

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКЕ УЗБЕКИСТАН
ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ**

На правах рукописи
УДК 663.52:681.54

Абдусаматов Абдувохид Адусамат ўғли

**ФОРМАЛИЗАЦИЯ ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ СИСТЕМЫ
ПРОИЗВОДСТВА КАЛЬЦИНИРОВАННОЙ СОДЫ**

5A610101 – Сфера услуг (автоматизация и управление)

ДИ С С Е Р Т А Ц И Я

на соискание академической степени магистра

**Научный руководитель:
к.т.н. Хамидов Б.Т.**

ТАШКЕНТ - 2013

ОГЛАВЛЕНИЕ	Стр.
ВВЕДЕНИЕ	4
ГЛАВА I. ЛИТЕРАТУРНО-ОБЗОРНАЯ ЧАСТЬ	
1.1. Краткая история развития содовой промышленности	9
1.1.1. Метод Леблана	9
1.1.2. Метод Сольвея	9
1.1.3. Метод Гонигмана	10
1.2. Сырье, используемое в производстве кальцинированной соды	12
1.2.1. Соль (рассол)	12
1.2.2. Известняк и мел	16
1.2.3. Вспомогательные материалы	18
1.3. Описание технологического процесса	21
1.3.1. Очистка рассола поваренной соли	25
1.3.2. Технологическая схема отделения очистки	27
1.3.3. Обжиг извести и получение углекислого газа	28
1.3.4. Приготовление известкового молока	34
1.3.5. Технологическая схема получения известкового молока	36
1.3.6. Нормы технологического режима отделения известкового молока, их регулирование и контроль	38
1.3.7. Абсорбция	40
1.3.8. Технологическая схема отделения абсорбции	41
1.3.9. Карбонизация аммонизированного рассола	43
1.3.10. Технологическая схема отделения карбонизации	46
1.3.10.1. Аппаратура отделения карбонизации	46
1.3.10.2. Фильтрация суспензии бикарбоната натрия	48
1.3.10.3. Технологическая схема отделения фильтрации	49
1.3.11.1. Технологическая схема процесса кальцинации	53

1.4. Переработка вторичных материальных ресурсов производства соды аммиачным способом	55
1.5. Производство хлорида кальция	58
1.6. Закачка дистеллерной жидкости в нефтяные скважины	58
1.7. Очистка газа от вредных выбросов атмосферу	59
1.8. Постановка цели и задачи исследования	61
ГЛАВА 2. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ РЕЖИМОВ ПРОЦЕССА КАРБОНИЗАЦИИ	
2.1. Разработка логико-лингвистической модели карбонизационной колонны	62
2.2. Математическая модель процесса карбонизации аммонизированного рассола.....	69
2.3. Оптимизация процесса карбонизации аммонизированного рассола	74
2.4. Нейросетевое моделирование показателей качества процесса карбонизации	77
□ГЛАВА 3. АВТОМАТИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА	
3.1 Выбор и обоснование параметров контроля и регулирования	87
3.2 Выбор и обоснование средств контроля и регулирования	89
3.3. Средства автоматизации	95
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	97
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	98
ПРИЛОЖЕНИЕ	103

ВВЕДЕНИЕ

Опыт многих развитых и доминирующих сегодня в мировой экономике стран однозначно доказывает, что достижение конкурентоспособности и выход на мировые рынки могут быть обеспечены в первую очередь за счет последовательного реформирования, углубления структурных преобразований и диверсификации экономики, обеспечения опережающего развития новых высокотехнологичных предприятий и производств, ускорения процессов модернизации и технического обновления действующих мощностей¹.

Автоматизированная система управления технологическим процессом — комплекс программных и технических средств, предназначенный для автоматизации управления технологическим оборудованием на предприятиях. Обычно имеет связь с автоматизированной системой управления предприятием (АСУ ТП). Под АСУ ТП обычно понимается комплексное решение, обеспечивающее автоматизацию основных технологических операций на производстве в целом или каком-то его участке, выпускающем относительно заверченный продукт. Термин автоматизированный в отличие от термина автоматический подчеркивает возможность участия человека в отдельных операциях, как в целях сохранения человеческого контроля над процессом, так и в связи со сложностью или нецелесообразностью автоматизации отдельных операций.

Актуальность работы. До настоящего времени наиболее распространенным способом производства соды кальцинированной является аммиачный способ Сольве, на долю которого приходится до 70% мирового ее производства.

Базирующееся на использовании весьма дешевого и доступного сырья (поваренной соли и известняка) производство соды по аммиачному способу имеет высокий уровень организации технологических процессов

¹ «2013 год станет годом поднятия на новый уровень развития нашей Родины». Доклад Президента Республики Узбекистан Ислама Каримова на заседании Кабинета Министров, посвященном основным итогам 2012 года и приоритетам социально-экономического развития на 2013 год. «Народное слово», 20.01.2012 г.

(непрерывность, комплексная автоматизация) и сравнительно высокую экономическую эффективность [1,2,3,4].

В то же время технология получения соды аммиачным способом весьма несовершенна по степени использования сырья, наличию значительного количества жидких, твердых и газообразных отходов, а также потерь тепловой энергии. Для получения 1 тонны кальцинированной соды (т.с.) расходуется 1,5 т хлорида натрия и столько же карбоната кальция. При этом в качестве отхода образуется 10 м³/т.с. так называемой дистиллерной жидкости, выводимой из процесса при температуре около 100⁰ С и содержащей в растворе около 1500 кг хлоридов кальция и натрия и около 250 кг твердых взвесей. Со сбросами теряется около 30% сырья (30% натрия и весь хлор). Поэтому перед содовой промышленностью стоят серьезные задачи по повышению ее эффективности [5,6].

К тому же современные химические технологии оказывают ощутимое негативное техногенное воздействие на природную среду (ПС). Так, в США даже закрывались заводы, работавшие по методу Сольве, из-за их неспособности выполнить выдвигаемые законами требования по вопросам охраны окружающей ПС, для выполнения которых необходимы значительные затраты. За последние годы и в России принято много постановлений и законодательных актов о мерах по охране природы и рациональному использованию природных ресурсов. В связи с этим, а также в связи с необходимостью общего повышения эффективности содового производства возникает потребность в разработке новых более совершенных технологий получения соды, обеспечивающих комплексное использование сырья и эффективную утилизацию промышленных отходов, то есть совершенствование технологии производства соды на основе экологических

требований с учетом экономических показателей [7]. Вместе с тем, отрицательные последствия воздействия хозяйственной деятельности на ПС не являются неизбежными при планомерном учете возможных воздействий и своевременной и эффективной их компенсации. В условиях, когда не обеспечивается полная компенсации воздействия на ПС, разрешается некоторый ограниченный и контролируемый уровень их наличия, не

приводящий к необратимым последствиям. Природоохранные отношения в РУз регулируются нормативными актами, устанавливающими степень и меру ответственности хозяйствующих субъектов за воздействие на ПС. Для корректного применения норм этих актов необходима актуальная, полная и достоверная информация о хозяйственной деятельности и технологии предприятия. В связи с этим в корпоративном менеджменте предприятий содовой промышленности возрастает значимость экологического контроллинга, или эко-контроллинга (ЭК), представляющего собой комплекс специальных средств, обеспечивающих планомерное получение, анализ и обобщение информации о состоянии технологического оборудования (ТО) и ПС.

Поскольку для совершенствования производства соды необходимо согласованное решение многих разнородных задач, требуется комплексное исследование, учитывающее по возможности все разнородные факторы; эффективной основой таких исследований является системный анализ (СА). Таким образом, целенаправленные исследования в области совершенствования производства кальцинированной соды на основе системного подхода являются актуальными и необходимыми [8].

Объектом исследования является химическая технология производства кальцинированной соды с позиций системного подхода.

Предметом исследования являются направления совершенствования технологии производства кальцинированной соды с учетом особенностей отечественной промышленности.

Цель и задачи исследования. Формализация оптимального управления системы производства кальцинированной соды, как сложной системы с обоснованием теоретических и методических основ технологии производства соды.

Для достижения поставленной цели решаются следующие задачи.

