнологической системы является ограничение использованием метода баланса энергии, т. е. по существу первого закона термодинамики. Являясь частным случаем закона сохранения массы и энергии, первый закон термодинамики не может дать ответа о степени термодинамического совершенства как отдельного элемента, так и системы в целом. В качестве критерия, используемого для оценки термодинамического совершенства по этому методу, применяют различного рода «тепловые» КПД. Рассмотрим [10] некоторые из них.

$$\eta_i = \frac{Q_2}{Q_1}, \quad (10.1)$$

где η_i – КПД теплоиспользующего аппарата; Q_2 , Q_1 – отведенная и подведенная энергия в технологическом процессе.

Для суждения о степени использования вторичных энергоресурсов рекомендуется «коэффициент использования тепла» с учетом вторичных энергоресурсов

$$\eta_i = \frac{Q_2 + Q_u}{Q_1}, \quad (10.2)$$

где Q_u – энергия, использованная для каких либо производственных или бытовых нужд, не связанных с технологическим процессом теплоиспользующей установки. При этом допускается, что такой КПД может быть как меньше, так и больше единицы. Но КПД по определению не может быть больше единицы.

Большое распространение для анализа термотехнологических систем [11] нашел применение температурный КПД теплообменника:

$$\eta_i = \frac{Q_{1,2}}{Q_{\max}} = \frac{W_e(t_{e1} - t_{e2})}{W_{\min}(t_{e1} - t_{x1})} = \frac{W_x(t_{x2} - t_{x1})}{W_{\min}(t_{e1} - t_{x1})}, \quad (10.3)$$

где Q_{\max} – максимально возможное значение теплового потока, который может быть передан только в идеальном противоточном теплообменнике с бесконечно большой поверхностью теплообмена, а именно:

$$Q_{\max} = W_x(t_{e1} - t_{x1}), \text{ если } W_x < W_e \text{ или } Q_{\max} = W_e(t_{e1} - t_{x1}), \text{ если } W_e < W_x,$$

где W_e, W_x – водяной эквивалент горячей и холодной жидкости, соответственно; W_{\min} – наименьшее значение водяного эквивалента взаимодействующих потоков; $t_{e1}, t_{e2}, t_{x1}, t_{x2}$ – температура горячей и холодной жидкости на входе и выходе из теплообменника, соответственно.

Общим недостатком рассмотренных КПД является невозможность полного анализа степени термодинамического совершенства теплопроцессов. Составленные на основе закона сохранения энергии они лишь определяют степень совершенства изоляции оборудования и в лучшем случае тенденцию КПД теплопроцесса (и не во всех случаях).

При рассмотрении сложных химико-технологических систем, как например, производство целлюлозы, имеет место ряд процессов, где часть теплового потока вводится или выводится за пределы анализируемой системы для его использования в других установках производственного цикла. В принятом методе теплового баланса молчаливо допускается, что выходящие тепловые потоки являются потерянными для их последующего использования. В противном случае выводимый из анализируемой схемы тепловой поток необходимо вычесть из подводимого, что для термодинамического анализа имело бы ограниченную информацию.

10.2. Эксергетический метод анализа

При анализе термодинамических систем необходимо учитывать, наряду с первым, второй закон термодинамики. **Метод термодинамического анализа, учитывающий при анализе технологических систем как первый, так и второй закон термодинамики, называется эксергетическим.** Этот метод термодинамического анализа основан на введении понятия термодинамических потенциалов. Обоснованно выбранные термодинамические потенциалы позволяют определить работоспособность потоков вещества и энергии в любой точке рассматриваемой системы.

Большое значение при этом методе анализа приобретает окружающая технические системы среда. Следует отметить, что все реальные технические процессы происходят в условиях взаимодействия с окружающей средой. Окружающая среда характеризуется тем, что ее параметры не зависят от параметров рассматриваемой системы и в большинстве задач могут считаться

постоянными. Примерами такой среды могут быть атмосфера, морская вода, космическое пространство.

Понятие энергии как общей меры движения материи в рассматриваемой системе недостаточно при решении технических задач. Техническая ценность энергии зависит не только от ее собственных параметров и формы, но и от параметров окружающей среды. Таким образом не всякая энергия и не при всех условиях может быть целиком пригодна для практического использования.

С этой точки зрения во всех энергетических превращениях, обеспечивающих работу технических систем, может использоваться энергия двух видов:

- энергия, полностью превратимая в любой другой вид энергии, независимо от параметров окружающей среды – **«организованная»** форма энергии. Это, например, механическая, электрическая или химическая энергия;

- энергия, которая не может быть полностью превращена в другой вид энергии; ее превратимость определяется как собственными параметрами, так и параметрами окружающей среды – **«неорганизованная»** форма энергии. Например, энергия, передаваемая в виде теплового потока, энергия излучения и т. д.

На основании изложенного, возникла необходимость введения общей меры для всех видов энергии, характеризующей способность их преобразования в другие виды организованной энергии. Такая мера превратимости была названа **эксергией системы**.

Эксергия системы в данном состоянии измеряется количеством механической или другой полностью превратимой энергии, которая может быть получена от системы в результате ее обратимого перехода из данного состояния в состояние равновесия с окружающей средой. Та часть энергии системы, которая не может быть превращена в организованную энергию, получила название **анергии**.

Таким образом, при определении эксергии объектом рассмотрения являются, прежде всего, сама система, затем окружающая среда и, наконец, внешние объекты в окружающей среде, которые могут служить источниками или приемниками энергии. Эксергия, как и энергия системы, в каждом данном состоянии имеет фиксированное значение.

Взаимодействие системы с окружающей средой может проходить как обратимо (идеальный процесс), так и необратимо (реальный процесс). В идеальном обратимом процессе будет получена работа, равная убыли эксергии. В реальном процессе работа будет меньше, чем убыль эксергии, так как часть эксергии исчезнет, будет потеряна.

Таким образом, если взаимодействие системы и окружающей среды протекает необратимо с возрастанием энтропии, то эксергия системы уменьшается. Сопоставление свойств энергии и эксергии представлено в табл. 10.1.

Таблица 10.1 – Сопоставление свойств энергии и эксергии

Энергия системы	Эксергия системы
Зависит только от параметров системы и не зависит от параметров окружающей среды	Зависит как от параметров системы, так и от параметров окружающей среды
Всегда имеет величину, отличную от нуля	Может иметь величину, равную нулю (при полном равновесии параметров системы и окружающей среды)
Подчиняется закону сохранения энергии в любых процессах и уничтожаться не может	Подчиняется закону сохранения только при обратимых процессах; в реальных необратимых процессах уничтожается частично или полностью
Преобразование одних форм в другие ограничено по условиям второго закона термодинамики для всех процессов, в том числе и обратимых	Преобразование одних форм в другие не ограничено по условиям второго закона термодинамики для обратимых процессов

Разность значений общей величины эксергии $\sum E_{вх}$, вводимой в данную систему (установку), и величины эксергии $\sum E_{вых}$, выводимой из нее, определяют суммарную величину $\sum \Pi$ потерь от необратимости в системе:

$$\sum E_{вх} - \sum E_{вых} = \sum \Pi \geq 0. \quad (10.4)$$

Рассмотрим некоторую техническую систему (рис. 10.1).

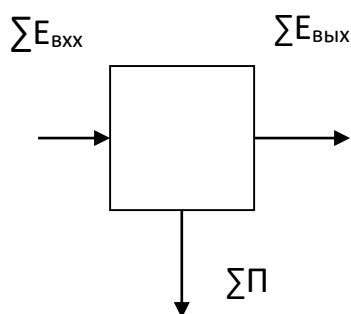


Рис. 10.1. Эксергетический баланс системы

Только в обратимых процессах $\sum E_{вх} = \sum E_{вых}$ и $\sum \Pi = 0$, так как отсутствует диссипация энергии.

В этом эксергия аналогична энтропии, возрастание которой в замкнутой системе также отражает потери от необратимости. Однако практическое преимущество эксергии состоит в том, что ее уменьшение дает сразу значение потерь превратимой энергии – как абсолютное, так и относительное.

Отношение эксергии $\sum E_{\text{вых}}$, отводимой из системы, к подведенной эксергии $\sum E_{\text{вх}}$ представляет собой **эксергетический КПД**, который характеризует степень приближения системы к идеальной:

$$\eta_e = \frac{\sum E_{\text{вых}}}{\sum E_{\text{вх}}} = \frac{\sum E_{\text{вх}} - \sum \Pi}{\sum E_{\text{вх}}} = 1 - \frac{\sum \Pi}{\sum E_{\text{вх}}}. \quad (10.5)$$

В системе с идеальными процессами $\eta_a = 1$, для системы с реальными процессами $\eta_e < 1$.

Потери $\sum \Pi$ делятся на две группы по их локализации:

1) внутренние потери – Π_i , связанные с необратимостью процессов, протекающих внутри системы (трение в машинах и устройствах, гидравлическое сопротивление, дросселирование, тепломассообмен при конечных температурных напорах и др.);

2) внешние потери – Π_e , связанные с условиями взаимодействия системы с окружающей средой и другими источниками и приемниками энергии (потери через тепловую изоляцию, потери с продуктами, выходящими из установки, эксергия которых не используется и др.).

Внутренние и внешние потери можно разделить при помощи формулы (10.4). Если в ней приняты значения эксергии, взятые по параметрам самой установки, полученные значения $\sum \Pi$ будут соответствовать только внутренним потерям. Если в уравнение (10.4) входят значения эксергии, отдаваемой и получаемой внешними источниками, то $\sum \Pi$ включает и внешние, и внутренние потери.

Деление потерь на внутренние и внешние связано с различными путями их уменьшения. Внутренние потери связаны с несовершенством отдельных элементов, составляющих анализируемую установку, или процессов в этих элементах. Внешние потери определяются в основном несоответствием между процессом в целом и внешними условиями его проведения, а также несоответствием между отдельными элементами, составляющими технологическую схему.

Путем последовательного применения уравнения (10.4) к отдельным элементам установки можно установить распределение в них внутренних и внешних потерь. Для стационарного процесса уравнение (10.4) имеет вид:

$$\sum \Pi_i + \sum \Pi_e = \sum E_{\text{вх}} - \sum E_{\text{вых}}. \quad (10.6)$$

Для составления эксергетического баланса системы необходимо изучить метод определения эксергии для энергии тех видов, которые встречаются в технических системах.

10.3. Эксергетический КПД сложной термодинамической системы

В предлагаемом методе термодинамического анализа делается попытка устранить недостатки, характерные для изложенных выше методов.

Предлагается рассматривать теплотехнологическую схему как сложную термодинамическую систему, где взаимодействуют энергетические потоки в процессах нагрева, охлаждения, выпаривания и т. д. Во многих случаях такое допущение вполне оправдано. Тогда нас будут интересовать не абсолютные значения эксергий, а приращения эксергетических тепловых потоков. Этот метод можно назвать методом приращения эксергетических потоков. Рассмотрим основные закономерности этого метода.

В процессе энергетического взаимодействия потоков друг с другом и с окружающей средой происходит передача энергии материальных потоков с наименьшей температурой в системе окружающей среде. Действительно, согласно второму закону термодинамики, эта энергия не может быть передана остальным рабочим телам с большей температурой, т. е. является бесполезной в данной системе и переходит в окружающую среду.

Рассмотрим стационарную, закрытую, термически изолированную систему (рис. 10.2), отдающую энергию Q_2 с температурой T_2 (низшая температура в системе) в окружающую среду (с температурой $T_{o.c}$), а также потребляющую извне энергию направленного движения Q_1 и в общем случае энергию окружающей среды $Q_{o.c}$.

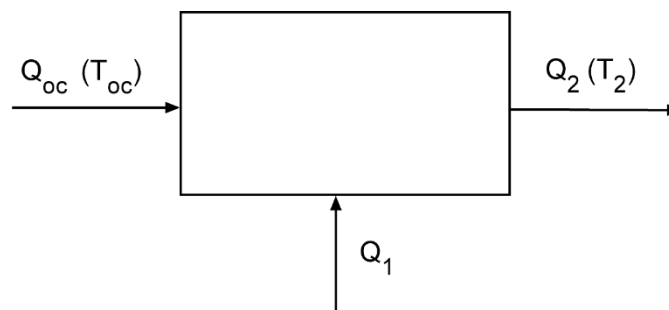


Рис. 10.2. Термодинамическая система

По первому закону термодинамики имеем:

$$Q_2 = Q_1 + Q_{o.c}. \quad (10.7)$$

Далее, по определению энтропии, приращение энтропии системы равно:

$$\Delta S_c = S_{\text{вых}} - S_{\text{вх}} = \frac{Q_2}{T_2^T} - \frac{Q_{o.c}}{T_{o.c}}, \quad (10.8)$$

где $S_{\text{вх}}$, $S_{\text{вых}}$ – энтропии материальных потоков на входе и выходе из системы; T_2^T – среднетермодинамическая температура (при выборе в качестве точки отсчета температуры $T_{o.c}$); $T_{o.c}$ – температура окружающей среды.

Из (10.7) с учетом (10.8) находим:

$$Q_1 = T_{o.c} \cdot \Delta S_c + Q_2 \left(1 - \frac{T_{o.c}}{T_2^T} \right). \quad (10.9)$$

Полученное выражение показывает, что при $T_2^T = T_{o.c}$, т. е. при обратимом энергообмене с окружающей средой, потребляемая извне энергия (Q_{\min}) минимальна и компенсирует только потери от внутренней необратимости теплопроцессов в системе, т.е.:

$$Q_{\min} = T_{o.c} \cdot \Delta S_c = P_i. \quad (10.10)$$

Уравнение (10.10) выражает закон Гюи-Стодолы. Величина $Q_2 \left(1 - \frac{T_{o.c}}{T_2^T} \right)$

определяет потери эксергии от внешней необратимости.

Выведенные соотношения для общих затрат энергии в систему (10.9) и минимальных затрат (10.10) позволяют абсолютно оценить (через подвод энергии от внешнего источника) термодинамическое совершенство системы.

Термодинамический анализ технологических систем диктует необходимость относительной оценки степени термодинамического совершенства, т. е. термодинамического (эксергетического) КПД. Он может быть получен с использованием понятия эксергии теплового потока термодинамической системы.

Эксергия теплового потока E_q при температуре T определяется количеством работы, которое может быть получено или должно быть затрачено в обратимом процессе переноса энтропии, характеризующей данный тепловой поток, на уровень температуры окружающей среды. Эта термодинамическая функция характеризует не энергию теплового потока, а его максимально возможную работу, которую этот поток может совершить вне рассматриваемой системы. Следует подчеркнуть, что возможная работа теплового потока не является материальной величиной, поэтому для нее закон сохранения энергии не справедлив. Однако учет потерь от необратимости процессов (эксергетических потерь) позволяет составлять ее баланс и, следовательно, открывает возможность определения эксергетического КПД.

Математическое выражение для эксергии теплового потока в условиях изобарического процесса \dot{A}_q может быть представлено в виде:

$$E_q = (h - T_{o.c} \cdot S) - (h_{o.c} - T_{o.c} \cdot S_{o.c}). \quad (10.11)$$

Выразим приращение энтропии через среднетермодинамическую температуру потока T^T :

$$S - S_{o.c} = \frac{(h - h_{o.c})}{T^T}, \quad (10.12)$$

тогда:

$$E_q = (h - h_{o.c}) \left(1 - \frac{T_{o.c}}{T^T} \right). \quad (10.13)$$

Для анализа блоков (части) термодинамической системы удобно пользоваться приращением эксергии, полученным при термическом взаимодействии материальных потоков:

$$(\Delta E_q)_m = G [(h_1 - h_2) - T_{o.c.} (S_1 - S_2)] \quad (10.14)$$

или с учетом (10.13):

$$(\Delta E_q)_m = G (h_1 - h_2) \cdot \left(1 - \frac{T_{o.c.}}{T_m^T}\right), \quad (10.15)$$

где h_1, S_1, h_2, S_2 – энтальпия и энтропия подвода и отвода энергии от материальных потоков в анализируемом блоке системы; G – массовый расход потока; T_m^T – среднетермодинамическая температура отвода теплового потока в m -м блоке термодинамической системы.

Абсолютная оценка термодинамического совершенства выражается через эксергетические потери. Эксергетические потери можно определить как разность между суммами всех входящих в узел эксергий и выходящих из него:

$$\Pi = \sum_{m=1}^{m=N} (\Delta E_q)_m - \sum_{m=1}^{m=L} (\Delta E_q)_m. \quad (10.16)$$

Эксергетические потери – абсолютная мера необратимости процесса. Она также численно равна возрастанию энтропии участвующих в процессе взаимодействия материальных потоков с учетом температуры окружающей среды:

$$\Pi = T_{o.c.} \left(\sum_{\text{ВЫХ}} (G_i S_i) - \sum_{\text{ВХ}} (G_i S_i) \right), \quad (10.17)$$

где G_i, S_i – расход и соответствующая ему энтропия i -го потока на выходе и входе в узел взаимодействия.

В качестве относительной характеристики термодинамического совершенства процесса выступает эксергетический КПД. Составленный на основе классических законов термодинамики (первого и второго), эксергетический КПД характеризует степень необратимости процессов. Определение эксергетических КПД теплоиспользующих элементов системы позволяет выявить процессы, характеризующиеся большей необратимостью, наметить пути по уменьшению или ликвидации этой необратимости.

Эксергетический КПД определяется как отношение воспринятой в теплопроцессе пригодной для дальнейшего технического использования энергии к подводимой, пригодной для технического использования энергии, т. е. как отношение приращения эксергий.

Эксергетический КПД теплообменного аппарата η_e^T можно выразить следующим образом:

$$\eta_e^T = \frac{\Delta E_{qn}}{\Delta E_{qo}} \quad (10.18)$$

или

$$\eta_e^T = \frac{1 - \frac{T_{o.c}}{T_n^T}}{1 - \frac{T_{o.c}}{T_o^T}}, \quad (10.19)$$

где ΔE_{qn} и ΔE_{qo} – приращение эксергии нагреваемого и охлаждаемого потоков при энергетическом взаимодействии; T_n^T и T_o^T – среднетермодинамическая температура нагреваемого и охлаждаемого потоков.

Эксергетический КПД сложной системы η_e можно определить как отношение суммарного приращения эксергий всех нагреваемых потоков к суммарному приращению эксергий всех охлаждаемых потоков:

$$\eta_e = \frac{\sum \Delta E_{qn}}{\sum \Delta E_{qo}}. \quad (10.20)$$

Найдем связь η_e сложной тепловой схемы с η_{em} составляющих ее локальных элементов. По определению, для m -го элемента сложной тепловой схемы имеем:

$$\eta_{em} = \frac{(\sum \Delta E_{qn})_m}{(\sum \Delta E_{qo})_m}. \quad (10.21)$$

Для сложной тепловой схемы:

$$\eta_e = \frac{\sum_m (\sum \Delta E_{qn})_m}{\sum_m (\sum \Delta E_{qo})_m}. \quad (10.22)$$

Введем понятие отношения доли затраченной эксергии в m -м локальном элементе тепловой схемы к суммарным затратам эксергии во всей тепловой схеме:

$$\gamma_m = \frac{(\sum \Delta E_{qo})_m}{\sum_m (\sum \Delta E_{qo})_m}. \quad (10.23)$$

Тогда из (10.22) с учетом (10.23) после несложных математических преобразований получим:

$$\eta_e = \sum_m \frac{(\sum \Delta E_{qn})_m}{\sum_m (\sum \Delta E_{qo})_m} = \sum_m (\eta_{em} \gamma_m). \quad (10.24)$$

В реальных тепловых схемах наряду с потерями эксергии при энергообмене между материальными потоками, обусловленными градиентом температур, в общем случае происходят потери эксергии с материальными потоками при их взаимодействии с окружающей средой, отводе энергии теплового потока через изолированные и неизолированные участки оборудования, а также при адиабатическом дросселировании. Эти затраты эксергии следует относить ко всей тепловой анализируемой схеме, так как они являются суммарным следствием деградации энергии в процессах всех теплоиспользующих элементов.

Для оценки влияния отдельных составляющих на общий эксергетический КПД схемы целесообразно ввести понятия коэффициента использования энергии материальных потоков – φ_i ; коэффициента, учитывающего отвод энергии через поверхность оборудования – φ_Q и коэффициента, учитывающего потери эксергии в результате дросселирования потоков без изменения агрегатного состояния – $\varphi_{др}$:

$$\varphi_i = \frac{\sum_m (\sum \Delta E_{q_0})_m}{\sum_m (\Delta E_{q_0})_m + \sum \Delta E_{q_{омп}}}; \quad (10.25)$$

$$\varphi_Q = \frac{\sum Q}{\sum Q'}; \quad (10.26)$$

$$\varphi_{др} = \frac{\sum_m (\sum \Delta E_{q_0})_m + \sum \Delta E_{q_{омп}}}{\sum_m (\sum \Delta E_{q_0})_m + \sum \Delta E_{q_{омп}} + \sum \Delta E_{q_{др}}}, \quad (10.27)$$

где $\Delta E_{q_{омп}}$ – приращение эксергии охлаждаемого материального потока; $\Delta E_{q_{др}}$ – приращение эксергии в результате дросселирования потоков; Q и Q' – соответственно, воспринятый и переданный тепловые потоки.

Тогда эксергетический КПД сложной системы с учетом отвода теплоты в окружающую среду и дросселирования потоков можно записать:

$$\eta_e = \eta'_e \cdot \varphi_i \cdot \varphi_Q \cdot \varphi_{др}, \quad (10.28)$$

где η'_e – КПД системы в адиабатическом процессе.

10.4. Построение эксергетических диаграмм по методу приращений эксергетических тепловых потоков

В настоящее время много внимания уделяется вопросам энергосбережения в технологических процессах. Для получения тепловых схем с высоким термодинамическим совершенством необходимо научно обоснованно проанализировать существующий или проектируемый технологический процесс, используя при этом первый и второй законы термодинамики. Этот анализ можно осуществить по предложенному методу приращения эксергий в процессах переноса теплоты. По результатам такого анализа нетрудно сформулировать требования к повышению термодинамического совершенства системы.

Как показывает выполненный авторами эксергетический анализ достаточно большого количества технологических схем, их эксергетический КПД относительно невысок и составляет не более 50 – 60 % против возможных 85 – 90 %. При этом требования к термодинамическому совершенству системы

часто не ограничиваются теплотехническими решениями, но и диктуют требования к совершенствованию технологических процессов.

Результаты эксергетических расчетов сложных систем часто труднообозримы. Наглядное представление результатов эксергетического расчета можно получить из эксергетических диаграмм.

Методическое построение эксергетических диаграмм на основе приращения эксергий тепловых потоков состоит в следующем: приращения эксергий потоков в отдельных теплоиспользующих элементах сложной термодинамической системы соединяются на диаграмме потоками, т. е. полосами, ширина которых в относительных единицах определяет величины затраченного и воспринятого приращений эксергий. Общее суммарное затраченное приращение эксергий во всех теплоиспользующих элементах сложной системы технологического процесса принимается за 100 %.

Рассмотрим некоторую термодинамическую систему с регенерацией. В каждый узел регенеративного контура подводится **относительная затраченная эксергия (γ)**, численно равная отношению приращения затраченной в рассматриваемом теплопроцессе эксергии к общей затраченной эксергии в установке. Эта величина уменьшает общий поток относительной располагаемой эксергии в установке. В результате энергетического взаимодействия материальных потоков в i -м теплопроцессе часть эксергии от одних потоков переходит к другим потокам. На соответствующую величину воспринятой эксергии (меньшую, чем затраченную) увеличивается поток располагаемой эксергии.

Относительная воспринятая эксергия потока (λ) в теплоиспользующем узле численно равна отношению приращения в рассматриваемом теплопроцессе воспринятой эксергии к суммарному затраченному приращению эксергии в системе.

Отношение относительной воспринятой эксергии в теплоиспользующем элементе к относительной затраченной эксергии в нем определяет эксергетический КПД процесса в этом элементе.

Таким образом, в результате взаимодействия материальных потоков в i -м теплопроцессе общая затраченная эксергия в системе уменьшается на величину эксергетических потерь в нем. Суммарное взаимодействие тепловых потоков во всех звеньях термодинамической системы определяет общие эксергетические потери в системе, приводящие к уменьшению относительного располагаемого приращения эксергии. Остаточная величина от относительной располагаемой эксергии в результате энергетического взаимодействия потоков в системе характеризует на диаграмме ее суммарный эксергетический КПД.

На эксергетической диаграмме потоков первый закон термодинамики находит свое отражение в том, что сумма потоков эксергий и анергий остается постоянной. Второй закон термодинамики проявляется в уменьшении приращения эксергии (сужении ширины полосы на диаграмме) при возникновении эксергетических потерь.

Алгоритм построения эксергетических диаграмм

Для построения диаграммы эксергетических тепловых потоков необходимо:

- 1) составить математическую модель на основе тепловых балансов теплотехнологической схемы с определением приращений тепловых потоков в правой и левой части по всем теплоиспользующим элементам;
- 2) по каждому теплоиспользующему элементу:
 - составить принципиальную схему тепловых потоков и их структурную схему;
 - составить тепловой баланс энергии в форме теплоты;
 - составить баланс эксергий тепловых потоков;
- 3) определить сумму приращений затраченных и воспринятых эксергий по всем теплоиспользующим элементам тепловой схемы.

Для построения диаграммы изменений приращений эксергий тепловых потоков примем во внимание следующие соотношения:

– относительная величина суммы приращений затраченных эксергий по всем элементам теплотехнологической схемы к общему приращению затраченных эксергий $\frac{\Sigma \Delta E_{qoo}}{\Delta E_{qo}}$ составляет 100 %;

– относительная величина затраченного приращения эксергии в i -м элементе к суммарному затраченному приращению эксергии в системе:

$$\gamma_i = \frac{\Delta E_{qoo}}{\Sigma \Delta E_{qoo}}; \quad (10.29)$$

– отношение доли воспринятого приращения эксергии в i -м элементе к суммарному затраченному приращению эксергии в системе:

$$\lambda_i = \frac{\Delta E_{qnn}}{\Sigma \Delta E_{qoo}}. \quad (10.30)$$

Эксергетический КПД i -го элемента:

$$\eta_{ei} = \frac{\lambda_i}{\gamma_i}. \quad (10.31)$$

Эксергетический КПД теплотехнологической схемы:

$$\eta_e = \Sigma \lambda_i \quad (10.32)$$

или

$$\eta_e = \Sigma (\eta_{ei} \cdot \gamma_i). \quad (10.33)$$

На основе выполненных расчетов строим диаграмму эксергетических потоков, из которой получают следующую информацию:

- эксергетический КПД каждого элемента теплотехнологической схемы и общий эксергетический КПД тепловых процессов системы;
- связь КПД каждого элемента теплотехнологической схемы с КПД теплотехнологической схемы;
- значение затраченной эксергии в теплоиспользующем элементе при его эксергетическом КПД.

Целью термодинамического анализа на основе эксергий тепловых потоков является определение «узких» мест в организации теплопроцессов, определяющих КПД теплотехнологической схемы с целью формулирования требований к повышению термодинамической эффективности анализируемой теплотехнологической системы.

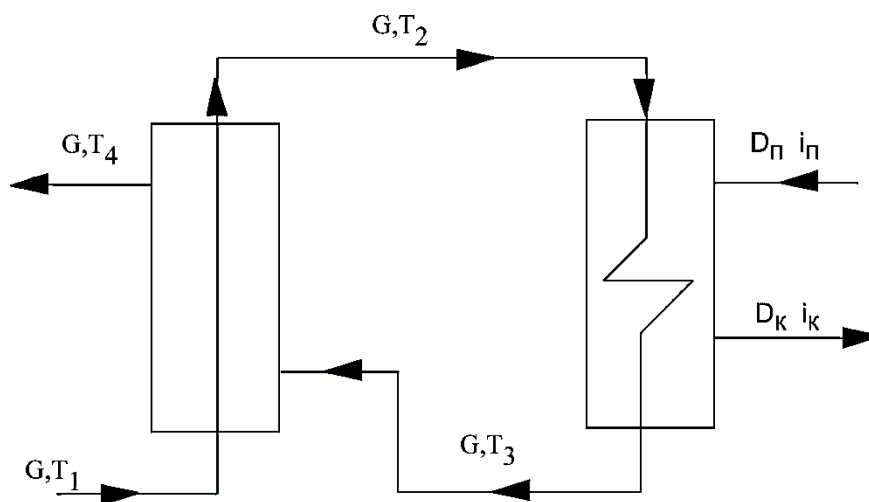


Рис. 10.3. Термодинамическая система с регенеративным контуром

Расчет термодинамической системы с регенеративным контуром

В качестве примера рассмотрим простую термодинамическую систему с регенеративным контуром (рис. 10.3).

Жидкость с расходом G и температурой T_1 поступает в рекуперативный теплообменник регенеративного контура, где нагревается до температуры T_2 , после чего догревается до температуры T_3 паром с ТЭЦ в рекуперативном теплообменнике активного контура и вновь направляется в рекуперативный теплообменник регенеративного контура, откуда выходит с температурой T_4 .

На рис. 10.4 приведена диаграмма эксергетических потоков рассматриваемой системы. На этой диаграмме относительная величина суммы приращений затраченных эксергий в регенеративном $\Delta E_{q_0}^p$ и активном $\Delta E_{q_0}^a$ контурах к общему приращению затраченных эксергий ΔE_{q_0} принята равной 100 %.

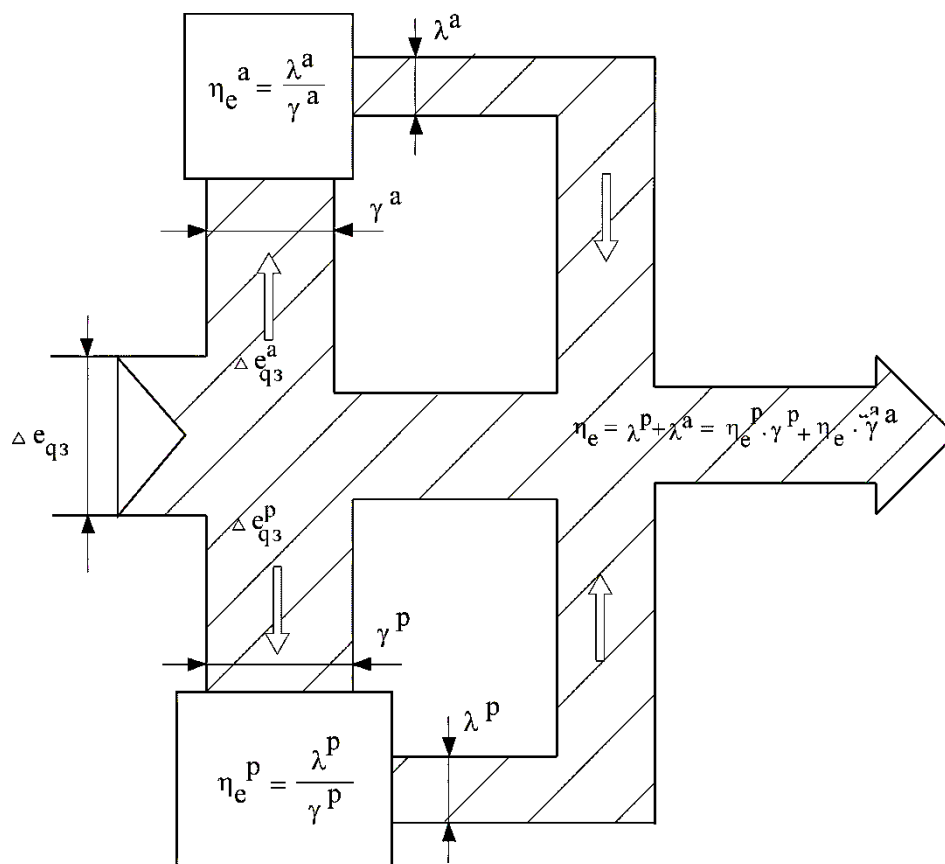


Рис. 10.4. Эксергетическая диаграмма термодинамической системы с регенеративным контуром

Основные соотношения метода эксергетического анализа на диаграмме представлены в виде:

- КПД рекуперативного теплообменника регенеративного контура:

$$\eta_e^p = \frac{\lambda^p}{\gamma^p}; \quad (10.34)$$

- КПД рекуперативного теплообменника активного контура:

$$\eta_e^a = \frac{\lambda^a}{\gamma^a}. \quad (10.35)$$

Тогда КПД термодинамической системы:

$$\eta_e = \lambda^p + \lambda^a \quad (10.36)$$

или

$$\eta_e = \eta_e^p \cdot \gamma^p + \eta_e^a \cdot \gamma^a, \quad (10.37)$$

где γ^p и γ^a – отношение доли затраченного приращения эксергии в регенеративном и активном контурах, соответственно, к суммарному затраченному приращению эксергии в термодинамической системе; λ^p и λ^a – доля воспринятого приращения эксергии в регенеративном и активном контурах к суммарному затраченному приращению эксергии в термодинамической системе.

Диаграмма эксергетических потоков в наглядной форме позволяет оценить статьи эксергетического баланса.

Определение эксергетического КПД отдельных теплоиспользующих элементов и их связь с общим эксергетическим КПД системы через долю затраченной эксергии в них позволяют сформулировать требования к повышению эксергетического КПД тепловой схемы.

10.5. Связь эксергетических потерь с расходом топлива в энергетическом котле

Величина эксергетических потерь в отдельном элементе энерготехнологической системы пропорциональна расходу топлива в энергетическом котле, но не совпадает с ним. Это связано с тем, что возникшие эксергетические потери в локальной части термодинамической системы можно компенсировать затратами энергетического топлива, если учесть все преобразования энергии топлива (эксергетические потери) от его сжигания до этого элемента. Однако часто приходится оценивать эксергетические потери в локальной части термодинамической системы в условиях ограниченной информации от предыдущих преобразований энергии топлива.

Эксергетические потери от энергетического котла до рассматриваемого теплоиспользующего элемента определяются в основном потерями от необратимости при теплообмене продуктов сгорания и производством водяного пара. С учетом этого примем допущение о том, что остальные эксергетические потери, возникающие в котельном агрегате и по пути к рассматриваемому элементу, отсутствуют.

Аппаратурно-технологические схемы процессов целлюлозно-бумажного производства следует рассматривать как комбинированную энерготехнологическую систему совместно с работой ТЭЦ. Пар, вырабатываемый котлами ТЭЦ, направляют в паровую турбину, где путем изменения его внутренней энергии совершается работа (вырабатывается электроэнергия). Отборы пара турбин используются для предварительного нагрева питательной воды, поступающей в котел, на другие собственные нужды ТЭЦ, а также для снабжения технологических потребителей.

В этом случае расход топлива в энерготехнологическую систему для поддержания непрерывного ее функционирования определяется количеством энергии, которую необходимо подвести в систему от внешнего источника для компенсации необратимости теплопроцесса и работы, совершаемой системой.

Тогда для рассматриваемой энерготехнологической системы:

$$B \cdot Q_{H^P} = P_k + P_{CH} + L + \sum P_{im}, \quad (10.38)$$

где B и Q_{H^P} – расход и низшая теплота сгорания топлива; P_k , P_{CH} , $\sum P_{im}$ – эксергетические потери в котле, при передаче энергии в форме тепла на собственные нужды ТЭЦ (регенеративный подогрев питательной воды, потери

от неизоэнтропического расширения пара в турбине и др.), при передаче энергии в теплопроцессах технологического потребителя; L – работа, совершаемая в турбине (выработка электроэнергии).

Анализ эксергетических потерь на ТЭЦ и в теплопроцессах технологического потребителя показывает, что основная составляющая расхода топлива – эксергетические потери в котельной установке, и обусловлены они большой необратимостью теплопроцесса при передаче энергии от продуктов сгорания к водяному пару.

При выработке только электроэнергии на КЭС составляющая расхода топлива должна быть полностью отнесена к выработке электроэнергии, при снабжении технологического потребителя от централизованной котельной – к технологическому потребителю.

При комбинированной выработке тепла и электроэнергии на ТЭЦ, очевидно, эксергетические потери в котле должны быть распределены пропорционально эксергетическим потерям, возникающим в теплопроцессах технологического потребителя, и полезной работе, совершенной системой по выработке электроэнергии.