1. Разработка логико-лингвистической модели карбонизационной колонны.

2. Математическая модель процесса карбонизации аммонизированного рассола.
3. Оптимизация процесса карбонизации аммонизированного рассола.
4. Нейросетевое моделирование показателей качества процесса карбонизации.
5. Выбор и обоснование параметров контроля и регулирования.
6. Выбор и обоснование средств контроля и регулирования.

Научная новизна результатов работы заключается в следующем.

1. Обоснована математическое моделирование и оптимального управления технологического процесса карбонизации, основанная на применение принципов, методов и алгоритмов системного анализа химико-технологических процессов.
2. Разработаны модель для управления колонной в режиме реального времени, экспертная система управления процессом, а так же программа-тренажёр для обучения технологического персонала.
3. Разработан и программно реализован алгоритм решения уравнений полученной полной математической модели исследуемого процесса. Выполнена содержательная постановка прикладной задачи оптимизации, обоснован критерий эффективности, учитывающий технологические аспекты реализации процесса и дано решение сформулированной задачи

Теоретическая значимость результатов работы состоит в том, что они вносят определенный вклад в развитие научно-методических и технологических основ производства кальцинированной соды, имеющих характер типовой химико-технологической системы.

Практическая значимость результатов работы состоит в том разработаны нейросетевое моделирование показателей качества процесса карбонизации, выбор и обоснование параметров и средства контроля и регулирования технологического процесса.

Степень изученности проблемы. Сведения по математическому моделированию основываясь на научные исследования из литературных

данных показывают что за последние 15 лет достигнуты некоторые практические и теоретические достижения. По вопросу развития математического модели технологических процессов получения кальцинированной соды в месте с учеными Узбекистана ведут исследования и ученые из иностранных государств.

Связь диссертационной работы с тематическими планами НИР.

Работа выполнялась с координационным планом научно-исследовательских работ Ташкентского химико-технологического института.

Достоверность результатов работы. Достоверность полученных данных обеспечивается использованием современных средств и методик проведения исследований. Положения теории основываются на известных достижениях фундаментальных и прикладных научных дисциплин, теории вероятности, математике и математической статистике, регрессивном анализе. В работе диссертант грамотно использует математический аппарат, корректно вводит новые понятия.

Опубликованность результатов. Основное содержание магистерской диссертации опубликовано 3 научных работ.

Структура и объем диссертации. Магистерская диссертационная работа состоит из введения, 3 глав, списка цитированной литературы и приложение. Она изложена на 102 страницах компьютерного текста, проиллюстрированного 31 рисунками и 3 таблицами. Список литературы насчитывает 55 источников отечественных и зарубежных авторов.

ГЛАВА I. ЛИТЕРАТУРНО ОБЗОРНАЯ ЧАСТЬ.

1.1. Краткая история развития содовой промышленности

Сода была известна еще в глубокой древности в качестве вещества, применявшегося для чистки и шипевшего при соприкосновении с уксусом. Добывалась она до конца восемнадцатого века преимущественно из естественных месторождений Венгрии, Египта и других частей Африки и из золы морских растений, преимущественно в Испании. Сода того времени не отличалась чистотой[9].

В 1775 г. французская академия объявила премию в 12 тыс. ливров за лучший способ приготовления соды из поваренной соли. Однако удачного разрешения задачи в то время найти не удалось. И только, когда наступила французская революция 1789 – 1794гг., и Франция, испытывая блокаду и окруженная войсками коалиции, была отрезана от подвоза иностранного сырья и товаров, - Комитетом общественного спасения вновь был объявлен призыв ко всем гражданам – найти путь освобождения отечественной промышленности от зависимости от заграничных товаров и материалов. Ответом на призыв явились 16 предложений фабрикации соды, из коих первенство отдано было методу, автором которого был врач Николай Леблан.

1.1.1.Метод Леблана

Способ Леблана состоял в приготовлении из поваренной соли при помощи серной кислоты сульфата и дальнейшей переработке последнего с углем и углекислым кальцием (мелом или известняком) на соду. Способ Леблана привился в промышленности, и долгое время был единственным в содовой технике. Наибольшее развитие способ Леблана получил в Англии.

1.1.2. Метод Сольвея

В семидесятых годах XIX столетия выступил на сцену новый способ приготовления соды, предложенный бельгийским инженером Эрнестом Сольвэ. Этот способ произвел полный переворот в содовой технике. Сущность этого метода состояла в насыщении природных соляных растворов

аммиаком и углекислым газом и переработке получающегося при этом осадка бикарбоната на кальцинированную соду посредством простого прокаливания [10].

Отличительной особенностью разработанного Сольвэ способа фабрикации является непрерывность процесса во всех его стадиях. Изобретательности Сольвэ содовая техника обязана введением в практику знаменитых сольвеевских колонн для насыщения аммиачного рассола углекислым газом, для получения аммиачного рассола и для отгонки аммиака из маточных жидкостей при фильтрации бикарбоната.

1.1.3. Метод Гонигмана

После Сольвэ наибольший успех в производстве кальцинированной соды путем аммиачного процесса выпал на Морица Гонигмана, который удачно разрешил задачу насыщения аммиачного рассола не в колоннах, а в последовательно соединенных цилиндрических резервуарах. Однако неблагоприятным отличием способа Гонигмана является периодичность процесса.

Содовая промышленность в России начала свое развитие с леблановского способа. Первый содовый завод в России был построен в 1884г. в Сибири на базе природного сульфата натрия. Попытка осуществить аммиачный способ в России независимо от Сольвэ была предпринята инженером Лихачевым, в 1868 г. построившим небольшой завод по аммиачному способу в Казанской губернии на базе привозной поваренной соли. Однако из – за больших потерь соли и аммиака при их высокой стоимости завод просуществовал только 4 года.

Аммиачный способ утвердился в России, когда в 1883г. был построен фирмой Сольвэ при участии русских капиталовложений содовый завод в Березниках на базе Соликамского месторождения поваренной соли. В 1893 г. был построен второй – Донецкий содовый завод, а в 1899г – в Славянске.

Сведения о главнейших содовых продуктах, природных и искусственно получаемых натриевых солях.

Под словом «сода» в промышленности, торговле и домашнем хозяйстве подразумевают целый ряд общеизвестных и необходимых химических продуктов, как – то:

1) *Кальцинированная соль* (угленатриевая соль – Na_2CO_3). Применяют главным образом в производстве стекла и химикатов. Около половины кальцинированной соды идет на изготовление стекла, около четверти – химикатов, 13% - мыла и моющих средств, 11% употребляется на такие цели, как изготовление целлюлозы и бумаги, рафинирование металлов и нефти, дубление кожи и очистка воды, а остальное поступает в продажу.

2) *Щелок*. Наименование «щелою» (K_2CO_3 , Na_2CO_3 , NaOH) было присвоено продуктам, получаемым путем выщелачивание древесной золы. Она содержит приблизительно 70% карбоната калия (поташа), используемого в основном для изготовления мыла и стекла. Путем обработки гашеной извести (гидроксидом кальция) карбонат натрия превращают в каустическую соду (гидроксид натрия), которая применяется для бытовых и промышленных целей под названием «каустик».

3) *Поташ*. Хотя в химической промышленности поташем главным образом называют карбонат калия (K_2CO_3), в сельском хозяйстве это название охватывает все соли калия, идущие на изготовление удобрений, но в основном хлорид калия (KCl) с небольшой примесью сульфата калия (K_2SO_4). Карбонат калия применяется в производстве стекла, солей калия, красителей и чернил. Карбонат калия – важный компоненте специальных стекол, например оптических и лабораторных.

4) *Двуугленатриевая соль* NaHCO_3 , называемая также в технике «бикарбонат», имеющая большое применение для изготовления искусственных минеральных вод и шипучих прохладительных напитков, в медицине, в домашнем хозяйстве для выпечки хлеба и в кондитерском производстве.