Так как эксергетические потери определяются разностью подведенной и отведенной эксергий, эксергетические потери в котле приближенно можно выразить:

$$\Pi_k = Q' - Q [1 - T_{o.c} / T^T]; \quad (10.39)$$

$$Q' = B \cdot Q_{H^P}; \quad (10.40)$$

$$Q = B \cdot Q_{H^P} \cdot \varphi = D_{\Pi} (h_{\Pi} - h_{\Pi В}), \quad (10.41)$$

где T^T – среднетермодинамическая температура парообразования (приближенно соответствует температуре насыщения водяного пара при давлении в котле); $T_{o.c}$ – температура окружающей среды; D_{Π} , h_{Π} , $h_{\Pi В}$ – расход пара, энтальпия перегретого водяного пара и питательной воды; Q' – химическая энергия топлива, затраченная в котельном агрегате; φ – коэффициент отвода теплового потока к окружающей среде.

Тогда уравнение (10.38) с учетом уравнений (10.39 – 10.41) приводится к виду:

$$B \cdot Q_{H^P} \cdot \varphi \cdot (1 - T_{o.c} / T^T) = \Pi_{сн} + L + \Sigma \Pi_{im} \quad (10.42)$$

или

$$B \cdot Q_{H^P} = (\Pi_{сн} + L) / ((1 - T_{o.c} / T^T) \cdot \varphi) + \Sigma \Pi_{im} / ((1 - T_{o.c} / T^T) \cdot \varphi). \quad (10.43)$$

Эксергетические потери можно вычислить из соотношения:

$$\Pi = \Delta E_{qo} (1 - \eta_e). \quad (10.44)$$

Принимая эксергетический КПД котла $\eta_e = 40\%$ и с учетом того, что эксергетические потери связаны с расходом топлива через коэффициент пропорциональности, получаем:

$$B = 2,5 \Pi. \quad (10.45)$$

Распределение основной составляющей топливно-энергетических затрат (эксергетические потери от необратимости процесса в котельной установке) на выработку электроэнергии и технологию позволяет научно обоснованно подойти к энергетической оценке технологического процесса при ограниченной информации о термодинамической системе источника теплоснабжения. Такая оценка особенно важна при технико-экономической оптимизации параметров технологической схемы. Здесь встает проблема оценки стоимости единицы эксергии. Требования к точности такой оценки невысокие, так как для этих задач важно изменение скорости оптимизируемого параметра, а не его абсолютная величина.

10.6. Эксергетический коэффициент теплопередачи как критерий термодинамического совершенства теплового процесса

Совершенство теплообменного аппарата при вынужденном движении рабочих сред характеризуется соотношением теплоты, переданной в аппарате, и затрат мощности на преодоление гидравлических сопротивлений. Академиком М. В. Кирпичевым введено понятие энергетического коэффициента:

$$\mathcal{E} = Q / N. \quad (10.46)$$

Чем больше значение \mathcal{E} , тем лучше способ интенсификации теплообмена и конструкция аппарата. Однако в таком виде методика оценки эффективности не получила широкого применения. Главным ее недостатком является неоднозначность энергетического коэффициента в зависимости от принятых скоростей рабочих сред, соотношений коэффициентов теплоотдачи, температур и других факторов.

Дальнейшее развитие методики оценки на основе энергетического коэффициента выполнено проф. В. М. Антуфьевым с использованием удельных показателей для определения теплосъема и энергозатрат.

Проведено преобразование энергетического коэффициента путем анализа величин, входящих в уравнение (10.46):

$$\mathcal{E} = Q / N = k \cdot F \cdot \Delta t / (\Delta P \cdot W \cdot f_{\text{пр.с}}), \quad (10.47)$$

где k – коэффициент теплопередачи, Вт/(м² · °С); F – поверхность теплообмена, м²; Δt – среднелогарифмический температурный напор, °С; ΔP – потери напора при движении среды, Па; W – скорость среды, м/с; $f_{\text{пр.с}}$ – площадь проходного сечения, м².

Делением числителя и знаменателя на F получены удельные показатели теплосъема и энергозатрат на 1 м². Обозначив удельные энергозатраты:

$$N_0 = \Delta P \cdot W \cdot f_{\text{пр.с}} / F, \quad (10.48)$$

получим выражение:

$$\mathcal{E} = k \cdot \Delta t / N_0. \quad (10.49)$$

На оценку эффективности поверхности теплообмена температурный напор не влияет и может быть принят $\Delta t = 1$ °С.

Тогда выражение (10.49) принимает вид безразмерного комплекса:

$$\Xi = k \cdot l / N_0 = k / N_0. \quad (10.50)$$

В такой записи энергетический коэффициент является универсальным и характеризует теплоту, переданную при разности температур в 1 °С, затратах энергии в 1 Вт на движение рабочей среды при обтекании 1 м² поверхности теплообмена.

Однако и в таком виде предложенный критерий оценки теплообменных поверхностей некорректен с позиции современных представлений о термодинамической эффективности теплообменных аппаратов. К недостаткам энергетического критерия теплообменных поверхностей следует отнести:

- значения величин энергии в числителе и знаменателе этого критерия имеют различную энергетическую ценность (тепловая и электрическая энергия);
- на величину воспринятой теплоты влияет главным образом переданная теплота. Эта теплота определяется величиной коэффициента теплопередачи, температурным напором и поверхностью теплообмена;
- утверждение, что на коэффициент теплоотдачи температурный напор не оказывает влияние, а следовательно, является универсальным, является дискуссионным. Известно, например, что для выпарных аппаратов с естественной циркуляцией полезный температурный напор оказывает существенное влияние на коэффициент теплоотдачи, а значит, и на коэффициент теплопередачи.

Эти недостатки можно устранить, если в качестве универсальной оценки энергетической эффективности теплообменных поверхностей использовать эксергетический коэффициент теплопередачи.

В этих условиях эксергетический КПД теплообменного аппарата можно записать:

$$\eta_e = \Delta E_{qH} / \Delta E_{q0} = Q \cdot (1 - T_{o.c} / T_H^T) / (Q \cdot (1 - T_{o.c} / T_o^T) + N_0). \quad (10.51)$$

Выполнив несложные преобразования, получим:

$$\eta_e = \Delta E_{qH} / \Delta E_{q0} = (1 - T_{o.c} / T_H^T) / ((1 - T_{o.c} / T_o^T) + N_0 / Q), \quad (10.52)$$

или с учетом того, что $N_0 / Q = \Xi^{-1}$:

$$\eta_e = (1 - T_{o.c} / T_H^T) / ((1 - T_{o.c} / T_o^T) + \Xi^{-1}). \quad (10.53)$$

Д = 2,5 П.

10.7. Примеры применения метода приращения эксергий к выпарным установкам

Определение эксергетического КПД выпарной установки и ее элементов

Рассмотрим двухступенчатую прямоточную выпарную установку с пленочным регенеративным подогревателем смешения. Определить эксергетический КПД элементов схемы и схемы в целом. Проанализировать полученные результаты. Определение эксергетических КПД сделано на основе предварительно выполненного теплового расчета выпарной батареи (табл. 10.2).

Таблица 10.2 – Результаты поверочного теплового расчета и температурный режим работы выпарной установки

№ п/п	Наименование элемента схемы	Тепловой поток, кДж/с		Температурный режим, К			
		Обозн.	Велич.	Пар на входе		Пар на выходе	
				Обозн.	Велич.	Обозн.	Велич.
1	Подогреватель контактный	Q^{cm}	2446	T_o^{cm}	401	-	-
2	Первый корпус выпарной батареи	Q^{1e}	8241	T_o^{1e}	456	T_n^{1e}	401
3	Второй корпус выпарной батареи	Q^{2e}	3420	T_o^{2e}	401	T_n^{2e}	375

Теплообменник смешения

Приобретенная эксергия исходного раствора в теплообменнике смешения:

$$e_n^{cm} = Q^{cm} \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_n^{cm}}\right);$$

$$e_n^{cm} = 2446 \cdot \left(1 - \frac{285}{386}\right) = 640, \text{ кДж/с.}$$

Так как нагрев раствора происходит без фазового перехода, то среднетермодинамическую температуру можно принять как среднеарифметическую температуру между входом и выходом раствора из теплообменника:

$$T_n^{nm} = \frac{T + T^{cm}}{2} = \frac{372 + 400}{2} = 386, \text{ К,}$$

где T и T^{cm} – температура раствора на входе и выходе из теплообменника смешения, соответственно. T_x – температура холодильника (окружающая среда). Принята 285 К.

Переданная эксергия исходному раствору в теплообменнике смешения:

$$e_o^{cm} = Q_o^{cm} \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_o^{cm}}\right);$$

$$e_o^{cm} = 2446 \cdot \left(1 - \frac{285}{401}\right) = 707, \text{ кДж/с.}$$

Так как процесс конденсации водяного пара в процессе нагрева происходит с фазовым переходом, то среднетермодинамическую температуру конденсации пара можно принять равной температуре насыщения вторичного пара первого корпуса.

Потери эксергии в теплообменнике смешения:

$$P^{cm} = e_o^{cm} - e_n^{cm}, \text{ кДж/с;}$$

$$P^{cm} = 707 - 640 = 67, \text{ кДж/с.}$$

Ориентировочный расход топлива в котел ТЭЦ для компенсации необратимости теплообмена, вызванной процессом в теплообменнике смешения:

$$B^{cm} = \frac{P^{cm}}{29,330} \cdot 2,5 = 0,0852 \cdot P^{cm}, \text{ г.у.т./с,}$$

где 29,330 – низшая теплота сгорания, кДж/г. условного топлива.

$$B^{cm} = 0,0852 \cdot 67 = 5,71, \text{ г.у.т./с.}$$

Эксергетический коэффициент полезного действия теплового процесса в теплообменнике смешения:

$$\eta^{cm} = \frac{e_n^{cm}}{e_o^{cm}} \cdot 100, \%,$$

$$\eta^{cm} = \frac{640}{707} \cdot 100 = 91, \%.$$

Первый корпус выпарной установки

Приобретенная эксергия при выпаривании воды из раствора

$$e_n^{1\sigma} = Q^{1\sigma} \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_n^{1\sigma}} \right);$$

$$e_n^{1\sigma} = 8241 \cdot \left(1 - \frac{285}{401} \right) = 2384, \text{ кДж/с.}$$

Так как нагрев раствора происходит с фазовым переходом, то среднетермодинамическую температуру можно принять равной температуре насыщения водяного пара первого корпуса.

Переданная эксергия при конденсации водяного пара в процессе выпаривания раствора:

$$e_o^{1\sigma} = Q^{1\sigma} \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_o^{1\sigma}} \right);$$

$$e_o^{1\sigma} = 8241 \cdot \left(1 - \frac{285}{426} \right) = 2728, \text{ кДж/с.}$$

Так как нагрев раствора происходит с фазовым переходом, то среднетермодинамическую температуру можно принять равной температуре насыщения греющего водяного пара первого корпуса.

Потери эксергии в процессе выпаривания раствора в первом корпусе выпарного аппарата:

$$P^{1\sigma} = e_o^{1\sigma} - e_n^{1\sigma}, \text{ кДж/с;}$$

$$P^{1\sigma} = 2728 - 2384 = 344, \text{ кДж/с.}$$

Ориентировочный расход топлива в котел ТЭЦ для компенсации необратимости теплообмена, вызванной процессом в первом корпусе выпарного аппарата:

$$B^{cm} = 0,0852 \cdot 344 = 29,31, \text{ г.у.т./с.}$$

Эксергетический коэффициент полезного действия процесса выпаривания в первом корпусе выпарного аппарата:

$$\eta^{1g} = \frac{e_n^{1g}}{e_o^{1g}} \cdot 100, \text{ \%};$$

$$\eta^{1g} = \frac{2384}{2728} \cdot 100 = 87, \text{ \%}.$$

Второй корпус выпарной установки

Приобретенная эксергия при выпаривании раствора во втором корпусе:

$$e_n^{2g} = Q_n^{2g} \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_n^{2g}} \right);$$

$$e_n^{2g} = 3420 \cdot \left(1 - \frac{285}{375} \right) = 821, \text{ кДж/с.}$$

Так как нагрев раствора происходит с фазовым переходом, то среднетермодинамическую температуру можно принять равной температуре насыщения вторичного пара второго корпуса.

Переданная эксергия при конденсации водяного пара в процессе выпаривания раствора:

$$e_o^{2g} = Q_o^{2g} \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_o^{2g}} \right);$$

$$e_o^{2g} = 3420 \cdot \left(1 - \frac{285}{401} \right) = 989, \text{ кДж/с.}$$

Так как конденсация пара происходит с фазовым переходом, то среднетермодинамическую температуру конденсации можно принять равной температуре насыщения вторичного пара первого корпуса.

Потери эксергии в процессе выпаривания раствора во втором корпусе выпарного аппарата:

$$P^{2g} = e_o^{2g} - e_n^{2g}, \text{ кДж/с};$$

$$P^{2g} = 989 - 821 = 168, \text{ кДж/с.}$$

Ориентировочный расход топлива в котел ТЭЦ для компенсации необратимости теплообмена, вызванной процессом во втором корпусе выпарного аппарата:

$$B^{cm} = 0,0852 \cdot 168 = 14,31, \text{ г.у.т./с.}$$

Эксергетический коэффициент полезного действия процесса выпаривания во втором корпусе выпарного аппарата:

$$\eta^{2\sigma} = \frac{e_n^{2\sigma}}{e_o^{2\sigma}} \cdot 100, \%;$$

$$\eta^{2\sigma} = \frac{821}{989} \cdot 100 = 83, \%.$$

Суммарное приращение эксергий, переданных в элементах выпарной установки:

$$\sum e_o = e_o^{cm} + e_o^{1\sigma} + e_o^{2\sigma};$$

$$\sum e_o = 707 + 2728 + 989 = 4424, \text{ кДж/с.}$$

Суммарное приращение эксергий, приобретенное в элементах выпарной установки:

$$\sum e_n = e_n^{cm} + e_n^{1\sigma} + e_n^{2\sigma};$$

$$\sum e_n = 640 + 2384 + 821 = 3845, \text{ кДж/с.}$$

Коэффициент полезного действия выпарной установки:

$$\eta = \frac{\sum e_n}{\sum e_o} \cdot 100, \%;$$

$$\eta = \frac{3845}{4424} \cdot 100 = 87, \%.$$

Анализ эксергетического баланса показывает, что в целом технология теплоты процесса выпаривания в условиях примера характеризуется высокой степенью термодинамического совершенства (87 %).

10.8. Определение эксергетических характеристик процесса выпаривания и построение эксергетической диаграммы потоков

Рассчитать эксергетические характеристики процесса выпаривания для условий примера 1 и построить диаграмму эксергетических потерь.

Теплообменник смешения

Относительный коэффициент затраченной эксергии:

$$\gamma_o^{cm} = \frac{e_o^{cm}}{\sum e_o};$$

$$\gamma_o^{cm} = \frac{707}{4424} = 0,16.$$

Относительный коэффициент воспринятой эксергии при нагреве раствора:

$$\gamma_n^{cm} = \frac{e_n^{cm}}{\sum e_o};$$

$$\gamma_n^{cm} = \frac{640}{4424} = 0,15.$$

Относительная величина приобретенной эксергии в процессе нагрева в КПД выпарной установки:

$$\delta^{cm} = \eta^{cm} \cdot \gamma_o^{cm}, \%;$$

$$\delta^{cm} = 91 \cdot 0,16 = 14,56, \%.$$

Первый корпус выпарного аппарата

Относительный коэффициент затраченной эксергии в процессе выпаривания раствора в первом корпусе:

$$\gamma_o^{1g} = \frac{e_o^{1g}}{\sum e_o};$$

$$\gamma_o^{1g} = \frac{2728}{4424} = 0,62.$$

Относительный коэффициент воспринятой эксергии в первом корпусе:

$$\gamma_n^{1g} = \frac{e_n^{1g}}{\sum e_o};$$

$$\gamma_n^{1g} = \frac{2384}{4424} = 0,54.$$

Относительная величина вклада приобретенной эксергии в КПД выпарной установки:

$$\delta^1 = \eta^1 \cdot \gamma_i^1;$$

$$\delta^1 = 87 \cdot 0,62 = 53,94, \%.$$

Второй корпус выпарного аппарата

Относительный коэффициент затраченной эксергии в процессе выпаривания раствора во втором корпусе:

$$\gamma_o^{2g} = \frac{e_o^{2g}}{\sum e_o};$$

$$\gamma_o^{2g} = \frac{989}{4424} = 0,22.$$

Относительный коэффициент воспринятой эксергии в процессе выпаривания раствора во втором корпусе:

$$\gamma_n^{2\sigma} = \frac{e_n^{2\sigma}}{\sum e_o};$$

$$\gamma_n^{2\sigma} = \frac{821}{4424} = 0,18.$$

Составляющая КПД выпарной установки процесса выпаривания во втором корпусе:

$$\delta^{2\sigma} = \eta^{2\sigma} \cdot \gamma_o^{2\sigma};$$

$$\delta^{2\sigma} = 83 \cdot 0,22 = 18,26, \text{ \%}.$$

Общий эксергетический КПД выпарной установки:

$$\eta = \delta^{cm} + \delta^{1\sigma} + \delta^{2\sigma};$$

$$\eta = 14,40 + 53,94 + 18,26 = 87, \text{ \%}.$$

Результаты расчета эксергетических характеристик процесса выпаривания в двухступенчатой прямоточной выпарной установке приведены в (табл. 10.3).

Таблица 10.3 – Эксергетические характеристики процесса выпаривания в двухступенчатой выпарной установке

Наименование установки	Наименование процесса	Относительная величина приобретенной эксергии в процессе, λ_n	Относительная величина затраченной эксергии в процессе, γ_o	КПД процесса η , %
Двухступенчатая выпарная установка	Процесс в теплообменнике смешения	0,15	0,16	91
	Процесс в 1 корпусе	0,54	0,62	87
	Процесс во 2 корпусе	0,18	0,22	83
Итого:		0,87	1,00	-

Из анализа эксергетических характеристик технологии теплоты следует, что основным элементом, определяющим КПД выпарной установки является процесс выпаривания в первом корпусе. Процесс выпаривания в этом элементе определяется КПД 87 %. Относительная величина подведенной эксергии от общей подведенной в установку составляет 62 %. Следует отметить, что остальные элементы выпарной установки характеризуются также достаточно

высокой степенью термодинамического совершенства. Процесс нагрева раствора в теплообменнике смешения характеризуется эксергетическим КПД 91 %. Относительная величина подведенной эксергии от общей подведенной в установку составляет 16 %. Процесс выпаривания во втором корпусе характеризуется эксергетическим КПД 83 %. Относительная величина (к общей подведенной эксергии в выпарной установке) подведенной эксергии в этом процессе составляет 22 %.

Следует заметить, что вторичный пар второго корпуса предполагается использовать вне технологической схемы выпаривания с высокой степенью термодинамического совершенства.

ГЛАВА 11. ОСНОВЫ АВТОМАТИЗАЦИИ ТЕПЛОВЫХ РАСЧЕТОВ ВЫПАРНЫХ БАТАРЕЙ

Тепловые расчеты лежат в основе анализа работы выпарных батарей, оптимизации параметров и проектирования. Поэтому такие расчеты являются ноу-хау фирм изготовителей, являются их собственностью и как правило, не раскрываются покупателю.

В тепловых расчетах выпарных батарей можно выделить три типа различного целевого назначения:

– **поверочный тепловой расчет**, целью которого является определение распределения выпаренной воды по корпусам выпарных аппаратов, тепловых потоков, коэффициентов теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов и подогревателей, удельного расхода пара на выпарную батарею, тепловых потерь через коэффициент идентификации. Коэффициент идентификации включает отвод теплоты из выпарной установки через ограждения в окружающую среду, экзо и эндотермические реакции, а также с материальными потоками на выходе из выпарной установки. Поверочный расчет целесообразно дополнять определением эксергетических функций, что позволяет найти эксергетический КПД по элементам выпарной установки, рассчитать эксергетический КПД схемы в целом, а также найти связь между эксергетическим КПД элементов выпарной установки с эксергетическим КПД схемы. Полученные данные позволяют проанализировать работу действующей выпарной установки и наметить пути ее совершенствования.

– **проектный тепловой расчет**. Целью проектного расчета является вычисление поверхностей теплообмена выпарных аппаратов и подогревателей, температурного и концентрационного режимов, температурных потерь по корпусам выпарных аппаратов;

– **оптимизация параметров** выпарных аппаратов. На этом этапе тепловых расчетов формируется критерий оптимальности. Как правило, в качестве критерия оптимальности выбираются приведенные затраты на выпаривание единицы массы воды и находится их минимум. В качестве варьируемых переменных выбирают общий температурный напор по выпарной установке,

количество ступеней выпаривания, скорость циркуляции раствора (при выборе выпарных аппаратов с принудительной циркуляцией). Полученные результаты обрабатываются математической моделью в виде полинома второй или более степени. Далее проводится исследование на математической модели влияния изменения варьируемых параметров на приведенные затраты. Полученная информация используется как при проектировании новых установок, так и при эксплуатации действующих выпарных батарей.

Обычно в тепловых расчетах используется метод И. А. Тищенко [37, 41] – решение уравнений полного теплового баланса (УПТБ) МВУ. Уравнение баланса массы и энергии составляются для каждого теплоиспользующего элемента МВУ.

Традиционный метод решения этих уравнений (метод исключения зависимых переменных) содержит различные коэффициенты и допущения, введение которых лишает решение наглядности и делает его громоздким. К тому же каждая конкретная задача начинается с вывода уравнений и обработки по ним экспериментальных данных.

Между тем можно свести систему уравнений полного теплового баланса (СУПТБ) к системам линейных алгебраических уравнений, методы, решения которых общеизвестны и реализованы на ЭВМ. Для решения систем линейных алгебраических уравнений на ЭВМ требуется предварительно записать систему в матричной форме (рис. 11.1).

На этом уровне автоматизации от пользователя требуется провести вручную вывод системы УПТБ и записать систему в матричной форме, затем с помощью стандартной программы найти решение системы на ЭВМ. Так как система УПТБ по природе нелинейная, решение на этом не заканчивается, а обычно требуется проверить выполнение условия I_2 , ввести новое значение параметра, перечислить (вручную) все коэффициенты исходной матрицы, вновь решить СУПТБ на ЭВМ и т. д.

При решении уравнений большое значение имеет точное определение коэффициента идентификации математической модели физической (φ). Этот коэффициент в известных методах поверочных расчетов выпарных батарей вводится как коэффициент тепловых потерь и оценивается обычно постоянной величиной – 0,90 – 0,95. Обследование большого количества выпарных батарей показывает, что этот коэффициент должен учитывать не только отвод теплоты в окружающую среду через поверхность оборудования, но и ряд других процессов (экзо- и эндотермические реакции при выпаривании, отвод теплового потока с проскоками конденсата, стабильность тепловых и гидродинамических режимов и др.). Коэффициент (φ) может изменяться в значительных пределах и является весьма чувствительным к отклонению параметров работы выпарной батареи от рационального режима при ее эксплуатации.

Следующей ступенью автоматизации поверочного расчета является перебор значений коэффициента идентификации (или его получение аналитически с заданной точностью) на ЭВМ, при этом снижаются требования к квалификации пользователя: от него уже не требуется априорная оценка параметра, но по-прежнему пользователь выводит СУПТБ и преобразует их к матричному виду.

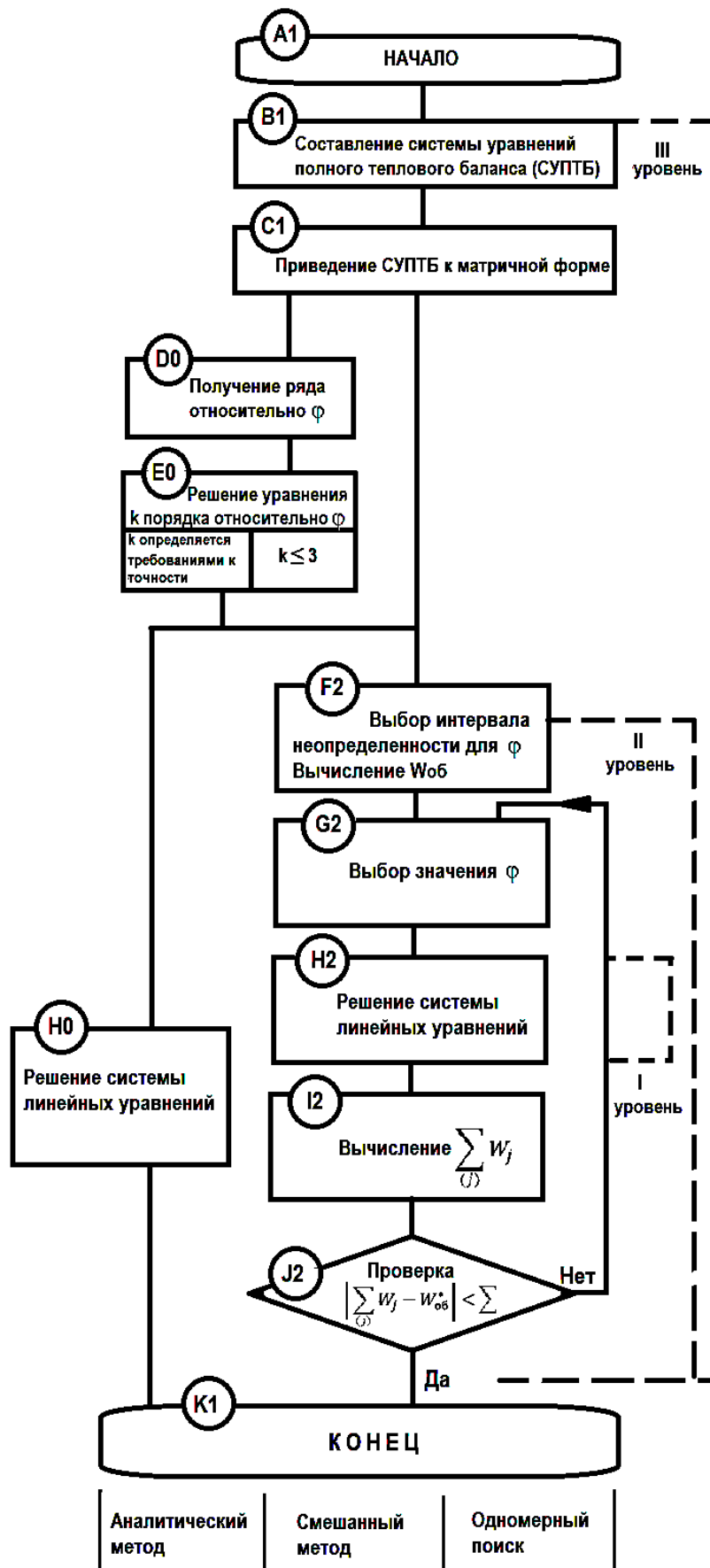


Рис. 11.1. Блок-схема

Последней, наиболее сложной ступенью автоматизации будет формальное получение СУПТБ с помощью ЭВМ в матричной форме (на схеме – автоматическое выполнение блоков В1-С1). На этом уровне автоматизации пользователь-технолог мог бы работать с программой как с «черным ящиком», задавая исходные данные результаты в привычной для себя форме.

На основе рассмотренных принципов разработан алгоритм поверочного и проектного тепловых расчетов выпарных батарей, реализованный на ПК.

11.1. Поверочный тепловой расчет

Методика поверочного теплового расчета. Расчет ведется с помощью автоматизированной программы, составленной на основе материальных и тепловых потоков элементов выпарной установки (тест-блок). Для расчета по этой программе необходимо ввести исходные данные. К исходным данным для проведения поверочного расчета относятся:

Конфигурация связей по ходу раствора и пара в выпарные аппараты и подогреватели (рекомендуется составить схему потоков в выпарной установке). Конфигурация связей по ходу раствора в выпарные аппараты и подогреватели. Например, 4к – 5к – 6к – 4п – 3п – 3к – 2п – 2к – 1п – 1к – с/и.

Схема состоит из двух ветвей: низкотемпературной (4 – 6 ступени выпаривания) и высокотемпературной (1 – 3 ступени выпаривания). Низкотемпературная ветвь соответствует прямоточной схеме выпаривания, высокотемпературная – противоточной схеме выпаривания.

Аббревиатура соответствует ходу раствора по корпусам и подогревателям выпарной батареи. Другими словами, раствор поступает в 4 корпус (в программе извне), затем 5 и 6 корпуса. Далее раствор проходит через 4 подогреватель, 3 подогреватель и поступает в 3 корпус выпарного аппарата. Из 3 ступени выпаривания раствор проходит 2 подогреватель, 2 корпус, 1 подогреватель, 1 корпус и через самоиспаритель отводится из выпарной батареи.

Пар по корпусам выпарных аппаратов всегда движется последовательно от первого корпуса выпарного аппарата до последнего (в рассматриваемом примере 6) корпуса выпарного аппарата.

Пар по подогревателям. Вторичный пар из 4 корпуса поступает в 5 корпус и частично в 4 подогреватель. Пар из 3 корпуса поступает в 4 корпус и частично в 3 подогреватель. Пар из 2 корпуса поступает в 3 корпус и частично во 2 подогреватель. Пар из 1 корпуса поступает во 2 корпус и частично в 1 подогреватель. В 1 корпус выпарного аппарата поступает греющий пар с ТЭЦ (в программе извне). Недогрев раствора до температуры пара в подогревателях принять 5 °С.

Для поверочного расчета должны быть известны:

– температуры греющего пара по корпусам выпарных аппаратов и вторичного пара в последнем (вакуумном) корпусе выпарного аппарата;

– поверхности теплообмена по корпусам выпарных аппаратов и подогревателей (в случае использования рекуперативных подогревателей раствора).

– концентрации раствора по корпусам выпарной батареи;

– температурные депрессии. *Гидравлическая* температурная депрессия. принимается по 1 Сусу на корпус выпарного аппарата. *Физико-химическая* температурная депрессия. вычисляется по программе из файла «депрессия сульфат». Определяется на основе концентрации раствора при нормальных условиях с учетом температурной поправки или по специальным таблицам.

Гидростатическая депрессия. Вычисляется для выпарных аппаратов с естественной циркуляцией и аппаратов с восходящей пленкой. Находим по программе из файла «расчет гидростатической депрессии», по практическим данным или принимается в диапазоне 2 – 5 °С.

Составление таблицы основных режимных параметров

Таблица основных режимных параметров работы выпарной батареи (температурных и концентрационных режимов) составляется для внесения их численных значений в исходные данные теплового расчета (файл тест-блок).

За основу примем файл «Таблица» (табл. 11.1). Пример составлен для выпарной батареи смешанного тока 4 – 5 – 6 – 3 – 1 – 2. Подогреватели отсутствуют.

Расчет таблицы начинается с «хвоста», т. е. с последнего корпуса выпарной установки. Температура вторичного пара в условиях примера для шестого корпуса составляет 60 °С.

Прибавив к этой температуре гидростатическую (6,50 °С) и физико-химическую температурные депрессии (1,35 °С), получаем температуру кипения раствора в шестом корпусе (67,85 °С). Из температуры греющего пара на шестой корпус (74,8 °С) вычитаем температуру кипения раствора (67,85 °С).

Получаем полезный температурный напор (6,95 °С). Переходим к параметрам пятого корпуса. К температуре греющего пара на шестой корпус (74,80 °С) прибавляем гидравлическую температурную депрессию (1 °С). Получаем температуру вторичного пара корпус (75,8 °С).

Прибавив к этой температуре гидростатическую (3,80 °С) и физико-химическую температурные депрессии (1,14 °С), получаем температуру кипения раствора в пятом корпусе (80,74 °С). Из температуры греющего пара на пятый корпус (94,00 °С) вычитаем температуру кипения раствора (80,74 °С). Получаем полезный температурный напор (13,26 °С.). Аналогично повторяем процедуру до первого корпуса включительно.

Параметры раствора и пара по корпусам выпарных аппаратов и подогревателей вносим в программу «тепловой расчет» на основе данных конфигурации выпарной установки, общих данных и данных из составленной таблицы. При подстановке параметров для подогревателей выбираем тип подогревателя (смещения или поверхностный).

Таблица 11.1 – Параметры температурных и концентрационных режимов работы выпарной батареи

Обозначение	Размерность	1 корпус		2 корпус		3 корпус		4 корпус		5 корпус		6 корпус	
t_n / r_n – температура греющего пара / скрытая теплота парообразования	К / кДж/кг	145,1		132,9		112,7		101,0		94,0		74,80	
		$2740,3$	2129,3	2724,6	2165,	2695,8	2223,1	2677,8	2254,6	2666,7	2273	2634,9	2321,8
Δt_n – полезный температурный напор в корпусе	С	4,75		10,72		4,98		3,06		13,26		6,95	
T_n – температура кипения в корпусе	К	140,35		122,18		107,72		97,94		80,74		67,85	
Θ_n – температурная депрессия	С	5,65		7,11		3,04		0,90		1,14		1,35	
Δh_n – гидростатическая депрессия	С	0,8		1,37		2,68		2,04		3,8		6,5	
$\Delta t_n / i_n / r_n$ – температура вторичного пара / энтальпия / скр. теплота парообразования	К / кДж/кг	133,9		113,7		102,0		95,0		75,8		60,0	
		2726	2160,7	2697,4	2216,6	2679,5	2244,8	2668,4	2265,0	2636,6	2310,0	2609,4	2342,4
Δi – гидравлическая депрессия	С	1		1		1		1		1		0	
c_i – концентрация на выходе	%	40,00		47,30		33,00		19,60		23,00		26,00	

11.2. Определение невязки между расходами выпаренной воды по концентрациям и по тепловому балансу

Путем изменения текущего значения коэффициента идентификации при его вариации в программе «Тепловой расчет» приложения добиваемся значения невязки между общим расходом выпаренной воды по концентрациям и по тепловым балансам равной нулю. При включении в схему рекуперативных подогревателей или без них, при выполнении условия невязки равной нулю расчет считается законченным.

При включении в схему подогревателей смешения невязку рассчитываем по программе «расчет невязки» папки приложения. Для этого, как и в предыдущем случае, добиваемся получения невязки равной нулю.

Затем в программу «расчет невязки» приложения подставляем данные по сумме расходов пара на подогреватели и общий расход выпаренной воды по концентрациям. Полученную невязку обеспечиваем подбором коэффициента идентификации при расчете выпарной установки. С достижением расчетной невязки расчет закончен. При включении в схему подогревателей смешения невязка расчетов по тепловому балансу и по концентрациям объясняется тем, что при включении в тепловую схему теплообменников смешения необходимо выпарить больше воды до достижения одной и той же концентрации раствора в сравнении с включением в схему подогревателей рекуперативного типа из-за дополнительного разбавления раствора конденсатом пара.

Пример внесения исходных данных в программу теплового расчета (тест-блок) и результаты расчета. Пример приведен на рис. 11.2а и 11.2б для выпарной шестиступенчатой выпарной батареи ОАО «Архангельский ЦБК». Выпарная батарея представляет смешанную схему выпаривания 4 – 5 – 6 – 3 – 1 – 2.

Расчет эксергетических функций. Используя данные, полученные в результате теплового поверочного расчета выпарной батареи АО «Архангельский ЦБК», производится эксергетический анализ каждого корпуса, определяется его удельный вклад в общий КПД выпарной батареи.

Эксергетический КПД.

Для 1-го корпуса:

$$\eta_e = \frac{\Delta E_B}{\Delta E_3} \cdot \varphi = \frac{Q_1 \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_{\text{вт.п.}}^1}\right)}{Q_1 \cdot \left(1 - \frac{T_x}{T_{\text{гр.п.}}^1}\right)} \cdot \varphi = \frac{32376 \cdot \left(1 - \frac{280}{406,9}\right)}{32376 \cdot \left(1 - \frac{280}{418,1}\right)} \cdot 0,96 = 0,90;$$

Q – тепловые потоки, кВт; $T_x = 280$ К – температура холодильника (окружающей среды); $T_{\text{вт.п.}}^1$ – температура вторичного пара, К; $T_{\text{гр.п.}}^1$ – температура греющего пара, К; $\varphi = 0,96$ – коэффициент идентификации.