1.2. Сырье, используемое в производстве кальцинированной соды

Производственное предприятие, независимо от того, к какой отрасли оно принадлежит, сможет лишь тогда развиваться и приносить прибыль, когда оно построено на здоровой основе. Для этого необходимо, прежде всего, чтобы оно было расположено в таком пункте, где легче всего достать сырье и материалы производства, а также хороших рабочих, и где, равным образом, лучше и выгоднее сбывать продукты производства, не нуждаясь для этого в особых сложных перевозочных средствах. Это основное положение для организации рационально работающего предприятия в особенности должно быть отнесено к содовым заводам, так как экономичность работы их определяется главным образом стоимостью основных видов сырья и топлива, в частности соли, известняка или мела, аммиачной воды, каменного угля и кокса. В виду значительных расходных величин этих продуктов, содовые заводы строятся обычно или непосредственно на данном сырье и топливе, или вблизи последних, чтобы стоимость транспорта этих сырьевых материалов не ложилась тяжелым накладным расходом на стоимость их добычи [12,13,14,15].

1.2.1. Соль (рассол)

В аммиачном способе производства соды применяют не твердую соль, а рассол, что является большим преимуществом, так как добыча рассола путем подземного выщелачивания соли водой значительно дешевле добычи твердой соли обычным шахтным способом. Использование для приготовления рассола твердой соли, поднятой на поверхность земли, допустимо только в тех случаях, когда поваренная соль является отходом производства.

Рассол при подземном выщелачивании соли имеет температуру порядка 15°C. При этой температуре насыщенный раствор содержит около 317 г/л NaCl. Однако получать насыщенный раствор довольно трудно. Для этого требуется длительное время, так как с приближением к состоянию насыщения скорость растворения NaCl сильно уменьшается. Практически можно получать рассол с концентрацией 305 – 310 г/л.

Различают рассолы естественные и искусственные. Первые получаются в результате растворения пластов каменной соли подпочвенными водами. Соль залегает обычно на глубине 200 – 300 м. наличие грунтовых вод приводит иногда к тому, что размывание соляных пластов происходит под землей естественным образом, в результате чего под землей образуются большие озера с насыщенным рассолом.

Искусственный способ. С целью увеличения крепости рассола, производят углубление скважин, при чем естественный рассол, опускаясь вниз и омывая нижележащие слои, донасыщается (каждые 10 м углубления повышают крепость рассола примерно на 1г в литре и выше)

Рассол добывается из подземных глубин с помощью буровых скважин (рис.1.1.) Скважину сверлят до основания соляного пласта. Для защиты ее от обвалов осадочных пород вставляют так называемую обсадную трубу. Для предохранения соляного пласта от проникновения подпочвенных вод у нижней поверхности осадочных пород кольцевое пространство между обсадной трубой и почвой заливают цементом[16]. Внутри обсадной трубы вставляют центральную трубу почти до основания соляного пласта. Образующийся слабый рассол выдавливается на поверхность через кольцевое пространство между внутренней и обсадочной трубой (стадия I). Его используют вместо свежей воды, закачиваемой в нормально работающие скважины.

Когда в пласте соли образуется достаточно большая размытая камера, приступают к нормальной эксплуатации скважины.

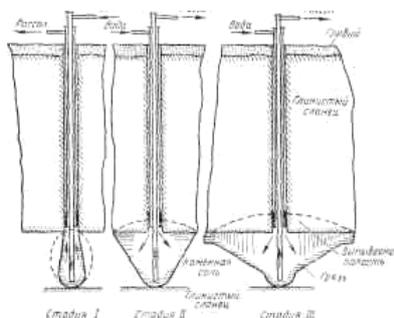


Рис.1.1. Схема скважины для получения искусственного рассола: I–III – стадии выщелачивания.

При этом направление потоков воды и рассола обычно меняют – воду подают по кольцевому пространству в верхнюю часть камеры, а концентрированный рассол поднимается по центральной трубе (стадия II). При таком направлении потоков из скважины откачивается имеющий большую плотность, а поэтому находящийся в нижних слоях камеры, концентрированный рассол [17,18].

С наибольшей скоростью соль растворяется в верхней части поверхности размытой камеры – у ее потолка, куда поступает свежая, обладающая наибольшей растворяющей способностью вода. Медленнее всего соль растворяется в нижней части камеры, так как с ней соприкасается наиболее концентрированный рассол; кроме того, эта поверхность камеры покрывается оседающими нерастворимыми примесями, изолирующими ее от растворяющей жидкости. Скорость растворения боковых поверхностей камеры имеет промежуточное значение, она уменьшается с глубиной погружения. При таком характере растворения камера приобретает форму опрокинутого конуса с вершиной у основания центральной трубы (стадия III). Когда растворяющийся потолок камеры достигает нерастворимых осадочных пород, выщелачивание соли продолжается по боковой поверхности. Поверхность оголяемых осадочных пород увеличивается, часть их вымывается рассолом, и они, падая вниз, покрывают расположенную ниже поверхность камеры, затрудняя ее растворения. Наклон боковой поверхности к горизонту постепенно уменьшается. В результате нижняя часть пласта практически не растворяется, что приводит к постепенному уменьшению производительности скважины.

Если при эксплуатации скважины оседающая на дно камеры грязь забивает центральную трубу, то для ее очистки изменяют направление потоков, подавая воду по центральной трубе.

Более совершенным способом добычи рассола является так называемый метод гидровруб, при котором у основания соляного пласта при помощи воды создают вруб, т.е. размыв пласта в ширину до диаметра

100 – 10 м и высотой 1,5 – 2 м. Чтобы обеспечить растворение пласта соли вширь и предохранить от растворения потолок образующейся камеры, в скважину вводят воздух или нефтяные продукты, например мазут, которые, всплывая, образуют между потолком камеры и водой изолирующий слой, препятствующий растворению соли. Управление процессом образования гидровруба при помощи мазута легче и надежнее, чем при помощи воздуха. Слой мазута или нефти поддерживают около 1 см. Таким образом, соль будет растворяться только с боков камеры. Такая предварительная подготовка камеры длится 1,5 – 2 года, после чего начинается нормальная ее эксплуатация. Защитный слой нефти или воздуха убирают, и начинается растворение соли и высокая производительность скважины.

На рис. 1.2. показана схема скважины, работающей по методу гидровруба.

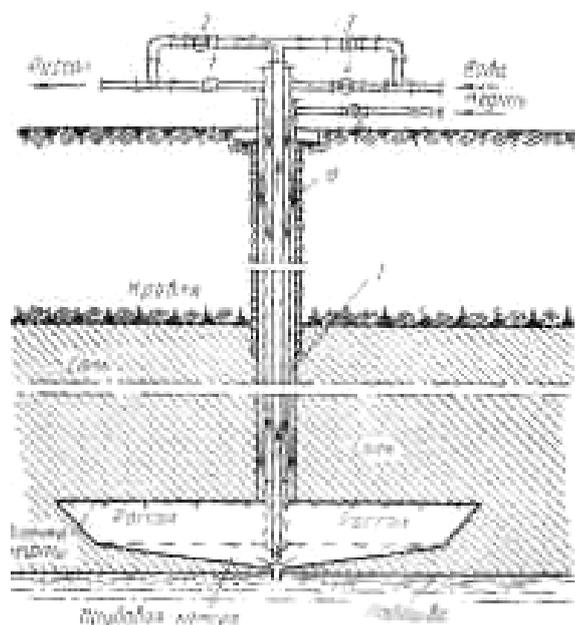


Рис.1.2. Схема скважины для разработки пласта методом гидровруба: 1 – 5 – вентили на трубах для воды, нефти и рассола; 6 – первая обсадная труба; 7 – вторая обсадная труба.

В ствол скважины, проходящий через осадочные породы и пласт соли, опускают три концентрически расположенные стальные трубы. Наружная – первая обсадная – труба 6 диаметром 250 мм проходит слой осадочных

пород и служит для предохранения от осыпания ствола скважины и от проникновения подпочвенных вод в пласт соли. Вторая обсадная труба 7 имеет диаметр 200 мм и входит в пласт соли. Кольцевое пространство между обеими обсадными трубами цементируют. Во вторую обсадную трубу вставляют концентрически еще две трубы диаметрами 150 и 75 – 100 мм. По кольцевым пространствам поступают нефть и вода, по центральной трубе выдавливается на поверхность земли рассол. Две внутренние трубы соединены вне скважины системой вентиля 1 – 4. если надо промыть рассольную трубу водой, вентили 2 и 4 закрывают, а 1 и 3 открывают. Для удаления нефти из скважины путем вытеснения ее рассолом открывают вентили 4 и 5 и закрывают 1,2 и 3.