ПАРАМЕТРЫ РАСЧЕТА	
Общие	
Расход раствора на батарею S_0 , кг/с	94,444
Расход греющего пара D_0 , кг/с	15,806
Температура исходного раствора T_0 , С	93
Теплоемкость воды C_v , кДж/кг.град	4,19
Теплоемкость раствора C_0 , кДж/кг.град	3,94
Энтальпия греющего пара L_0 , кДж/кг	2740,3
- Конфигурация	
Число выпаривателей	6
Число нагревателей	0
+Самоиспаритель	<input type="checkbox"/>
- Дополнительно	
Концентрация слабого раствора B_1 , %	19,6
Концентрация крепкого раствора B_2 , %	47,3
- Единицы измерения	
Температура в градусах	Цельсия (С)
Тепло в	килоджоулях (кДж)
Расход в килограмм за	секунду (кг/с)
- Коэффициент идентификации	
+Вариация	<input type="checkbox"/>
Текущее значение	0,96

Выпариватель №1	
Поверхность теплообмена, м2	2700
Температура кипения раствора t , К	140,35
Температура конденсата (t_{ay}), К	145,1
Энтальпия вторичного пара i , кДж/кг	2726
Источник раствора	Выпариватель №3
Источник пара	Из вне

Выпариватель №2	
Поверхность теплообмена, м2	2730
Температура кипения раствора t , К	122,18
Температура конденсата (t_{ay}), К	132,9
Энтальпия вторичного пара i , кДж/кг	2697,4
Источник раствора	Выпариватель №1
Источник пара	Выпариватель №1

Рис. 11.2а. Пример внесения исходных данных в программу теплового расчета (тест-блок) и результаты расчета

Выпариватель №3	
Поверхность теплообмена, м2	2900
Температура кипения раствора t, К	107,72
Температура конденсата (tau), К	112,7
Энтальпия вторичного пара i, кДж/кг	2679,5
Источник раствора	Выпариватель №6
Источник пара	Выпариватель №2

Выпариватель №4	
Поверхность теплообмена, м2	2600
Температура кипения раствора t, К	97,94
Температура конденсата (tau), К	101
Энтальпия вторичного пара i, кДж/кг	2668,4
Источник раствора	Из вне
Источник пара	Выпариватель №3

Выпариватель №5	
Поверхность теплообмена, м2	2900
Температура кипения раствора t, К	80,74
Температура конденсата (tau), К	94
Энтальпия вторичного пара i, кДж/кг	2636,6
Источник раствора	Выпариватель №4
Источник пара	Выпариватель №4

Выпариватель №6	
Поверхность теплообмена, м2	2900
Температура кипения раствора t, К	67,85
Температура конденсата (tau), К	74,8
Энтальпия вторичного пара i, кДж/кг	2609,4
Источник раствора	Выпариватель №5
Источник пара	Выпариватель №5

Рис. 11.26. Пример внесения исходных данных в программу теплового расчета (тест-блок) и результаты расчета

Приложения

1. Таблица.
2. Депрессия сульфат.
3. Таблица термодинамических свойств.
4. Расчет гидростатической депрессии.
5. Плотность сульфат.
6. Расчет невязки.
7. Тепловой расчет.

Эксергетический КПД.

Для 2-го корпуса: $\eta_{\text{ЭКЗ}}^{\text{факт}} = 0,84$

3-го корпуса: $\eta_{\text{ЭКЗ}}^{\text{факт}} = 0,86$

4-го корпуса: $\eta_{\text{ЭКЗ}}^{\text{факт}} = 0,88$

5-го корпуса: $\eta_{\text{ЭКЗ}}^{\text{факт}} = 0,75$

6-го корпуса: $\eta_{\text{ЭКЗ}}^{\text{факт}} = 0,71$

Доля затраченной эксергии в n-ом корпусе выпарной установки к общей затраченной эксергии в выпарной батарее:

Для 1-го корпуса:

$$\gamma = \frac{\Delta E_3}{\sum \Delta E_3} \cdot 100 \% = \frac{10,512}{35816} \cdot 100 \% = 29,4 \%$$

2-го корпуса: $\gamma = 20,4 \%$;

3-го корпуса: $\gamma = 20,3 \%$;

4-го корпуса: $\gamma = 10,9 \%$;

5-го корпуса: $\gamma = 8,8 \%$;

6-го корпуса: $\gamma = 10,3 \%$.

Произведение эксергетического КПД каждого корпуса на долю затраченной эксергии к общей затраченной эксергии в выпарной батарее:

Для 1-го корпуса: $\gamma \cdot \eta = 0,90 \cdot 29,4 = 26,3$;

2-го корпуса: 17,1;

3-го корпуса: 17,5;

4-го корпуса: 9,5;

5-го корпуса: 6,6;

6-го корпуса: 7,3.

Анализ работы выпарной батареи на примере ОАО АрхЦБК

Результаты приведенных расчетов позволяют установить:

– процессы теплообмена во втором, пятом и шестом корпусах выпарных аппаратов характеризуются более низкими КТП (0,8, 0,34 и 0,92) кВт/(м²·С), чем в первом, третьем и четвертом корпусах (2,5; 1,85; 1,95) кВт/(м²·С) и неравномерно распределены по корпусам выпарных аппаратов. Максимальное отношение между первым корпусом и пятым корпусом составляет 7,3 раза.

– тепловые потоки распределены также по корпусам выпарных аппаратов не равномерно. Так в четвертом, пятом и шестом корпусе их значения соответствуют 15517, 13228 и 18623 кВт, а в первом, втором и третьем корпусе 32376, 23888, 26764 кВт соответственно. Таким образом, максимальное отношение тепловых потоков достигает 2,45 раза (в первом и пятом корпусах);

– расходы вторичного пара по корпусам выпарных аппаратов распределяются также неравномерно. В третьем, четвертом, пятом и шестом корпусах выпарных аппаратов значения расходов пара соответствуют 7,16, 6,06, 8,35 и 9,73 кг/с, а в первом и втором корпусе против 11,47, 12,53 соответственно. Отношение расхода пара во втором корпусе к расходу пара в четвертом корпусе составляет 2,07 раза.

Результаты расчета эксергетических функций показывают, что общий эксергетический КПД выпарной установки достаточно высок и в целом удовлетворяет современным требованиям к энерготехнологическим установкам (84,3 %). Общие эксергетические потери пропорциональные перерасходу топлива в выпарную установку составляют 5623 кВт. Заметим, что в первом, втором и третьем корпусах затрачивается 60,9 % от всей затрачиваемой эксергии в выпарной установке при эксергетических КПД 90 %, 84 %, 86 % соответственно. Таким образом, первые три корпуса выпарных аппаратов работают с высокой энергетической эффективностью и определяют эксергетический КПД выпарной установки в целом.

В четвертом, пятом и шестом корпусе затрачивается 39 % от подведенной эксергии в выпарную установку с соответствующими значениями 10,9 %; 8,8 %; 10,3 % с эксергетическими КПД 88 %; 75 %; 70 % по корпусам, соответственно. Удельный вклад в эксергетический КПД выпарной установки процессов в этих корпусах составляет: 9,5; 6,6; 7,3.

Пути повышения эффективности работы выпарной батареи. Анализ параметров работы выпарной установки позволяет выявить причины и пути повышения эффективности работы выпарных установок. Основные причины низкой эффективности работы выпарной установки:

– низкий КПД в шестом корпусе выпарной установки. Основная из причин является высокая вязкость раствора при самой низкой температуре в процессе выпаривания;

– интенсивное инкрустирование теплообменной поверхности особенно первых корпусов выпарных аппаратов осадками различного химического и морфологического состава;

– отсутствие регенеративных теплообменников для нагрева раствора, что приводит к большой экономайзерной зоне в третьем и первом корпусах выпарных аппаратов.

Для ослабления или исключения названных недостатков можно предложить следующие пути модернизации:

– перевести все выпарные аппараты на падающую пленку с принудительной циркуляцией и распределением раствора на основе циклонных вставок в каждую кипятельную трубку;

- укомплектовать выпарную установку кавитационно-вихревыми теплообменниками смешения;
- процесс выпаривания вести в присутствии ингибиторов накипеобразования, например, на основе полиэтилсиликоната натрия или его аналогов.

11.3. Проектный тепловой расчет

Методика проектного теплового расчета выпарных батарей. Общие положения. Расчет ведется с помощью двух основных программ: «Тепловой расчет (тест-блок)» аналогичной примененной при поверочном тепловом расчете и программы «Расчет КТП».

Тепловой расчет тест-блок. Отличие от поверочного расчета в составлении таблицы заключается в том, что в проектном тепловом расчете задана не полная информация по температурному режиму работы и концентрациям раствора выпарной батареи. В проектном расчете заданы лишь две температуры: температура греющего пара на входе в выпарную установку и температура вторичного пара в последнем вакуумном корпусе. Другим отличием являются значения концентрации раствора: известна начальная концентрация раствора на входе в выпарную установку и конечная концентрация на выходе из выпарной установки. Другие недостающие параметры для составления таблицы необходимо предварительно вычислить.

Расчет коэффициента теплопередачи. Основу расчета коэффициентов теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов и рекуперативных подогревателей составляют: вычисленные температуры по таблице теплового расчета тест-блока, конструкторские особенности выпарных аппаратов, физико-химические характеристики воды, водяного пара и выпариваемого раствора. Коэффициенты теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов и поверхностных подогревателей вычисляются с учетом тепловых процессов в них по формулам, рассмотренным выше. Полученные расчетные КТП умножают на коэффициент идентификации для каждого корпуса, принимаемых из опытных данных или ожидаемых для принятых технических решений.

Взаимодействие программ. Так как вычисление параметров при составлении первого варианта таблицы носит приближенный характер, проектный расчет ведут методом итераций (последовательных приближений). Исходные данные из теплового расчета по тест-блоку подставляются в программу для вычисления коэффициентов теплопередачи. Полученные результаты КТП из программы расчета коэффициентов теплопередачи сравниваются с КТП полученных по тест-блоку. Совпадение их достигается путем изменения поверхностей теплообмена корпусов выпарных аппаратов, полученных из теплового расчета по тест-блоку. Затем расчет повторяют (второе приближение). Расчет считается законченным при совпадении КТП по обеим программам (без последующих корректировок поверхностей нагрева), а также

по другим параметрам (концентрациям раствора, температурным депрессиям и др.).

Первое приближение. Расчет параметров для таблицы исходных данных

Концентрации крепкого раствора на выходе из каждого корпуса вычисляем по формуле:

$$c_n^{\text{п}} = c_{\text{и}} + n^{\text{р}} \times \frac{c_{\text{к}} - c_{\text{и}}}{N},$$

где $c_{\text{и}}$ и $c_{\text{к}}$ – концентрация исходного и крепкого раствора соответственно; N – число ступеней выпаривания; $n^{\text{р}}$ – номер корпуса по ходу раствора; $c_n^{\text{п}}$ – концентрация раствора на выходе из $n^{\text{п}}$ выпарного аппарата по ходу пара.

Пример. Рассмотрим конфигурацию выпарной батареи (4 – 5 – 6 – 3 – 1 – 2) Пусть $c_{\text{и}} = 19 \%$; $c_{\text{к}} = 70 \%$; $n^{\text{р}} = 5$; $N = 6$; $n^{\text{п}} = 2$. Вычислить концентрацию раствора из 2-го корпуса (по движению пара) или 5 корпуса (по движению раствора). Тогда:

$$c_2^{\text{п}} = 19 + 5 \times \frac{70 - 19}{6} = 61,5 \%$$

Для 2-го и последующих приближений

Концентрации по корпусам выпарных аппаратов вычисляются по формуле:

$$b_n = b_0 \cdot S_0 / (S_0 - (\sum w_n^{\text{к}} + \sum w_n^{\text{н}}))$$

или

$$b_n = \frac{b_{\text{и}}}{\alpha},$$

где $\alpha = 1 - \frac{\sum_{n=1}^n w_{\text{в}}}{S_0} + 2 * \frac{\sum_n w_{\text{под}}}{S_0}$.

В формулах приняты обозначения:

b_n – концентрация раствора на выходе из n -го корпуса (по ходу раствора), а. с. в.; $b_{\text{и}}$ – концентрация исходного раствора, а. с. в.; $\sum_{n=1}^n w_{\text{в}}$ – сумма выпаренной воды по корпусам выпарных аппаратов от 1-го до n -ого (по ходу раствора), кг/с; $\sum_n w_{\text{под}}$ – сумма расходов пара на подогреватели смешения от 1-го до n -ого (по ходу раствора), кг/с;

Пример. Пусть получены результаты теплового расчета для первого приближения. Выпарная двухступенчатая прямоточная батарея с теплообменниками смешения.

Расход слабого раствора 1,11 кг/с; концентрации слабого и крепкого раствора: 48 и 60 %, соответственно; расходы пара по ступеням выпаривания и на подогреватель приведены в таблице результатов расчета (рис. 11.3).

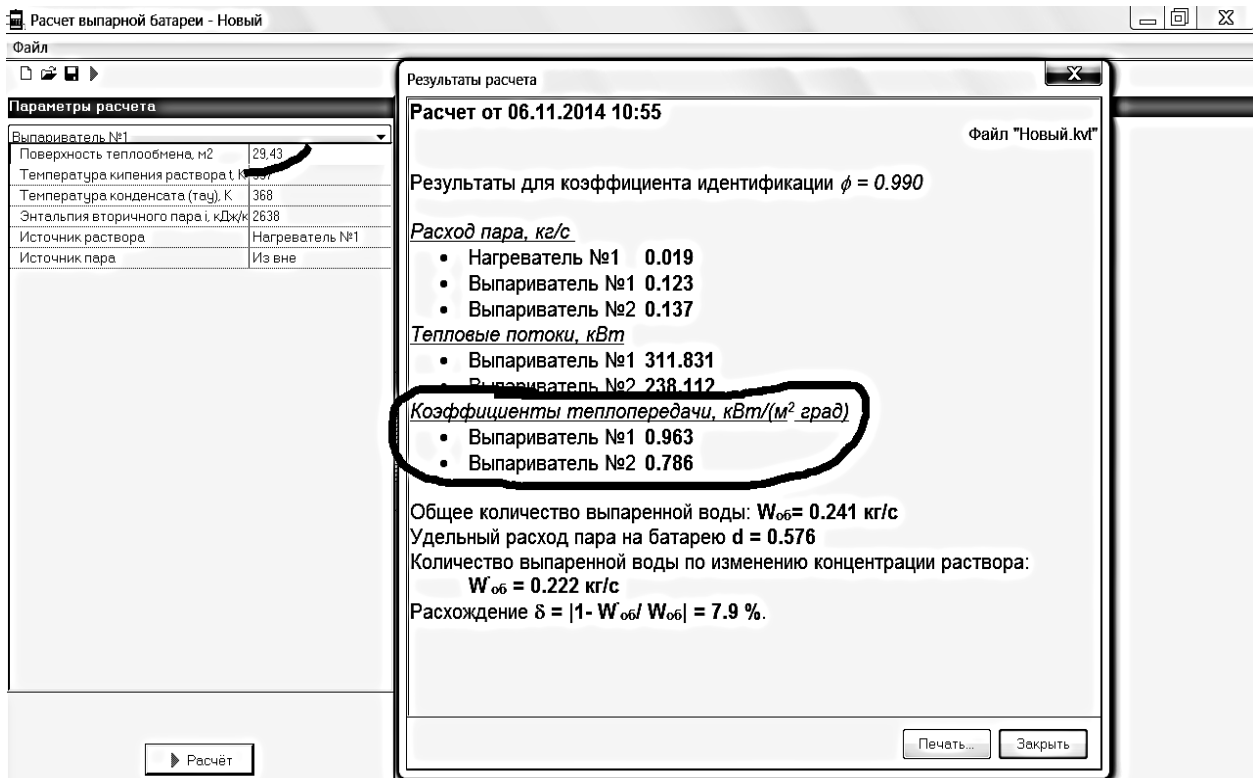


Рис. 11.3. Таблица результатов расчета

Вычислить концентрации раствора на выходе из каждого корпуса (по ходу раствора).

$$\alpha = 1 - \frac{\sum_{n=1}^n w_B}{S_0} + 2 * \frac{\sum_n w_{под}}{S_0}$$

$$b_n = \frac{b_n}{\alpha}, \% \text{ а. с. в.}$$

Для первой ступени:

$$\alpha = 1 - \left(\frac{0,123}{1,11} - \frac{2*0,019}{1,11} \right) = 0,92$$

$$b_n = \frac{b_n}{\alpha} = \frac{48}{0,92} = 52 \%$$

Для второй ступени:

$$\alpha = 1 - \left(\frac{0,123+0,137}{1,11} - \frac{2*0,019}{1,11} \right) = 0,8$$

$$b_n = \frac{48}{0,80} = 60 \%$$

Определение полезных температурных напоров по корпусам выпарных аппаратов. Для определения полезных температурных напоров по корпусам выпарных аппаратов предварительно задаются коэффициентом теплопередачи (k_n) и принимают его одинаковым для всех корпусов выпарных аппаратов.

По программе «Депрессия. Сульфат», подставляя концентрацию раствора для соответствующего корпуса, получают физико-химические температурные депрессии для соответствующих корпусов. По программе «Расчет гидростатической депрессии» вычисляют гидростатические депрессии по корпусам выпарных аппаратов.

Для выпарных аппаратов с падающей пленкой и с принудительной циркуляцией гидростатической депрессией можно пренебречь.

Гидравлические депрессии принимают по числу ступеней выпаривания минус 1. Для последнего (вакуумного корпуса) величина гидравлической депрессии принимается равной нулю.

Находят сумму всех температурных депрессий.

Полезные температурные напоры по корпусам вычисляются по формуле и принимаются равными для всех корпусов выпарной батареи.

$$\Delta t_n = \frac{\Delta t_{пол}^{бам}}{k_n} \frac{1}{\sum_1^N \frac{1}{k_n}},$$

где Δt_n – полезный температурный напор в n-ом корпусе выпарного аппарата;

$\Delta t_{пол}^{бам}$ – полезный температурный напор по выпарной батарее;

$\Delta t_{пол}^{бам} = t_1 - t_N - \sum_1^N (\delta T + \theta + \vartheta)$, где t_1, t_N – температура греющего пара на первый корпус выпарного аппарата и температура вторичного пара в последнем корпусе выпарного аппарата; $\delta T, \theta, \vartheta$ – гидростатическая, физико-химическая и гидравлическая температурная депрессия для каждого корпуса, соответственно;

$\frac{1}{\sum_1^N \frac{1}{k_n}}$ – обратная величина суммы термических сопротивлений по корпусам

выпарных аппаратов.