На заводе рассол хранят в стальных резервуарах емкостью 2000 – 3000 м³. Для защиты от коррозии эти резервуары внутри футеруют слоем бетона, армированного стальной сеткой. Рассол хранят также в бревенчатых срубах, которые могут служить многие годы.

1.2.2. Известняк и мел

Вторым основным сырьевым материалом для производства соды служит известняк или мел. Более предпочтительным сырьем является известняк. Недостатком мела является его пористая порода, он легко впитывает влагу, нарушающая нормальный ход обжига его в известковых печах.

Обычно считается, что наилучшим сырьем является известняк с содержанием от 92% CaCO₃, влаги от 1 до 5% и минимальным количеством силикатов, хотя возможны отступления от этих условий, в зависимости от характера производств. Работа на одном меле вызывает дополнительные расходы топлива или предварительно на сушку его, или в самой печи, а также разбавление печного газа (содержание CO₂). Работать на одном меле, благодаря его высокой влажности не экономично, и в связи с этим готовят для известковых печей смеси известняка и мела в пропорции примерно 1:1. Наличие такой пропорции приводит работу печи к нормальным условиям как

в смысле расхода топлива, так и концентрации получаемого печного газа.. Основные требования, предъявляемые практикой в отношении размеров кусков мела или известняка, это – иметь материал в кусках величиной примерно около 60 - 150 мм. Процент CaCO_3 в меле не должен быть ниже 80, при чем на меле с низшим содержанием CaCO_3 работать уже не выгодно. Необходимо также иметь определенный и минимальный процент примесей, в особенности SiO_2 , благодаря которому в печах образуются легкоплавкие силикаты (печь «течет»), и который внизу печи застывает в большие куски – так называемый «козел». Процент влаги в меле должен быть не выше 5%, дабы не иметь разбавления печного газа, а также чтобы не тратить излишнего количества топлива для подсушки его.

Добыча известняка и мела ведется в карьерах методом открытых разработок. При тонком слое верхних порывающих пород шахтные разработки не применяют. Удаление верхних наносных слоев и непосредственную добычу известняка и мела производят при помощи экскаваторов.

Вдоль простирания пластов нарезают несколько уступов, в которых бурят небольшие цилиндрические отверстия – шпуры, куда закладывают взрывчатое вещество. Взорванную раздробленную породу грузят экскаваторами в вагонетки и отвозят на дробильно – сортировочную установку, находящуюся при карьерах. Куски размерами 40 – 120 мм отделяют и, в зависимости от расстояния от карьера до завода, транспортируют либо по канатной подвесной, либо по железной дороге. В первом случае вагонетки с карбонатным сырьем подают непосредственно на известковые печи, во втором случае известняк или мел поступает сначала на склад, откуда вагонетками подвесной дороги или элеватором его транспортируют на печи. Куски, имеющие размер меньше 40 мм, составляют отход, который может быть использован для других целей, например на строительных работах, в производстве цемента, в металлургической

промышленности или же для получения извести в специально выделенных для обжига мелочи печах.

1.2.3. Вспомогательные материалы

1. Аммиак. В производстве соды аммиак после регенерации в отделении дистилляции возвращают обратно в производственный цикл. Неизбежные при этом потери компенсируются введением аммиачной воды. Аммиачная вода поступает с заводов синтетического аммиака, а также с коксохимических заводов.

Свойства аммиака и его солей играют важную роль в содовом производстве. При обычных условиях аммиак является бесцветным остро пахнущим газом, вызывающим слезы и удушье. Аммиак хорошо растворяется в воде и рассоле. При этом плотность раствора понижается, а объем его увеличивается. Растворимость аммиака увеличивается с понижением температуры и повышением давления.

2. Топливо. В производстве кальцинированной соды топливо применяют в известковых печах при получении извести и в содовых печах при кальцинации бикарбоната натрия.

Основным видом топлива обжига известняка или мела следует считать кокс; вполне достаточно иметь кокс второго сорта и даже в смеси с коксом третьего сорта со средним анализом: влажность до 0,095%, летучих веществ до 6,37%, постоянного углерода 76,71%, золы от 7 до 15%. Такой кокс имеет теплотворную способность 6421 кал. К топливу, также как и к известняку, предъявляются практикой определенные требования:

- 1) определенная величина кусков, примерно около 6 – 7 см;
- 2) минимальный процент зольности;
- 3) определенная влажность (не выше одного процента);
- 4) содержание углерода в коксе от 75%;
- 5) содержание летучих веществ в коксе не выше 5 – 6,5%.

Не исключена возможность применения в качестве топлива для обжига карбонатного сырья природного газа. Он – наиболее дешевое беззольное высококалорийное топливо.

3. Вода. На содовых заводах воду расходуют в основном для охлаждения жидкостей и газов. Сравнительно меньше ее расходуют на чисто технологические нужды, например на приготовление рассола, известкового молока и т.д. Воду расходуют также на питание паровых котлов, производящих пар для отгонки аммиака в отделении дистилляции, для паровых машин, если они имеются на заводе, и для отопления помещений.

Качество воды характеризуется содержанием растворенных в ней солей и газов. Особое внимание уделяется так называемым «солям жесткости», т.е. солям кальция и магния, которые всегда содержатся в природных наземных и подземных источниках воды.

Различают временную и постоянную жесткость воды. Первая обуславливается растворенными в воде бикарбонатами кальция $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ и магния $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$, которые при нагревании воды до температуры кипения разлагаются с выделением в осадок углекислых солей. Например,



Соли постоянной жесткости, например CaCl_2 , CaSO_4 и др., при нагревании из воды не удаляются. Они выделяются в осадок при испарении воды, образуя на стенках аппаратов трудно удаляемую плотную накипь. Жесткую воду можно использовать только в тех случаях, когда условия ее применения не вызывают выделения твердых осадков. В котельных установках недопустимы ни первый, ни второй тип жесткости. Поэтому воду для них предварительно очищают от солей кальция и магния химическим способом на специальных установках.

На заводах, расходующих большие количества воды, используют так называемую «оборотную воду», получаемую охлаждением уже использованной нагретой воды в специальных установках

Говоря о воде, следует отметить, что отброс содовых заводов CaCl_2 служит причиной повышения жесткости воды в близлежащих водоемах и делает иногда ее непригодной для использования.

4. Водяной пар. Для получения пара воду нагревают до температуры кипения, которая зависит от давления получаемого пара. При давлении 760 мм рт. ст. чистая вода кипит при 100°C . С повышением давления повышается температура кипения, а следовательно и температура получаемого пара. В присутствии кипящей воды каждому давлению будет соответствовать вполне определенная температура пара. Такой пар называют насыщенным. Если насыщенный пар нагреть в отсутствие воды, то получится перегретый пар. Давление такого пара в замкнутом пространстве будет зависеть уже не только от температуры, но и от занимаемого паром объема.

При получении пара расходуется тепло на подогрев воды до температуры кипения и на ее испарение. Температура воды, нагретой до кипения, при дальнейшем подводе тепла не повышается. Все подводимое тепло будет расходоваться на испарение воды, поэтому оно называется «скрытой теплотой испарения» [20,21].

При обратной конденсации пара израсходованное на испарение тепло выделяется, что делает пар хорошим средством для нагревания. Для конденсации насыщенного пара достаточно небольшой разницы температур между паром и нагреваемым продуктом. Если пар непосредственно соприкасается с нагреваемой жидкостью, такое нагревание называют «нагреванием острым паром», а если передача тепла идет через стенку – «нагреванием глухим паром». Перегретый пар при охлаждении не будет конденсироваться до тех пор, пока он не станет насыщенным. Поэтому для целей нагревания, где используется главным образом теплота конденсации, применяют, как правило, насыщенный пар. При передаче пара по трубопроводам используют перегретый пар, который при охлаждении в трубопроводе не конденсируется, следовательно, не теряет тепла

конденсации. Перегретым паром пользуются также для приведения в движение паровых турбин и машин.