Пример. Пусть имеется шестиступенчатая выпарная батарея с гравитационным течением раствора (выпарные аппараты с падающей пленкой). Температурные режимы работы выпарной батареи:

$$t_1 = 150 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_6 = 60 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$\sum_1^6 (\delta T + \theta + \vartheta) = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$. Вычислены для каждого корпуса по соответствующим программам при гидростатической депрессии $\delta T = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$, так как принят аппарат с падающей пленкой. При вычислении физико-химической температурной депрессии для *первого приближения* принимается во внимание только концентрация раствора, поправкой на температуру можно пренебречь.

$$\Delta t_{пол}^{бам} = 150 - 60 - 45 = 45 \text{ } ^\circ\text{C},$$

$k_n = 2000 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С.}$ (задается)

$$\frac{1}{\sum_1^N \frac{1}{k_n}} = \frac{1}{\sum_1^6 \frac{1}{2000} * 6} = 333,3,$$

$$\Delta t_n = \frac{\Delta t_{\text{пол}}^{\text{бат}}}{K_n} \frac{1}{\sum_1^N \frac{1}{k_n}} = \frac{45}{2000} * 333,3 = 7,5 \text{ }^\circ\text{С.}$$

Полезный температурный напор принимается в каждом корпусе 7,5 °С.

Таблица исходных данных. Открывается файл «Таблица».

В таблицу подставляется температура греющего пара с ТЭЦ и вторичного пара последней по пару ступени выпаривания; концентрации раствора по корпусам выпарных аппаратов, полученные физико-химические температурные депрессии по корпусам выпарных аппаратов и полезные температурные потери по корпусам выпарных аппаратов.

В программе таблица термодинамических свойств воды и водяного пара открывается окно «Модуль».

Для каждого корпуса выпарной батареи определяются температуры греющего и вторичного пара, энтальпия и теплота фазового перехода (скрытая теплота парообразования). Полученные данные подставляются в таблицу.

В качестве исходных данных для работы программы «Тепловой расчет» (тест-блок) необходимо первоначально задать поверхности теплообмена кипятильников в каждом корпусе. Теплообменную поверхность можно определить из следующих соображений.

Из практики работы выпарных батарей количество выпаренной воды с одного м² поверхности можно предварительно оценить величиной 16 кг/м² · ч. С учетом этого выпаренную воду (по концентрациям) можно вычислить из соотношения:

$$S_0 \cdot \left(1 - \frac{c_c}{c_k}\right) = W, \text{ кг/с.}$$

$$\frac{W}{F} = 16 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч}$$

или

$$\frac{W}{F} = 16 / 3600, \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с,}$$

$$F_n = \frac{W \cdot 3600}{16 \cdot N} = \frac{W \cdot 225}{N}, \text{ м}^2,$$

где S_0 – расход слабого раствора, кг/с; c_c и c_k – концентрация слабого и крепкого раствора, соответственно; W – расход выпаренной воды в выпарной батарее, кг/с; F – общая теплообменная поверхность в выпарной батарее; F_n – поверхность теплообмена единичного кипятильника выпарного аппарата; N – число выпарных аппаратов в выпарной батарее.

Вычисленная поверхность теплообмена единичного выпарного аппарата вносится в программу «Таблица» и исходные данные программы «Тепловой расчет (тест-блок)».

Исходные данные параметров для внесения в программу «Тепловой расчет» (тест-блок). Данные таблицы и исходные данные для расчета выпарной батареи подставляются в программу «Тепловой расчет» (тест-блок).

Если невязка в результате расчета по программе «Тепловой расчет» (тест-блок) отлична от нуля, результаты расчета коэффициентов идентификации корректируются. При включении в схему рекуперативных подогревателей или без них, при выполнении условия невязки равной нулю расчет считается законченным.

При включении в схему подогревателей смешения невязка рассчитывается по программе «расчет невязки». Для этого, как и в предыдущем случае, добиваются получения невязки равной нулю. Затем в программу «расчет невязки» подставляются данные по сумме расходов пара на подогреватели и общий расход выпаренной воды по концентрациям. Полученная невязка обеспечивается корректировкой расхода пара. С достижением расчетной невязки расчет закончен.

Параметры, вводимые в программу «Тепловой расчет» (тест-блок)

Общие:

Расход раствора на батарею S_0 , кг/с.

Расход греющего пара D_0 , кг/с.

Температура исходного раствора T_0 , °С.

Теплоемкость воды C_v , кДж/кг С.

Теплоемкость раствора C_0 , кДж/кг С.

Энтальпия греющего пара I_0 , кДж/кг (из файла «таблица термодинамических свойств»).

Конфигурация:

Число выпаривателей – шт.

Число нагревателей – шт.

Самоиспаритель – шт.

Дополнительно:

Концентрация слабого раствора B_1 , %.

Концентрация крепкого раствора B_2 , %.

Единицы измерения:

Температура, °С.

Количество теплоты, кДж.

Расход, кг/с.

Коэффициент идентификации:

Вариация – от 0 до 1.

Текущее значение – 0,99.

Параметры раствора и пара вносятся в программу «тепловой расчет» на основе данных конфигурации выпарной установки и данных из составленной таблицы для каждого корпуса выпарного аппарата и подогревателя. При

подстановке параметров для подогревателей выбирается тип подогревателя (смешения или поверхностный).

Расчет производится путем нажатия кнопки «расчет».

Выходные данные В результате расчета получают следующие выходные данные:

1. Расходы пара на подогреватели.
2. Расходы пара по корпусам выпарных аппаратов.
3. Тепловые потоки по корпусам выпарных аппаратов.
4. Коэффициенты теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов и подогревателей (при использовании рекуперативных подогревателей).
5. Общий расход выпаренной воды в выпарной батарее по концентрациям и тепловым балансам.
6. Удельный расход греющего пара (по выпаренной воде, определенной из теплового баланса).

Расчет коэффициентов теплопередачи из уравнений теплопередачи. В программе «Расчет КТП. Падающая пленка» вносятся исходные данные.

Технологические параметры режима работы батареи

Расход раствора на батарею, кг/с.

Концентрация слабого раствора, %.

Концентрация крепкого раствора, %.

Температура исходного раствора, °С.

Температура греющего пара, °С.

Температура пара вакуумного корпуса, °С.

Конструктивные параметры выпарных аппаратов

- Высота кипяtilьных труб (h), м.
- Диаметр (d), мм.
- Толщина стенки трубы (δ), мм.
- Коэффициент теплопроводности стенки трубы (λ), Вт/м·°С.
- Теплоемкость конденсата (ск). кДж/кг·°С.
- Циркуляционный расход раствора (принимается 2 м/с на одну трубу).
- Количество трубок в выпарных аппаратах (вычисляется по принятой поверхности выпарных аппаратов, заданной в программе Тепловой расчет (тест-блок)): $F = \pi \cdot d \cdot l \cdot n$, где F – поверхность нагрева выпарного аппарата; d, l, n – внутренний диаметр, длина и количество трубок в кипяtilьнике выпарного аппарата, соответственно.
- Коэффициент идентификации (φ1, φ2, φ3). Принимается φ3 = 0,7 при φ1 = φ2 = 1.

После занесения необходимых для работы программы исходных данных программа автоматически рассчитает все коэффициенты теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов.

Второе приближение. Путем изменения поверхности теплообмена в каждом корпусе выпарного аппарата по программе «Тепловой расчет (тест-блок)» добиваются равных КТП по программе «Тепловой расчет (тест-блок)» и по программе «Расчет КТП. Падающая пленка». Полученные величины КТП подставляются в формулу для определения полезных температурных напоров по

корпусам выпарной батареи. При вычислении температурных депрессий расчет ведется по концентрациям с учетом температуры вторичного пара и теплоты фазового перехода (скрытой теплоты парообразования). Далее расчет повторяется по изложенному алгоритму.

Количество приближений заканчивается при совпадении всех температурных, концентрационных режимов и коэффициентов теплопередачи как по файлу «Таблица», так и по файлам «Тепловой расчет (тест-блок)» и «Расчет КТП».

Приложения

1. Таблица.
2. Депрессия сульфат.
3. Таблица термодинамических свойств.
4. Расчет гидростатической депрессии.
5. Плотность сульфат.
6. Расчет невязки.
7. Тепловой расчет (тест-блок).
8. Расчет КТП. Падающая пленка.

11.4. Оптимизация параметров выпарных батарей

Общие положения. При любой оптимизации вначале формируют критерий оптимизации или функцию цели. В качестве функции цели могут выступать минимум приведенных затрат, оптимальный КПД, оптимальная производительность и др. Наибольшее применение находит критерий оптимальности по приведенным затратам. В настоящем примере в качестве критерия оптимальности рассматривается минимум удельной стоимости выпаренной воды. Выпарная установка представлена шестиступенчатой схемой смешанного тока 4 – 5 – 6 – 1пс – 3 – 2пс – 1 – 2. Выпарные аппараты с падающей пленкой и принудительной циркуляцией, регенеративные теплообменники нагрева раствора-теплообменники смешения кавитационно-вихревого типа.

Автоматизация расчета определения оптимальных параметров выпарной батареи включает три основных программы:

- тепловой расчет (тест-блок);
- расчет коэффициентов теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов;
- минимизация критерия оптимальности и исследование влияния варьируемых переменных на математической модели.

Формирование критерия оптимальности выпарной батареи. В качестве критерия оптимальности принимается величина удельной себестоимости выпаренной воды по приведенным затратам.

$$\frac{C}{W} = \frac{\left[\frac{p_m \cdot (I_i + N_{цн})}{Q_p^H \cdot \eta} + (p_f \cdot F + p_{цн} \cdot n) \cdot \frac{A_0}{\tau \cdot 3600} \right]}{\Sigma W},$$

где C – стоимость выпаривания, руб/кг выпаренной воды; ΣW – суммарное количество выпаренной воды, кг/кг; P_m – стоимость топлива, руб/кг; Q_p^n – низшая теплота сгорания топлива, кДж/кг; $N_{\text{цн}} = N_d \cdot n$ – общая удельная мощность циркуляционных насосов, кВт; n – количество циркуляционных насосов (ступеней выпаривания), шт.; p_f – стоимость 1 м² поверхности, руб/м² (принимается); F – общая поверхность теплообмена выпарных аппаратов, м²; $p_{\text{цн}}$ – стоимость циркуляционного насоса, руб (принимается); A_0 – коэффициент амортизационных отчислений (принимается); τ – число часов работы в год.

Из анализа критерия оптимальности видно, что критерий оптимальности состоит из 2-х конкурирующих факторов:

Первый фактор определяет затраты энергии для обеспечения процесса выпаривания. К ним относятся затраты энергии на компенсацию эксергетических потерь и затраты энергии на привод циркуляционных насосов.

Второй фактор характеризует капитальные затраты на изготовление выпарных аппаратов и циркуляционных насосов.

Алгоритм раскрытия составляющих критерия оптимальности через варьируемые переменные. Выбор плана эксперимента в кодированных значениях для принятых варьируемых переменных. Варьируемыми параметрами, влияющими на себестоимость выпаривания, приняты:

- общий температурный напор – разность температур между греющим паром 1-го корпуса и вторичным паром в последнем корпусе по ходу пара, C ;
- число ступеней выпаривания, которое влияет на расход пара и общую поверхность теплообмена выпарных аппаратов;
- скорость падающей пленки, м/с.

Выбор плана эксперимента. Для раскрытия составляющих критерия оптимальности воспользуемся одним из планов планирования эксперимента. Применим ротатабельный центральный композиционный план второго порядка в кодированных значениях для трех переменных.

Данный метод позволяет получить и исследовать регрессионное уравнение аналитическими методами на оптимум целевой функции. Матрица центрального композиционного плана состоит из ядра плана, звездных точек и центра плана. В качестве ядра плана может быть использован полный 2^n факторный план. Величина плеча α для ротатабельного плана второго порядка вычисляется по формуле:

$$\alpha = 2^n / 4,$$

где n – число варьируемых переменных.

Составляется матрица планирования эксперимента для трех переменных в кодированных значениях (табл. 11.2). Выбираем нулевой уровень для каждой переменной, шаг для каждой переменной и определяем звездные точки.

Для примера приняты следующие варьируемые переменные:

$$x_1^0 = 130 \text{ C}, x_{1\text{шаг}} = 20 \text{ C}, x_1^{-1} = 110 \text{ C}, x_1^{+1} = 150 \text{ C},$$

$$x_2^0 = 8 \text{ ступ}, x_{2\text{шаг}} = 2 \text{ ступ}, x_2^{-1} = 6 \text{ ступ}, x_2^{+1} = 10 \text{ ступ},$$

$$x_2^{-1,682} = 5 \text{ ступ}, x_2^{+1,682} = 11 \text{ ступ},$$

$$x_3^0 = 2 \text{ м/с}, x_{3\text{шаг}} = 0,5 \text{ м/с}, x_3^{-1} = 1,5 \text{ м/с}, x_3^{+1} = 2,5 \text{ м/с},$$

$$x_3^{-1,682} = 1,16 \text{ м/с}, x_3^{+1,682} = 2,84 \text{ м/с}.$$

Согласно определенным варьируемым параметрам заполняем таблицу плана для трех переменных

Все расчеты производятся в следующей последовательности:

1. Тепловой проектный расчет выпарных батарей по исходным данным матрицы планирования эксперимента для всех опытов. Используются две программы: программа теплового расчета (тест-блок) и программа для расчета коэффициентов теплопередачи по корпусам выпарных аппаратов. Расчет ведут аналогично методике проектного теплового расчета.

Таблица 11.2 – Матрица планирования эксперимента

Наименование	Номер опыта	Переменные		
		X1	X2	X3
Ядро плана	1	-1	-1	-1
	2	+1	-1	-1
	3	-1	+1	-1
	4	+1	+1	-1
	5	-1	-1	+1
	6	+1	-1	+1
	7	-1	+1	+1
	8	+1	+1	+1
Звездные точки	9	-1,682	0	0
	10	+1,682	0	0
	11	0	-1,682	0
	12	0	+1,682	0
	13	0	0	-1,682
	14	0	0	+1,682
Центр плана	15	0	0	0

2. Материальный и тепловой балансы выпарных батарей по данным теплового расчета. В результате расчетов вычисляются значения критерия оптимальности для каждого опыта матрицы планирования эксперимента. При этом расчет ведется путем сравнения КТП, полученного по программе расчета КТП с КТП, полученном из теплового расчета (тест-блок). Основным принимается КТП, полученный по программе «Расчет КТП». Получение КТП в программе теплового расчета (тест-блок), равным КТП, полученный по программе «Расчет КТП», достигается путем корректировки значения поверхности теплообмена каждого кипятильника выпарного аппарата в программе тест-блок до полного совпадения КТП по обеим программам. При не

совпадении исходных данных для расчетов КТП расчет повторяется вновь до полного совпадения не только КТП по обеим программам, но и по температурным и концентрационным режимам. Расчет можно считать законченным, когда полученные значения КТП по обеим программам совпадают и не требуют корректировки поверхностей нагрева кипятильников выпарных аппаратов.

Алгоритм обработки результатов эксперимента. В программу минимизации критерия оптимизации вводятся исходные данные, полученные из матрицы планирования эксперимента как целевой функции (удельная себестоимость выпаренной воды по приведенным затратам). По программе обрабатываются введенные исходные данные с получением математической модели в виде полинома второй или более степеней. Исследованием математической модели определяются значимые и незначимые факторы, аналитический минимум критерия оптимальности, а также строятся графические зависимости по влиянию варьируемых параметров выпарной батареи на себестоимость выпаривания.

Исследование уравнения проводится путем построения графиков зависимости варьируемых параметров и их взаимодействия на функцию цели (себестоимость выпаренной воды):

- общего температурного напора при различном числе ступеней выпаривания и нулевом значении скорости пленки;
- общего температурного напора при различной скорости пленки и нулевом значении числа ступеней выпаривания;
- числа ступеней выпаривания при различном общем температурном напоре и нулевом значении скорости пленки;
- числа ступеней выпаривания при различной скорости пленки и нулевом значении общего температурного напора;
- скорости пленки при различном числе ступеней выпаривания и нулевом значении общего температурного напора;
- скорости пленки при различном общем температурном напоре и нулевом значении числа ступеней выпаривания.

В качестве примера приведены графики влияния варьируемых параметров и их взаимодействия на приведенные затраты (себестоимость выпаренной воды) для условий модернизации выпарной батареи Архангельского ЦБК.

Исследование зависимости (рис. 11.4) себестоимости выпаривания от общего температурного напора при различном числе ступеней выпаривания отчетливо показывает, что минимум себестоимости достигается в диапазоне ступеней выпаривания от 8 до 10 и общем температурном напоре от 130 °С до 150 °С.

При исследовании зависимости (рис. 11.5) себестоимости выпаривания от общего температурного напора при различной скорости пленки было установлено, что критерий оптимальности имеет наименьшее значение в диапазоне скоростей от 1,5 до 2 м/с и температурного напора от 130 °С до 150 °С, данный диапазон варьируемых переменных можно считать наилучшим.

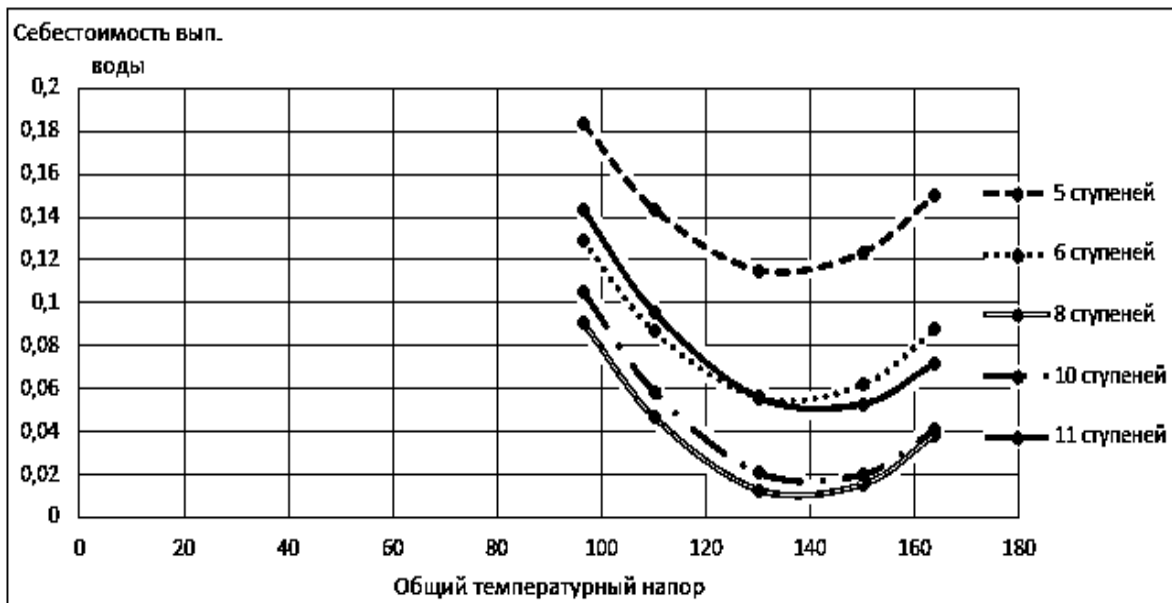


Рис. 11.4. Зависимость стоимости выпаривания от общего температурного напора при различном числе ступеней выпаривания при нулевом значении скорости пленки

Исследование зависимости (рис. 11.6) себестоимости выпаривания от числа ступеней выпаривания при различном общем температурном напоре установило, что критерий оптимальности имеет наименьшее значение при температурном напоре от 130 °С до 150 °С и числе ступеней выпаривания от 8 до 10.

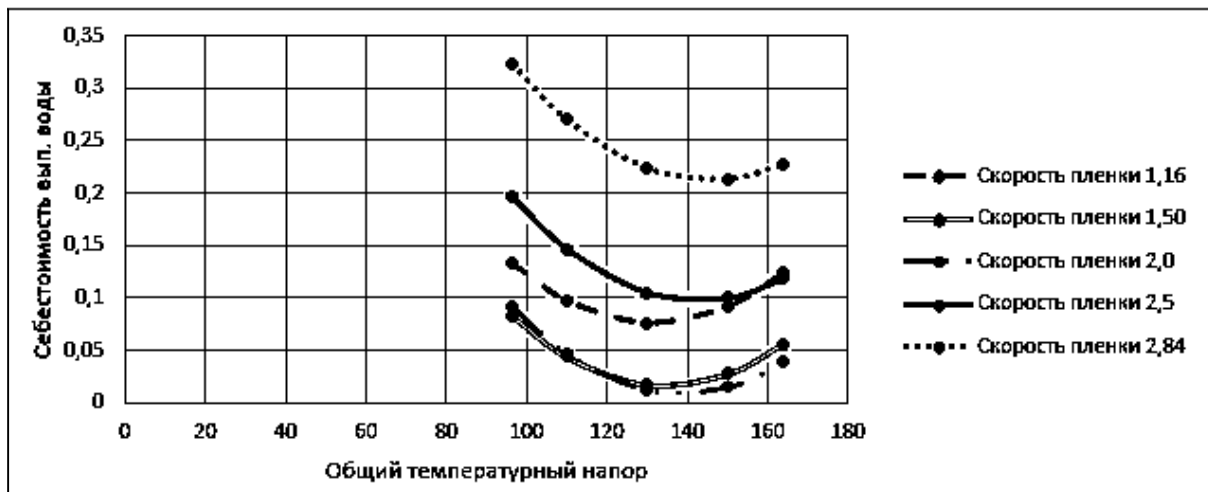


Рис. 11.5. Зависимость стоимости выпаривания от общего температурного напора при различной скорости пленки и нулевом значении числа ступеней выпаривания

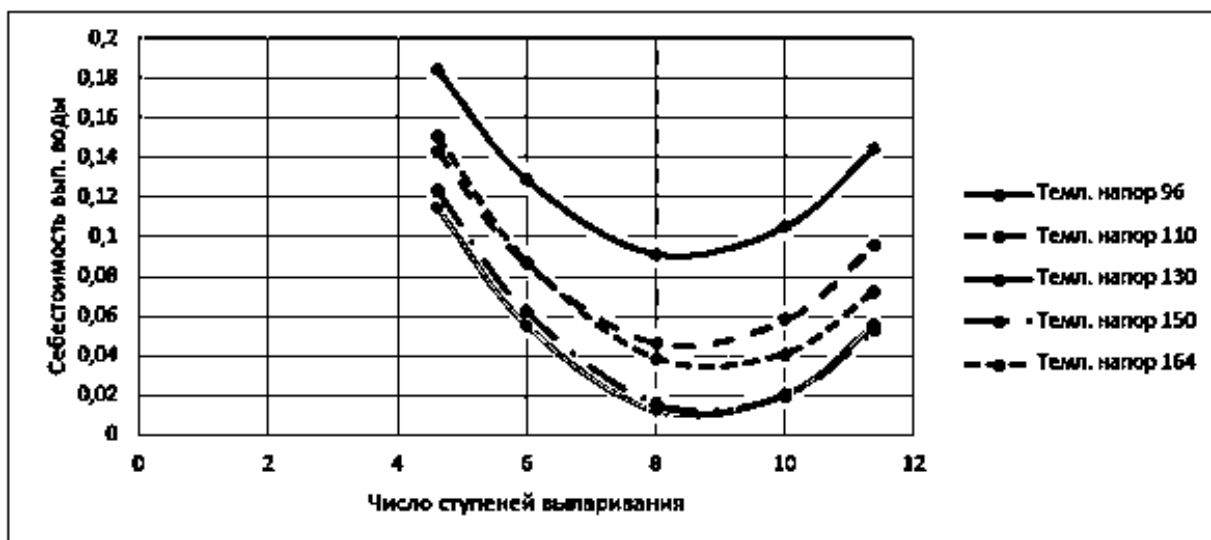


Рис. 11.6. Зависимость стоимости выпаривания от числа ступеней выпаривания при различном общем температурном напоре и нулевом значении скорости пленки

Исследование зависимости (рис. 11.7) себестоимости выпаривания от числа ступеней выпаривания при различной скорости показывает, что критерий оптимальности имеет наименьшее значение при скорости пленки от 1,5 до 2 м/с и числе ступеней выпаривания от 8 до 10.

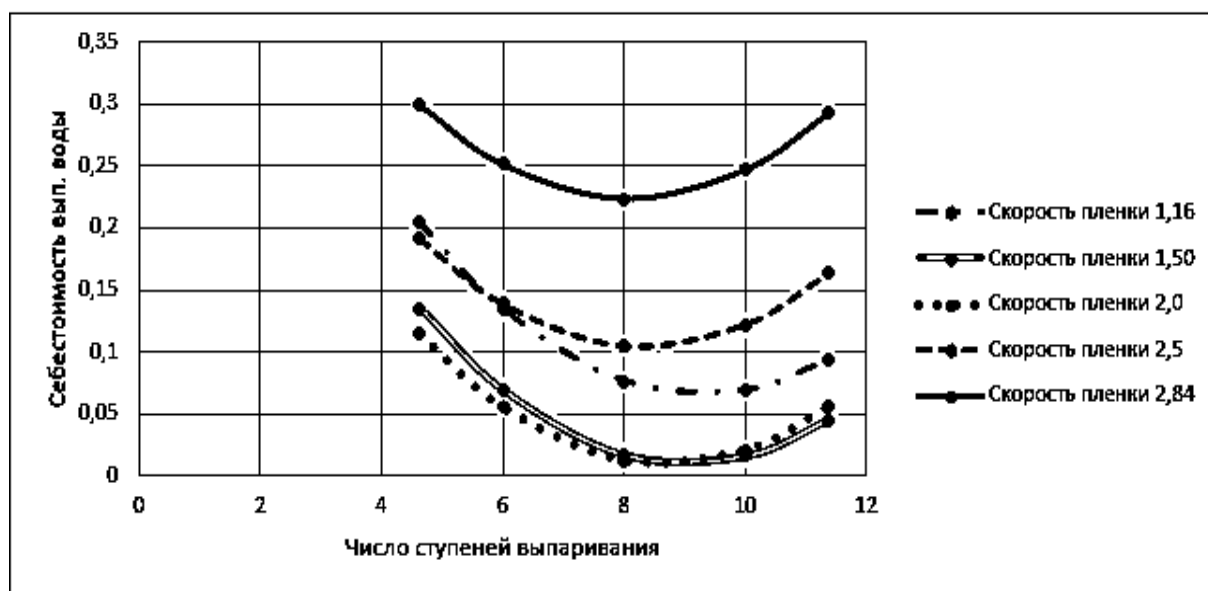


Рис. 11.7. Зависимость стоимости выпаривания от числа ступеней выпаривания при различной скорости пленки при нулевом значении общего температурного напора

Исследование зависимости (рис. 11.8) себестоимости выпаривания от скорости пленки при различном общем температурном напоре показало, что

оптимальная скорость падающей пленки лежит в пределах от 1,5 до 2,0 м/с при общем температурном напоре от 130 °С до 150 °С.

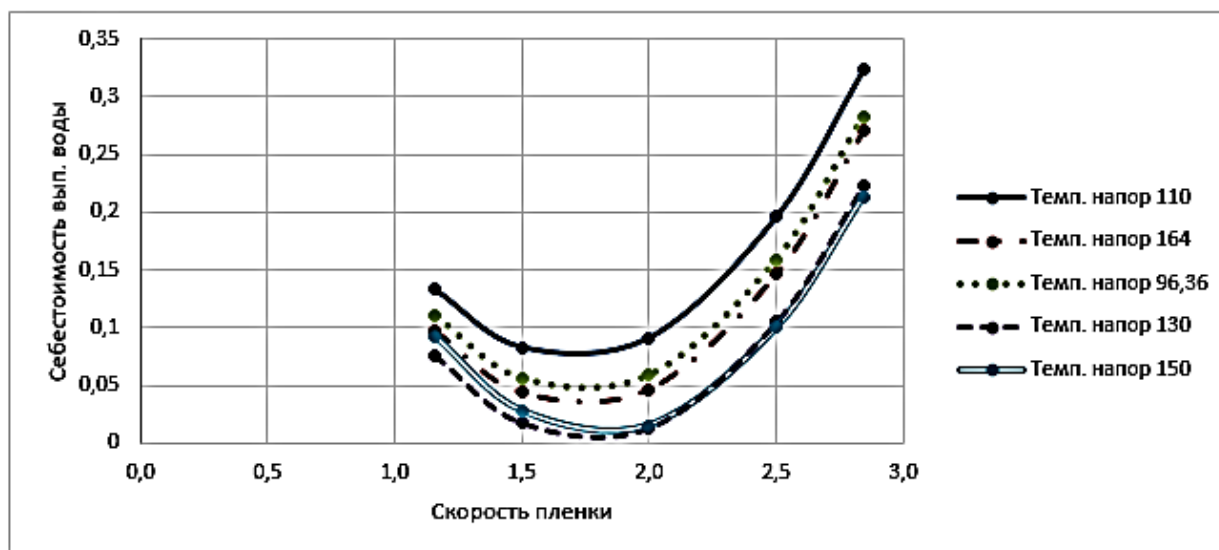


Рис. 11.8. Зависимость стоимости выпаривания от скорости пленки при различном общем температурном напоре и нулевом значении числа ступеней выравнивания

Исследование зависимости (рис. 11.9) себестоимости выпаривания от скорости пленки при различном числе ступеней выпаривания показывает, что оптимальная скорость пленки составит от 1,5 до 2,0 м/с при числе ступеней выпаривания от 8 до 10.

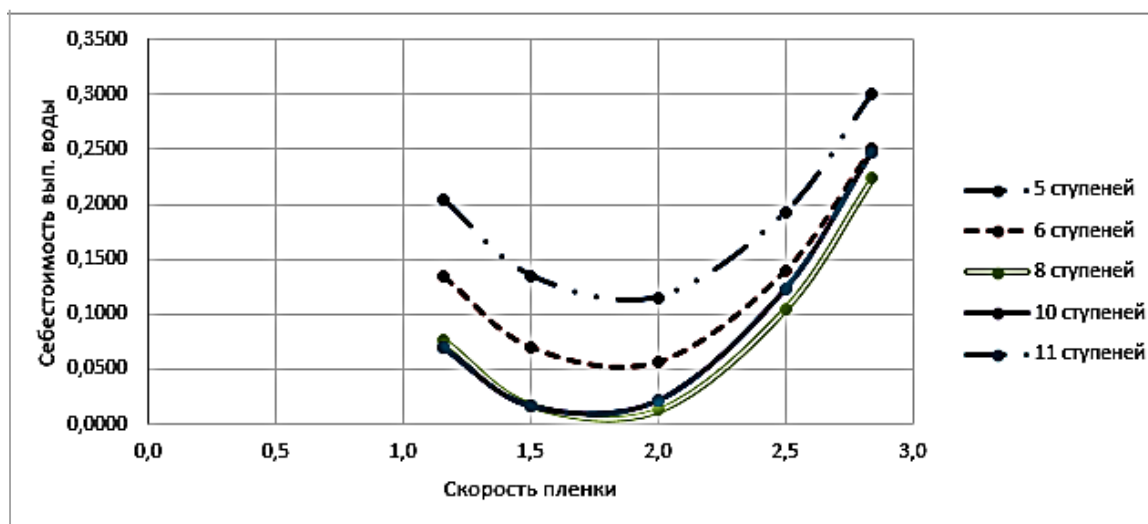


Рис. 11.9. Зависимость стоимости выпаривания от скорости пленки при различном числе ступеней выпаривания и нулевом значении общего температурного напора

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Российская Федерация. Законы. Об энергосбережении и о повышении энергетической эффективности и о внесении изменений в отдельные законодательные акты Российской Федерации: Федеральный закон № 261-ФЗ: [принят Государственной Думой 11 ноября 2009 года; одобрен Советом Федерации 18 ноября 2009 года].
2. Правительство Российской Федерации. Распоряжение от 13 ноября 2009 года № 1716-р Энергетическая стратегия России на период до 2030 года. – Москва: ЭКСМО, 2009.
3. Российская Федерация. Указ Президента Российской Федерации. О некоторых мерах по повышению энергетической и экологической эффективности российской экономики [№ 889 от 4 июня 2008 года].
4. Российская Федерация. Государственная программа. Энергосбережение и повышение энергетической эффективности на период до 2020 года. – Москва: Минэнерго РФ, 2010.
5. Башмаков, И. А. Потенциал энергосбережения в России [Текст] / И. А. Башмаков // Энергосбережение. – 2009. – № 1. – С. 28 – 35.
6. Энергосбережение в теплоэнергетике и теплотехнологиях: учебник для вузов [Текст] / О. Л. Данилов, А. Б. Гаряев, И. В. Яковлев и др.; под общей редакцией чл.-корр. РАН А. В. Клименко. – Москва: Издательский дом МЭИ, 2010. – 424 с. – ISBN 978-5-383-00363-3.
7. Вагин, Г. Я. К вопросу о повышении энергетической эффективности промышленных предприятий [Текст] / Г. Я. Вагин. – Промышленная энергетика. – 2013. – № 5. – С. 2 – 6.
8. ИТС 1-2015. Производство целлюлозы, древесной массы, бумаги, картона = Manufacture of pulp, paper and board: информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям: издание официальное: введен в действие Приказом Федерального агентства по техническому регулированию и метрологии от 1 июля 2016 г. – Москва: Бюро НТД, 2016.
9. BREF 1- 2015 Production of Pulp, Mechanical pulp, Paper and Board: A Best Available Techniques Reference Document. The present draft reference document is not subject to implementation before its approval: The Federal Agency on Technical Regulation and Metrology. - Moscow: The BAT Bureau, 2015.
10. BREF for the Pulp and Paper Industry. Suhr M., Klein G., Kourti I., Gonzalo M. R., Santonja G. G., Roudier S., Sancho L. D. – Научный и стратегический отчет ОНИЦ. Справочный документ по лучшим доступным технологиям (ЛДТ) для производства целлюлозы, бумаги и картона. Директива по промышленным выбросам 2010/75/EU (интегрированный контроль и предотвращение загрязнений). – 2015. – Seville, Spain. European Union, 2015 ISBN 978-92-79-48167-3 (PDF) ISSN 1831-9424 (online).
11. РАО Бумпром. Отчет за 2018 год. – Москва, 2019.

12. Hansen E. The Global Forest Sector: Changes, Practices and Prospects/ E. Hansen, R. Panwar, R. Vlosky. – Taylor & Francis Group, 2017. – 462 p. – ISBN 978-1-4398-7927-6.
13. Прогноз развития лесного сектора Российской Федерации до 2030 года. – Рим: ЕЭК ООН, 2012. – 106 с.
14. National Research agenda 2007 – 2030. Russian forest-based sector. – 2007.
15. Hemicelluloses and Lignin in Biorefineries / J.-L. Wertz, M. Deleu, S. Coppee, A. Richel. – Taylor & Francis Group, 2018. – 330 p. – ISBN 1-138720-8-5.
16. Непенин, Н. Н. Технология целлюлозы, Т.1. [Текст] / Н. Н. Непенин. – М.: Лесная промышленность, 1976. – 571 с.
17. Комплексная химическая переработка древесины: учебник для вузов [Текст] / И. Н. Ковернинский, В. И. Комаров, С. И. Третьяков [и др.]; под редакцией И.Н. Ковернинского; Архангельский государственный технический университет. – Архангельск: Издательство АГТУ, 2002. – 347 с. – ISBN 5-261-00054-3.
18. Иванов, С. Н. Технология бумаги: учебное пособие [Текст] / С. Н. Иванов. – [3-е изд.]. – Москва: Школа бумаги, 2006. – 696 с. – ISBN 5-86472-161-1.
19. Фляте, Д. М. Технология бумаги: учебник для вузов [Текст] / Д. М. Фляте. – Москва: Лесная промышленность, 1988. – 440 с. – ISBN 5-7120-0062-8.
20. Переработка сульфатного и сульфитного щелоков: учебник для вузов [Текст] / Б. Д. Богомолов, С. А. Сапотницкий, О. М. Соколов [и др.]; под редакцией Б. Д. Богомолова, С. А. Сапотницкого. – Москва: Лесная промышленность, 1989. – 360 с. – ISBN 5-7120-0160-8.
21. Суслов, В. А. Основные процессы при выпаривании щелоков целлюлозного производства [Текст]: учеб. пособие для вузов / В. А. Суслов. – СПб.: СПб ГТУРП, 2004. – 156 с.
22. Суслов, В. А. Повышение эффективности выпаривания отработанных варочных растворов целлюлозного производства: специальность 05.14.04 «Промышленная теплоэнергетика»: автореферат диссертации на соискание ученой степени доктора технических наук [Текст] / В. А. Суслов; Санкт-Петербургский государственный технологический университет растительных полимеров. – СПб., 2006. – 31 с.
23. Григорай, О. Б. Переработка черных щелоков сульфатного производства [Текст]: учеб. пособие для вузов / О. Б. Григорай, Ю. С. Иванов, А. А. Комиссаренков. – СПб.: СПб ГТУРП, 2012. – 106 с.
24. Kazakov V. G., Lipin V. A. The impact of sulphate and carbonate on the performance of silicate-type polymers as inhibitor of scaling [Текст]. – Light Metals TMS (Edited by Geoff. Bearne TMS (The Minerals, Metals & Materials Society)). – 2015. – P. 45 – 47. – DOI: 10.1002/9781119093435.ch8.
25. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]: учебник для вузов / А. Г. Касаткин; изд. 12-е, стереотипное, доработанное. Перепечатка с девятого издания 1973 г. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. – 753 с. – ISBN 5-98535-004-5.