1.3.Описание технологического процесса

Производство кальцинированной соды по аммиачному способу включает 8 основных переделов [22,23,24,25]:

получение карбонатного сырья: вскрыша, взрывные работы, добыча, дробление, сортировка сырья и транспортирование;

переработка карбонатного сырья: обжиг, охлаждение и очистка диоксида углерода, гашение извести с получением известковой суспензии;

очистка рассола: взаимодействие сырого рассола с реагентами в реакторах и отстой рассола;

абсорбция: отмывка в промывателях газов, выделяющихся на других стадиях, от аммиака, двухстадийное насыщение раствора хлорида натрия аммиаком и частично диоксидом углерода, поступающим со стадии дистилляции, охлаждение аммонизированного рассола;

карбонизация: отмывка от аммиака газа, покидающего стадию карбонизации (сопровождается улавливанием диоксида углерода), предварительная карбонизация, карбонизация с выделением гидрокарбоната натрия в осадительных колоннах, компримирование (перед подачей в карбонизационные колонны) диоксид углерода, поступающего со стадий переработки сырья и кальцинации;

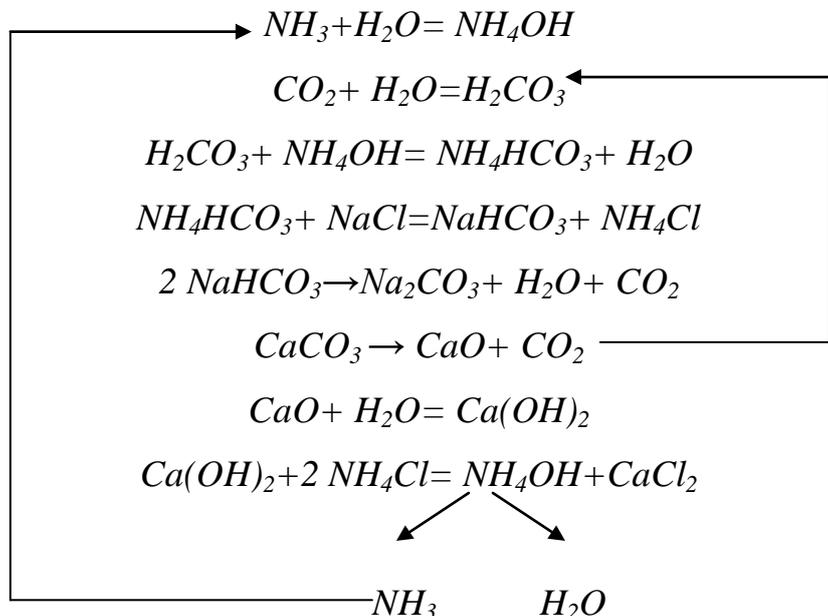
фильтрация: отделение гидрокарбоната натрия на фильтрах и отсос воздуха вакуум – насосами;

кальцинация: обезвоживание и разложение гидрокарбоната натрия в содовых печах, охлаждение и очистка диоксида углерода после содовых печей;

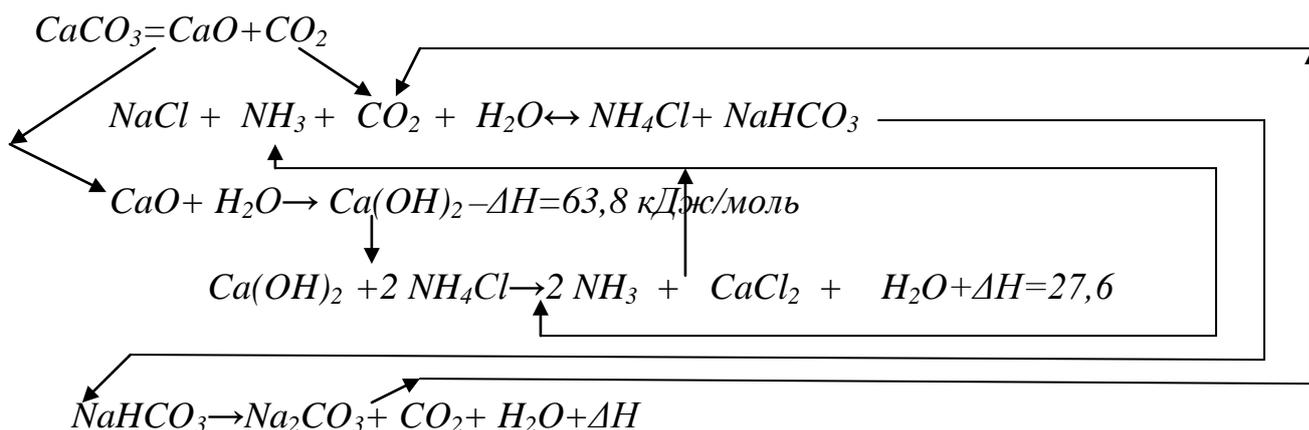
регенерация аммиака (дистилляция): предварительный подогрев и диссоциация содержащихся в фильтровой жидкости карбонатов и гидрокарбонатов аммония в конденсаторе и теплообменнике дистилляции,

смешение и взаимодействие нагретой жидкости с известковой суспензией в смесителе и отгонка аммиака в дистиллере.

Весь содовый процесс полностью может быть изображен следующими химическими уравнениями:



Взаимную связь реакций можно изобразить следующей схемой:



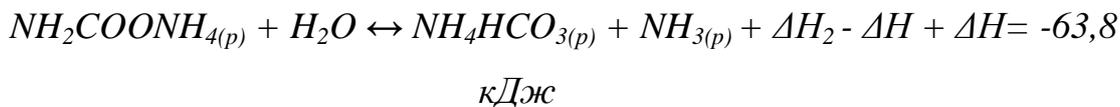
Реализация химической модели сопряжена с разработкой технологического режима с использованием физико – химических свойств водной четырехкомпонентной системы.

В водном растворе существуют четыре компонента NaCl – NH₄HCO₃ – NH₄Cl – NaHCO₃ (независимых компонентов – четыре, ибо если известны значения трех компонентов, то по уравнению реакции можно рассчитать

содержание четвертого.) Соль NH_4HCO_3 образуется в результате взаимодействия в растворе CO_2 и NH_3 :



Образовавшийся карбамат гидролизуется:



Температурный режим избран по результатам исследования реакций, а материальные расчеты и соотношения реагирующих компонентов определены по данным о четырехполюсной системе. Ниже приведены графические методы разработки технологического режима для реакций такого типа. На основании диаграммы (рис.1) устанавливают, что хлорид натрия взаимодействует с бикарбонатом аммония, образуя бикарбонат натрия и хлорид аммония, и растворимость бикарбоната натрия в этой системе мала, так как в равновесном растворе 1 моль бикарбоната растворяется в 4240 молях воды, т.е. практически впадает в твердую фазу. Проекция диаграммы на квадрат солевого состава представлена на рис.2

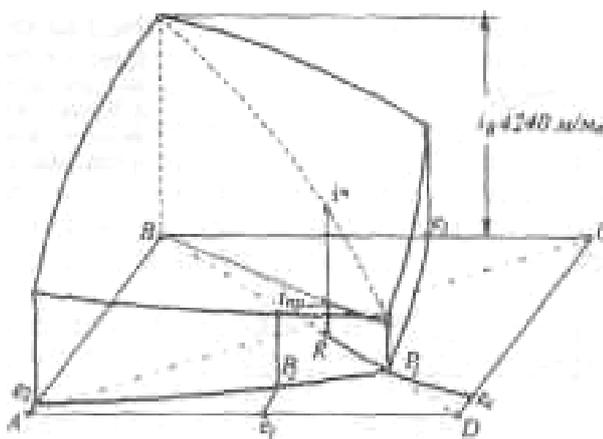


Рис. 3. Система $\text{Na}^+, \text{NH}_4^+ \parallel \text{Cl}^-, \text{HCO}_3^- - \text{H}_2\text{O}$, $T 30^\circ\text{C}$: A- NaCl ; B- NaHCO_3 ; C- NH_4HCO_3 ; D - NH_4Cl ; i -количество H_2O - молей воды/1 моль Σ солей; i^* - равновесное, $i_{пр}$ - практическое R-отношение A : C, вступающих в реакцию;

P – солевой состав раствора

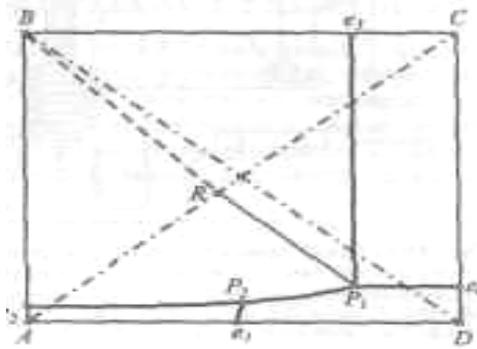


Рис.1.4. Проекция системы $\text{Na}^+, \text{NH}_4^+ \parallel \text{Cl}^-, \text{HCO}_3^- - \text{H}_2\text{O}$, $T 30^\circ\text{C}$: A- NaCl ; B- NaHCO_3 ; C- NH_4HCO_3 ; D - NH_4Cl ; e – солевой состав эвтонических растворов двухкомпонентных систем; P – невариантные точки четырех - компонентной системы; R – солевой состав реакционной смеси

Стабильной диагональю солевого квадрата, которая пересекает только два полюса кристаллизации, является диагональ бикарбоната натрия – хлорид аммония, соотношение между реагирующими компонентами выбирают графически по проекции диаграммы, учитывая необходимость получения бикарбоната натрия, не содержащего в твердой фазе аммонийных солей. Иллюстрацией этого приема служит рис 1.3. Он заключается в создании в растворе несколько увеличенного содержания воды по сравнению с невариантной фигуративной точкой P_1 , на которую направлен луч кристаллизации.

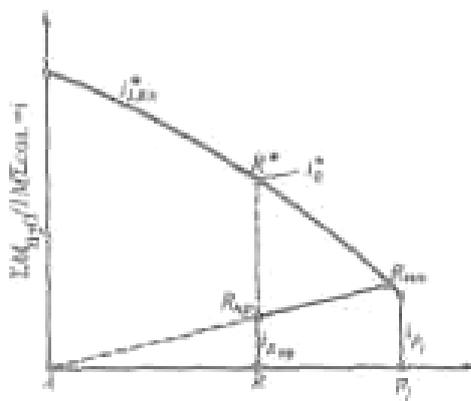


Рис.1.5. Сечение диаграммы по ARP_1 :

i_{LBN}^* – количество воды в равновесном растворе; $i_{\text{R.тех}}$ – количество воды в технологическом растворе; i_{P1} – количество воды в растворе P_1 ; R – фигуративная точка реакционной смеси.

Сущность процесса может быть выражена таким образом, что при обработке насыщенного аммиаком рассола углекислым газом сперва происходит как – бы нейтрализация этого раствора углекислотой, сопровождающаяся значительным выделением тепла, а в дальнейшем, по мере повышения в растворе концентрации средней углеаммониевой соли, начинается ее обменное разложение с поваренной солью с образованием соды, которая при дальнейшем действии на раствор углекислоты образует наименее растворимое соединение – бикарбонат.

С практической точки зрения [26,27] является интересным не только ход реакции и достижение наилучшего выхода бикарбоната, но и качество (физические свойства, структура) получаемого осадка бикарбоната. В заводских условиях, когда выпадение бикарбоната начинается при несколько повышенной температуре, а рост кристаллов – при охлаждении, получается крупно - кристаллический, хорошо отстаивающийся, хорошо фильтрующийся и хорошо промывающийся осадок. Пределом охлаждения на заводах чаще всего является температура 28 – 30°C, но иногда и ниже – до 25°C. Структура осадка имеет большое значение, так как легкость и скорость фильтрации и промывки сокращает расход пара на дистилляцию маточных жидкостей, а, кроме того, уменьшает остающуюся в бикарбонате после фильтрации влажность, что в свою очередь облегчает кальцинацию осадка и сокращает расход топлива на этот процесс. Слишком сильное охлаждение вызывает образование очень мелкого, илообразного осадка, который трудно фильтруется и нарушает и удорожает нормальный ход производства.

1.3.1. Очистка рассола поваренной соли

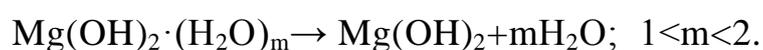
На содовых заводах сырой рассол очищают от примесей известково – содовым способом. В этом случае для осаждения солей кальция используют соду, для осаждения солей магния – известковую суспензию.

В основе известково-содового способа лежат реакции ионного обмена, приводящие к образованию труднорастворимых карбоната кальция и гидроксида магния:



Полнота выделения ионов магния и кальция в осадок, а следовательно, степень очистки, определяется растворимостью CaCO_3 и $\text{Mg}(\text{OH})_2$ в растворе хлорида натрия. Косвенным параметром, характеризующим полноту выделения Ca^{2+} и Mg^{2+} в осадок, может служить величина pH, что важно при создании автоматической системы управления процессом очистки.

Основными трудностями первой стадии очистки рассола являются низкая скорость сгущения суспензии гидроксида магния и неудовлетворительная скорость фильтрования сгущенной суспензии. Установлено, что в процессе осаждения происходит образование аморфного (или близкого к аморфному) продукта с довольно высокой растворимостью. Продолжительность его существования зависит от состава маточного раствора, температуры и свойств используемой щелочи. Такой продукт представляет собой гидратированный гидроксид магния: $\text{Mg}(\text{OH})_2 \cdot (\text{H}_2\text{O})_m$. Расстояние между плоскостями спайности у такого гидроксида больше длины молекул воды. Процесс созревания осадка, который может продолжаться несколько суток, можно описать уравнением



В результате образуется гидроксид магния с хорошими седиментационными свойствами, имеющий решетку типа брусита.

Необходимо отметить, что с повышением температуры рассола увеличиваются скорость отстоя и уплотнение суспензии. С другой стороны, повышение температуры нежелательно для последующей стадии производства — абсорбции аммиака. Поэтому на стадии рассолоочистки температуру рассола поддерживают не выше 22 °С (при большом содержании ионов магния).

На рис. 1.6. приведена технологическая схема очистки рассола известково-содовым способом. В бак 1 подают содовый раствор, для

приготовления которого используются кальцинированная сода и очищенный рассол. Из гасительного отделения цеха известковых печей в бак 2 поступает известковая суспензия (90 ± 10 н. д.). Для регулирования титра известковой суспензии в мешалку-резервуар 2 подводят очищенный рассол. Далее реагенты поступают в смеситель 3.

1.3.2. Технологическая схема отделения очистки

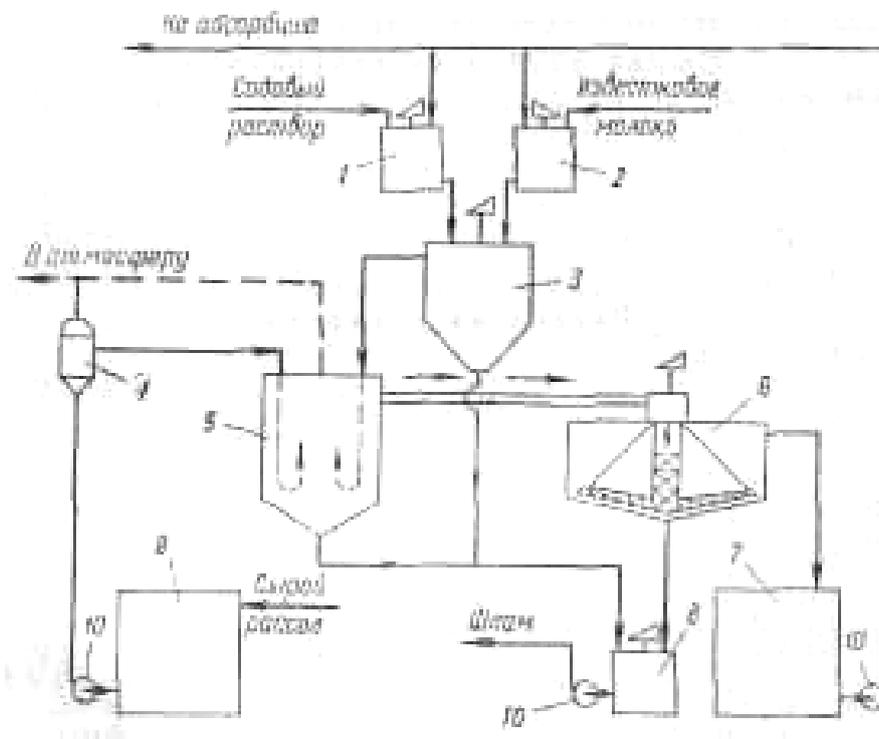


Рис. 1.6. Схема отделения очистки рассола: 1 – бак содового раствора; 2 – бак известкового молока; 3 – смеситель; 4 – расширитель; 5 – реактор; 6 – отстойник; 7 – резервуар очищенного рассола; 8 – сборник шлама; 9 – сборник неочищенного рассола; 10 – насосы.