26. Фролов, В. Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» [Текст]: учеб. пособие для вузов / В. Ф. Фролов. – СПб.: ХИМИЗДАТ, 2003. – 608 с. – ISBN 5-93808-039-8.
27. Жучков, П. А. Тепловые процессы в целлюлозно-бумажном производстве [Текст] / П. А. Жучков. – М.: Лесн. пром-сть, 1978. – 407 с.
28. Хоблер, Т. Теплопередача и теплообменники [Текст] / Т. Хоблер; пер. с польского инж. А. В. Плисса; под ред. проф. П. Г. Романкова. – Л.: Госхимиздат. [Ленингр. отд-ние], 1961. – 820 с.
29. Бойков, Л. М., Нечаев, Н. С. Теплотехника целлюлозно-бумажного производства. Теплоэнергетические и теплотехнологические установки [Текст] / Л. М. Бойков, Н. С. Нечаев. – СПб.: СПб ГУПТД ВШТЭ, 2017. – 383 с. – ISBN 978-5-91646-101-5.
30. Смородин, С. Н. Содорегенерационные котлоагрегаты [Текст]: учебное пособие / С. Н. Смородин, А. Н. Иванов, В. Н. Белоусов; М-во образования и науки РФ, СПбГТУРП. – СПб.: СПбГТУРП, 2010. – 164 с.
31. Гальперин, Н. И. Выпарные аппараты [Текст] / Н. И. Гальперин. – М., Л.: ГосХимиздат, 1947. – 380 с.
32. Чернобыльский, И. И. Выпарные установки [Текст] / И. И. Чернобыльский. – Киев: Вища школа, 1960. – 240 с.
33. Громова, Е. Н. Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки. Ч. 1.: учебное пособие [Текст] / Е. Н. Громова; М-во науки и высшего образования РФ, С.-Петерб. гос. ун-т пром. технологий и дизайна, Высш. шк. технологии и энергетики. – СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2020. – 88 с.
34. Лебедев, П. Д., Щукин, А. М. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий [Текст] / П. Д. Лебедев, А. М. Щукин. – М.: Энергия, 1970. – 408 с.
35. Мовсесян, В. Л., Суслов, В. А. Выпарные аппараты и схемы выпарных станций ЦБП [Текст] / В. Л. Мовсесян, В. А. Суслов. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1980. – 53 с.
36. Мовсесян, В. Л. Проектирование выпарных установок ЦБП [Текст] / В. Л. Мовсесян, В. А. Суслов, В. А. Ганичев, А. Ф. Мурзич. – Л.: ЛТА, 1987. – 81 с.
37. Проектирование выпарных установок ЦБП: учебное пособие [Текст] / В. Л. Мовсесян, В. А. Суслов, В. А. Ганичев, А. Ф. Мурзич; Ленинградский технологический институт целлюлозно-бумажной промышленности. – Ленинград: ЛТА, 1987. – 83 с.
38. Колач, Т. А. Выпарные станции [Текст] / Т. А. Колач, Д. В. Радун. – Москва: Машгиз, 1963. – 400 с.
39. Ронкин, В.М. Определение температурных потерь в выпарных аппаратах с падающей пленкой [Текст] / В. М. Ронкин, В. М. Козель // Аллюминий Сибири-2008: сборник докладов конференции. – Иркутск, 2008. – С. 358 – 365.
40. Казаков, В.Г. Метод поверочного расчета выпарных батарей [Текст] / В. Г. Казаков, Е. А. Чернилевский, М. С. Гезенцевей // Цветные металлы. – 1984. – № 10. – С. 56 – 58.

41. Волков, А. Д. Примеры расчетов выпарных установок для выпаривания щелоков целлюлозного производства: методические указания к выполнению курсового проекта [Текст] / А. Д. Волков, В. А. Бушмелев; Ленинградский технологический институт целлюлозно-бумажной промышленности. – Ленинград: ЛТИ ЦБП, 1980. – 41 с.

42. Казаков, В. Г., Черниговский, Е. А., Гезенцевей, М. С. Интенсификация выпаривания содо-щелочных растворов. [Текст] / В. Г. Казаков, Е. А. Черниговский, М. С. Гезенцевей // Цветные металлы. – 1984. – №10. – С. 56 – 58.

43. Пат. 2086282 Российская Федерация, МПК В 01 D 1/22, D 21 C 11/10. Способ извлечения химических веществ из крафт-целлюлозного черного щелока и способ управления вязкостью крафт- целлюлозного черного щелока [Текст] / Вальтер Томас Муллен, Винсент Луис Мэгнотта ; заявитель и патентообладатель Эр Продактс Энд Кемикалз, Инк. (US) – № 94 94027287; заявл. 07.07.1994; опубл. 10.08.1997, Бюл. № 2. – 24 с.: ил.

44. Перцев, Л. П. Трубчатые выпарные аппараты для кристаллизующихся растворов [Текст] / Л. П. Перцев, Е. М. Ковалев, В. С. Фокин. – Москва: Машиностроение, 1982. – 136 с.

45. Левин, Р. Е. Новый выпарной аппарат [Текст] / Р. Е. Левин. – Москва: ГНТИ литературы по черной и цветной металлургии, 1957. – 199 с.

46. Ронкин, В. М. Применение выпарных аппаратов для концентрирования кристаллизующихся и накипеобразующих растворов в глиноземном производстве [Текст] / В. М. Ронкин, В. М. Козель, В. Ю. Шабуров // Аллюминий Сибири-2008: сборник докладов конференции. – Иркутск, 2008. – С. 378 – 380.

47. Кольер, Дж. Обзор работ по теплообмену к двухфазным системам [Текст]. – Москва: Иностранная литература, 1962. – 105 с.

48. Оборудование целлюлозно-бумажного производства. Каталог. В 2 книгах. Книга 2. Оборудование для производства целлюлозы; ЗАО Петрозаводскмаш [Текст]. – Петрозаводск: Скандинавия, 2002. – 112 с.

49. Патент № 2415984 Российская Федерация, МПК D21C 11/00 (2006.01) Гидрохимический способ регенерации натриевых щелочей: № 2010114483/12: заявл.12.04.2010: опубл.10.04.2011 / В. П. Луканин, В. Г. Казаков, О. С. Смирнова; заявитель ГОУВПО СПбГТУРП. – 6 с.: ил.

50. Патент № 139592 Российская Федерация, МПК F28D 7/16 (2006/01). Выпарная установка: № 2012156753/06: заявл.25.12.2-12: опубл. 20.04.2014 / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. С. Смирнова, В. В. Иванов, О. С. Спиридонова; заявитель ГОУВПО СПбГТУРП. – 2 с.: ил.

51. Патент № 2617569 Российская Федерация, МПК D21C 11/00 (2006.01). Способ кислотно-щелочной переработки черного щелока сульфатного производства целлюлозы: № 2014108629: заявл.05.03.2014: опубл.10.09.2015 / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. С. Смирнова; заявитель ГОУВПО СПбГТУРП.

52. Патент № 2634380 Российская Федерация, МПК D21C 11/00 (2006.01). Переработка черных щелоков в производстве целлюлозы: № 2016100886: заявл. 12.01.2016: опубл.17.07.2017 / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. В. Федорова; заявитель ГОУВПО СПбГТУРП. – 6 с.

53. Патент № 2651412 Российская Федерация, МПК D21C 3/02 (2006.01). Способ упаривания щелоков в производстве целлюлозы: № 2017122502: заявл. 26.06.2017: опубл.19.04.2018 / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. В. Федорова, К. О. Субботина; заявитель ГОУВПО СПбГУПТД. – 6 с.

54. Патент № 2670855 Российская Федерация, МПК D21C 3/02 (2006/01). Способ варки технологической щепы в производстве целлюлозы: № 2017122501: заявл. 26.06.2017: опубл.25.10.2018 / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. В. Федорова, К. О. Субботина; заявитель ФГБОУВО СПбГУПТД. – 2 с.

55. Патент №2687986 Российская Федерация, МПК D21C 11/00 (2018.08). Способ регенерации натриевых солей из раствора черного щелока при производстве сульфатной целлюлозы: №2018131322: заявл. 30.08.2018: опубл.17.05.2019 / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. В. Федорова; заявитель ГОУВПО СПбГУПТД. – 2 с.

56. Патент №2696636 Российская Федерация, МПК D21C 11/00 (2006.01). Приготовление белого щелока производства сульфатной целлюлозы: №2018131321: заявл. 30.08.2018: опубл. 05.08.2019 / О. В. Федорова, В. Г. Казаков, П. В. Луканин; заявитель ГОУВПО СПбГУПТД. – 2 с.

57. Иванов, А. Н. Теплообменное оборудование промпредприятий [Текст]: учеб. пособие для вузов / А. Н. Иванов, В. Н. Белоусов, С. Н. Смородин. – СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2016. – С. 184.

58. Бойков, Л. М. Энергосбережение и ускорение сушки бумаги и картона [Текст] / Л. М. Бойков. – СПб.: СПб ГУПТД ВШТЭ, 2018. – с. 279. – ISBN 978-5-91646-140-4.

59. Биотопливо из черного щелока производства сульфатной целлюлозы [Текст] / О. В. Федорова, В. Г. Казаков, О. Т. Чебанова, К. В. Полякова // Леса России: политика, промышленность, наука, образование: Материалы третьей международной научно-технической конференции / под редакцией В. М. Гедьо (Санкт-Петербург, 23 – 24 мая 2018 года). – СПб.: Санкт-Петербургский государственный лесотехнический университет им. С.М. Кирова, 2018. – С. 139 – 141.

60. Сохранение чистоты теплообменной поверхности в процессах варки и выпаривания черного щелока [Текст] / К. В. Полякова, О. Т. Чебанова, О. В. Федорова, В. Г. Казаков: Материалы Международной научно-технической конференции молодых ученых, специалистов в области целлюлозно-бумажной промышленности, посвященной памяти В. А. Чуйко / сост. А. Г. Кузнецов (Санкт-Петербург, 12 ноября 2018 года). – Санкт-Петербург: Санкт-Петербургский государственный университет промышленных технологий и дизайна, 2018. – С. 15 – 18.

61. Влияние технологических параметров на извлечение органических соединений из растворов Черного щелока производства сульфатной целлюлозы [Текст] / О. В. Федорова, П. В. Луканин, В. Г. Казаков [и др.] // Вестник Санкт-Петербургского государственного университета технологии и дизайна. Серия 1: Естественные и технические науки. – 2016. – № 4. – С. 49 – 52.

62. Казаков, В. Г. Выпаривание растворов солевых систем с обратной температурной растворимостью накипеобразующих компонентов (В порядке

обсуждения) [Текст] / В. Г. Казаков, В. А. Липин // Цветные металлы. – 2013. – № 4(844). – С. 53 – 57.

63. Казаков, В. Г. Энергоэкологические аспекты в процессе переработки Черного щелока сульфатной целлюлозы [Текст] / В. Г. Казаков, П. В. Луканин, О. В. Федорова // XX Менделеевский съезд по общей и прикладной химии: Тезисы докладов в 5 томах (Екатеринбург, 26 – 30 сентября 2016 года) / Уральское отделение Российской академии наук. – Екатеринбург: Уральское отделение РАН, 2016. – С. 364.

64. Сажин, Б. С. Эксергетический анализ работы промышленных установок [Текст] / Б. С. Сажин, А. П. Булеков, В. Б. Сажин. – М.: Московский государственный текстильный университет, 2000. – 297 с.

65. Грассман, П. Эксергия и диаграмма потоков энергии, пригодной для технического использования [Текст] / П. Грассман. – Москва: Мир, 1965. – С. 28 – 43.

66. Казаков, В. Г., Громова Е. Н. Эксергетический коэффициент теплопередачи как критерий термодинамического совершенства теплового процесса [Текст] / В. Г. Казаков, Е. Н. Громова // Промышленная энергетика. – 2020. – № 1. – С. 34 – 36. – DOI 10.34831/EP.2020.77.69.005.

67. Бродянский, В. М., Фратшер, В., Михалек, К. Эксергетический метод и его приложения [Текст] / В. М. Бродянский, В. Фратшер, К. Михалек. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 288 с.

68. Бродянский, В. М. Эксергетический метод термодинамического анализа [Текст] / В. М. Бродянский. – Москва: Энергия, 1973. – 296 с.

69. Степанов, В. С. Химическая энергия и эксергия веществ [Текст] / В. С. Степанов. – 2-е издание. – Новосибирск: Академический научно-издательский, производственно-полиграфический и книгораспространительский центр Российской академии наук «Издательство "Наука"», 1990. – 104 с.

70. Башаров, М. М. Комплексная оценка тепломассообменных и энергетических характеристик контактных устройств [Текст] / М. М. Башаров, А. Г. Лаптев // Надежность и безопасность энергетики. – 2014. – № 4. – С. 50 – 54.

71. Антуфьев, В. М. Эффективность различных форм конвективных поверхностей нагрева [Текст] / В. М. Антуфьев. – М. – Л.: Энергия, 1966. – 184 с.

72. Ильин, Р. А. Эксергетическая оценка эффективности использования промышленных котлов и теплообменных аппаратов в системах теплоснабжения [Текст] / Р. А. Ильин, В. М. Фокин // Энергосбережение и водоподготовка. – 2016. – № 4. – С. 46 – 51.

73. Казаков, В. Г., Луканин, П. В. Смирнова, О. С. Эксергетические методы оценки эффективности теплотехнологических установок [Текст]: учеб. пособие для вузов / В. Г. Казаков, П. В. Луканин, О. С. Смирнова. – СПб.: СПб ГТУРП, 2011. – 93 с. – ISBN 978-5-91646-051-3.

74. Казаков, В. Г. Эксергетический анализ технологических схем производства целлюлозы и бумаги [Текст] / В. Г. Казаков, П. В. Луканин, О. С. Смирнова // Промышленная энергетика. – 2009. – № 11. – С. 43 – 46.

75. Казаков, В. Г. Упрощенный метод определения эксергетического КПД сложной тепловой схемы технологического процесса [Текст] / В. Г. Казаков, П. В. Луканин, О. С. Смирнова // Промышленная энергетика. – 2010. – № 1 – С. 38 – 41.

76. Гохштейн, Д. П. Современные методы термодинамического анализа энергетических установок [Текст] / Д. П. Гохштейн. – Москва: Энергия, 1969. – 368 с.

77. Казаков, В. Г. Эксергетический анализ тепловых схем гидрометаллургических процессов [Текст] / В. Г. Казаков, И. З. Певзнер, М. Я. Фитерман // Изд. вузов: Энергетика. – 1975. – № 4. – С. 76 – 81.

78. Луканин, П. В. Построение эксергетических диаграмм по методу приращений эксергетических тепловых потоков / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. С. Смирнова // Промышленная энергетика. – 2010. – № 6. – С. 50 – 52.

79. Луканин, П. В. Эксергетический анализ технологии производства сульфатной целлюлозы [Текст] / П. В. Луканин, В. Г. Казаков, О. С. Смирнова // Промышленная энергетика. – 2011. – № 7. – С. 37 – 42.

80. Луканин, П. В. Методический подход к анализу энергетической эффективности предприятий ЦБП [Текст] / П. В. Луканин, М. Н. Игольницын, В. Г. Завадский // Проблемы экономии топливно-энергетических ресурсов на промышленных предприятиях и ТЭС: межвузовский сборник научных трудов. – СПб.: СПбГТУРП, 2005. – С. 135 – 140.

81. Казаков, В. Г. Планирование экспериментальных исследований и статистическая обработка данных. Основы научных исследований в промышленной теплоэнергетике: учебное пособие [Текст] / В. Г. Казаков, П. В. Луканин, Е. Н. Громова; М-во науки и высшего образования РФ, С.-Петербург. гос. ун-т пром. технологий и дизайна, Высш. шк. технологии и энергетики. – 2-е изд., доп. – Санкт-Петербург: ВШТЭ СПбГУПТД, 2021. – 95 с. – ISBN 978-5-91646-274-6.

82. Луканин, П. В. Оценка энергетической эффективности производства сульфатной целлюлозы методом приращения эксергий [Текст] / П. В. Луканин // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2020. – № 2. – С. 3 – 11.

Научное издание

**Казakov Владимир Григорьевич
Луканин Павел Владимирович
Громова Екатерина Николаевна**

Выпаривание растворов целлюлозного производства

Редактор и корректор А. А. Чернышева
Техн. редактор Д. А. Романова

Научное электронное издание сетевого распространения

Системные требования:
электронное устройство с программным обеспечением
для воспроизведения файлов формата PDF

Режим доступа: http://publish.sutd.ru/tp_get_file.php?id=202016, по паролю.
- Загл. с экрана.

Дата подписания к использованию 31.05.2022 г. Изд. № 128/20

Высшая школа технологии и энергетики СПбГУПТД
198095, СПб., ул. Ивана Черных, 4.