Процесс очистки рассола осуществляется непрерывно. Сырой рассол поступает из рассолопромысла в резервуары — хранилища сырого рассола 9. Основной поток сырого рассола центробежным насосом 10 через расширитель 4 направляется по трубопроводу в реактор. В случае необходимости часть сырого рассола нагревают за счет охлаждения газа содовых печей, после чего смешивают с основным потоком в расширителе. Труба, подводящая жидкость в реактор, имеет U-образную форму.

Реактор не имеет мешалки. Требуемое перемешивание достигается за счет большой скорости поступления жидкости из U-образных труб реактора.

Для осуществления нормального течения процесса в реакторе температуру пульпы желательнее поддерживать в пределах $17\pm 3^\circ\text{C}$. Реактор соединен трубопроводом с отстойником 6. Суспензия поступает сверху в отстойник и по центральной трубе, не доходящей до дна, опускается вниз. Затем рассол поднимается вверх, отделяясь от твердой фазы. Осветленный рассол удаляется из отстойника через переливной желоб, расположенный по периферии. Шлам из нижней части отстойника через специальные трубы периодически спускается в сборник (шламовую мешалку) 8; сюда же поступает шлам из реактора 5.

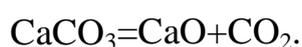
Осветленный рассол из отстойника 6 направляется в сборник 7 и далее насосом 10—на абсорбцию. В мешалке 8 шлам разбавляется водой и насосом 10 перекачивается в шламопроводы дистиллерной жидкости.

1.3.3.Обжиг извести и получение углекислого газа

На практике для содового процесса углекислый газ добывается путем обжига известняка, при чем параллельно, кроме углекислого газа, получается известь, которая также необходима для аммиачно – содового процесса в виде известкового молока, как щелочь при дистилляции для разложения аммония, содержащихся в маточной жидкости. Известковое отделение является, таким образом, в содовом деле вспомогательным, вырабатывающим полупродукты для главного процесса. Процесс, происходящий в известковом отделении, разделяется на три операции:

- 1) обжиг известняка или мела в печах;
- 2) гашение извести с получением известкового молока;
- 3) промывка и очистка выходящего из печей углекислого газа.

Реакцию, происходящую при обжиге мела или известняка, можно изобразить так:



При обжиге карбонатного сырья наряду с реакциями разложения карбонатов кальция и магния протекает ряд побочных вредных реакций: взаимодействие образующегося оксида кальция с оксидами кремния, алюминия, железа. Последние содержатся в виде примесей в сырье, также входят в состав золы топлива и огнеупорного кирпича, применяемого для футеровки печи. Образующиеся побочные соединения не могут быть использованы для получения известковой суспензии, что снижает эффективность обжига. Кремнезем SiO_2 взаимодействует с основными оксидами при $700\text{—}800^\circ\text{C}$ с образованием следующих соединений: $\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$ —метасиликат кальция ($t_{\text{пл}} = 1540^\circ\text{C}$); $3\text{CaO}\cdot 2\text{SiO}_2$ - полуторакальциевый силикат ($t_{\text{пл}} = 1475^\circ\text{C}$); $2\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$ — двухкальциевый силикат ($t_{\text{пл}} = 2130^\circ\text{C}$); $3\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$ —трехкальциевый силикат ($t_{\text{раэл}}=1900^\circ\text{C}$). Вначале образуется двухкальциевый силикат, который в избытке CaO в извести донасыщается с образованием трехкальциевого силиката.

Глинозем Al_2O_3 реагирует с CaO в интервале $500\text{—}900^\circ\text{C}$. С ростом температуры образующийся вначале моноалюминат кальция $\text{CaO}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3$ превращается в трехкальциевый алюминат $3\text{CaO}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3$, который обладает способностью переводить известь в малоактивную форму. Соединения CaO с оксидами алюминия и железа наиболее легкоплавки и играют более важную роль при оплавлении извести, чем кремнезем.

Сульфат кальция CaSO_4 основное свое влияние оказывает на процесс обжига извести, понижая температуру образования жидкой фазы. Примесь сульфата кальция влияет также и на процесс гидратации извести, сильно замедляя его. Оксид магния хорошо растворяется в расплаве и заметно понижает температуру плавления жидкой фазы.

Водяные пары оказывают влияние на процесс диссоциации CaCO_3 в области низких температур ($650\text{—}750^\circ\text{C}$). Водяной пар адсорбируется на поверхности кристаллов, облегчая выход активированных ионов за пределы кристаллической решетки. При высоких температурах обжига

(1000°С и выше) присутствие водяного пара не оказывает каталитического действия на процесс диссоциации.

Оксид кальция, входящий в состав извести, может быть в виде свободного (активного или неактивного) либо связанного, т. е. вступившего во взаимодействие с примесями и образовавшего новые соединения (безвозвратные потери СаО).

Активный СаО — это часть свободного оксида кальция, которая способна реагировать с водой в обычных условиях гашения; неактивный СаО — часть свободного оксида кальция, которая не реагирует с водой в обычных условиях гашения[28].

Неактивный СаО образуется вследствие структурных изменений под воздействием высоких температур, а также за счет обволакивания зерен СаО пленкой плава, который появляется при взаимодействии СаО с примесями. При этом усиливается взаимодействие СаО с футеровкой печи. При повышении температуры выше допустимой может произойти образование более или менее крупных масс спекшейся извести («козлы»), что нарушает режим работы печей.

Горение твердого топлива в слое кускового материала имеет следующие особенности: отсутствует сплошной горящий слой (отдельные куски топлива разделены инертной к горению массой обжигаемого материала, так как в шихте содержится от 6,5 до 10 % топлива);

2)поглощение тепла, затрачиваемого на разложение карбонатов, происходит непосредственно в зоне горения;

3)горение осуществляется в потоке воздуха, нагретого в зоне подогрева;

4)куски топлива, уменьшаясь в процессе горения, опережают движущийся слой обжигаемого материала, что существенно сказывается на процессе горения в целом;

5) летучие вещества топлива, выделяющиеся в зоне подготовки топлива, контактируют с потоком горячих газов, почти не содержащих кислород, и отгоняются, не сгорая.

1. Работа печей.

Обжиг мела или известняка происходит в шахтных печах. Она состоит из трех основных механизмов – шахты, загрузочного и разгрузочного механизмов (рис. 1.7.), в которых сверху печей производится загрузка смеси определенной пропорции известняка и твердого горючего. В случае последнего применяется кокс. Под влиянием происходящей снизу печи выгрузки извести, вышеуказанная смесь известняка и кокса опускается постепенно сверху вниз. В верхней части печи происходит обмен теплоты между отходящими газами и загруженной смесью, при чем известняк сушится, а газы охлаждаются. По мере опускания смеси, она поступает в зону наиболее интенсивного горения кокса, и здесь происходит окончательный обжиг мела с выделением угольной кислоты.

Мел, превратившись в известь, опускается вниз, и по пути следования последней происходит вторичный обмен теплоты между горячею известью и поступающим снизу воздухом, необходимым для процесса горения топлива. Известь при этом охлаждается, а воздух нагревается. Печи работают под давлением воздуха, нагнетаемого вентилятором в закрытую нижнюю часть печи.

2. Разница давлений.

Давление внизу печи должно регулироваться задвижкой на нагнетательной трубе вентилятора так, чтобы давление газа, выходящего из печи, составляло бы 5 мм водного столба, количество же его соразмеряется с анализом углекислого газа во избежание избытка или недостатка воздуха. Такое давление наверху печи гарантирует отсутствие засасывания воздуха извне, которое иначе могло происходить при открывании верхнего отверстия

печи для загрузки, хотя, с другой стороны, вызывает некоторую утечку газа из печи при загрузке.

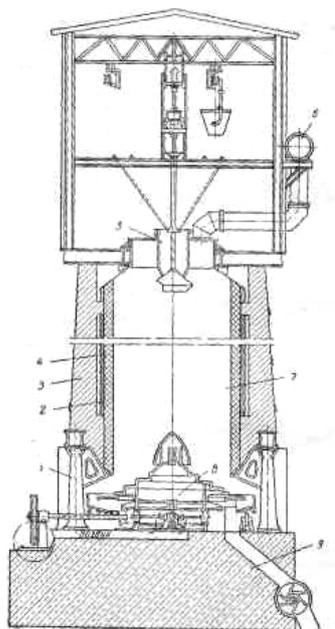


Рис.1.7. Шахтная известково – обжигательная печь:

1 – опорная колонна; 2 – зазор с теплоизоляционной прослойкой; 3 – кладка из красного кирпича; 4 – кладка из огнеупорного кирпича; 5 – загрузочное устройство; 6 – общий коллектор; 7 – шахта печи; 8 – выгрузное устройство; 9 – фундамент.

Вдувание в печь воздуха создает кроме того преимущество в том отношении, что повышается интенсивность горения, увеличивается производительность печи, повышается процентный состав углекислого газа и создается некоторая независимость работы печи от работы компрессора. При одной и той же производительности печи увеличение разницы давления воздуха между нижней и верхней частью служит указанием того или иного качества загружаемых в печь материалов. Нормальным размером загружаемых в печь мела и кокса является: для мела - куски, диаметром 120 – 150 мм, а для кокса – куски, диаметром 50 – 60 мм. Увеличение разницы давлений указывает на присутствие в загруженном в печь материале слишком большого количества мелких кусков, которая может вызвать уменьшение производительности печи, вплоть до полного затухания,

уменьшение же разницы давлений на слишком большую величину кусков загруженного материала и может вызвать плохое использование топлива и тем самым явлением недопала и понижение концентрации углекислого газа. Нормальная разность давления лежит в пределах 20 – 25 мм водяного столба.

3. Разница температур.

Показателем правильного горения в печи служит также температура извести внизу печи и температура газа, выходящего из печи. При нормальной работе температура извести внизу печи равна 45 - 55°C, а температура выходящего газа сверху печи – 130 - 150°C. При ненормальной работе печи могут быть следующие отклонения:

1. Известь холодная – газ горячий. Это указывает, что зона горения передвинулась вверх. Необходимо для восстановления нормальной работы либо усилить выгрузку извести из печи, либо уменьшить количество впускаемого воздуха.

2. Известь горячая – газ холодный. Это указывает, что зона горения опустилась вниз. Необходимо для восстановления нормальной работы уменьшить выгрузку и увеличить приток воздуха.

3. Известь горячая – газ горячий. Это указывает, что зона горения растянулась в печи. Поводом к этому могут быть, главным образом, три причины:

а) либо в загрузочном мелу находится много частиц мелкого размера; при загрузке в печь такого материала большие куски отбрасываются распределительным аппаратом по периферии, а мелочь собирается преимущественно в середине. Воздух, вгоняемый вентилятором, проходит большею своею частью по периферии и тем самым поднимает зону горения. В центре же, вследствие недостатка воздуха, зона горения получает конусообразную форму;

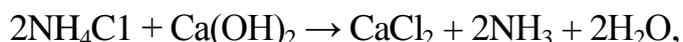
б) либо в печи образовались у стенок козлы, которые в одном месте задерживают проход воздуха внизу, понижая зону горения, а в других местах пропускают больше воздуха и поднимают зону горения вверх. Громадное

значение для поддержания концентрированной зоны горения в печи на нормальной высоте имеет равномерная периодичность загрузки печи, поддержание постоянного горизонта материала наверху печи и тщательная подготовка смеси мела и кокса;

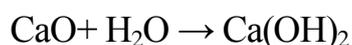
в) значительный процент мелочи на нормальный размер кусков топлива, загруженного в печь. Мелкие куски загораются вверху скорее, а более крупные сгорают значительно ниже, и таким образом зона горения растягивается.

1.3.4. Приготовление известкового молока

Известковое молоко, необходимое в содовом производстве для регенерации аммиака из хлористого аммония по реакции



получают гашением извести избытком воды:



В воде $\text{Ca}(\text{OH})_2$ растворяется плохо, причем с повышением температуры растворимость уменьшается. При 0°C растворяется 0,185 г на 100 г H_2O , а при 100°C всего лишь 0,077 г на 100 г H_2O . Поэтому для разложения хлористого аммония применяют не гомогенный раствор, а суспензию $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в воде, называемую известковым молоком. Концентрация взвешенной гидроокиси кальция в известковом молоке должна быть по возможности высокой, так как чем меньше воды поступит с известковым молоком в отделение дистилляции, где регенерируется аммиак, тем меньше тепла (пара) будет израсходовано на нагревание этой воды в процессе регенерации. Максимально возможная концентрация известкового молока ограничивается его вязкостью: слишком вязкую суспензию трудно транспортировать, очищать от примесей и дозировать. Вязкость суспензии зависит не только от концентрации взвешенной $\text{Ca}(\text{OH})_2$, но и от температуры. С повышением температуры вязкость уменьшается. Поэтому известковое молоко получают при высокой ($\sim 90^\circ\text{C}$) температуре, которая обеспечивается применением для гашения горячей воды, а также

выделением тепла в процессе самой реакции гашения. Это тепло могло бы повысить температуру известкового молока примерно на 75°C , но практически значительная часть тепла теряется в процессе гашения на испарение воды и теплоизлучение. Поэтому известковое молоко с температурой $90\text{—}95^{\circ}\text{C}$ можно получить, используя для гашения воду, подогретую до $60\text{—}65^{\circ}\text{C}$.

На качество известкового молока заметно влияет качество извести. Имеет, например, значение температура, при которой обжигалось карбонатное сырье: чем она выше, тем медленнее гасится полученная известь и тем менее дисперсным получается известковое молоко. При слишком высокой температуре обжига (выше 1350°C) получается известь, которая практически уже не гасится водой.

Из примесей, встречающихся в извести, больше всего влияет на продолжительность гашения сульфат кальция.

Высокая степень дисперсности известкового молока имеет значение не только для скорости разложения хлористого аммония. Высокодиспергированная суспензия труднее расслаивается, лучше сохраняет свою однородность, что важно при дозировке, не засоряет трубопроводы и меньше изнашивает насосы и коммуникации. Примерный состав известкового молока следующий:

$\text{Ca}(\text{OH})_2$	200 – 250 н.д.
$\text{Mg}(\text{OH})_2$	1 – 2 г/л
CO_3^{2-}	7 – 14 н.д.
CaSO_4	1 – 3 г/л
SiO_2 + нерастворимые в воде	
HCl примеси	10 – 20 г/л
R_2O_3	5 – 8 г/л
Плотность	1,26

1.3.5. Технологическая схема получения известкового молока

Технологическая схема получения известкового молока включает две основные операции: гашение извести горячей водой и очистку известкового молока от крупных кусков и мелких зерен недопала, перекала и других нерастворимых примесей.

Движение материальных потоков по отдельным аппаратам показано на рис. 1.8. Из рабочего бункера 2 известь подается лотковым питателем 1 во вращающийся барабан-гаситель 3, куда одновременно поступают нагретая вода и промывные воды после промывки отбросных примесей извести (слабое известковое молоко).

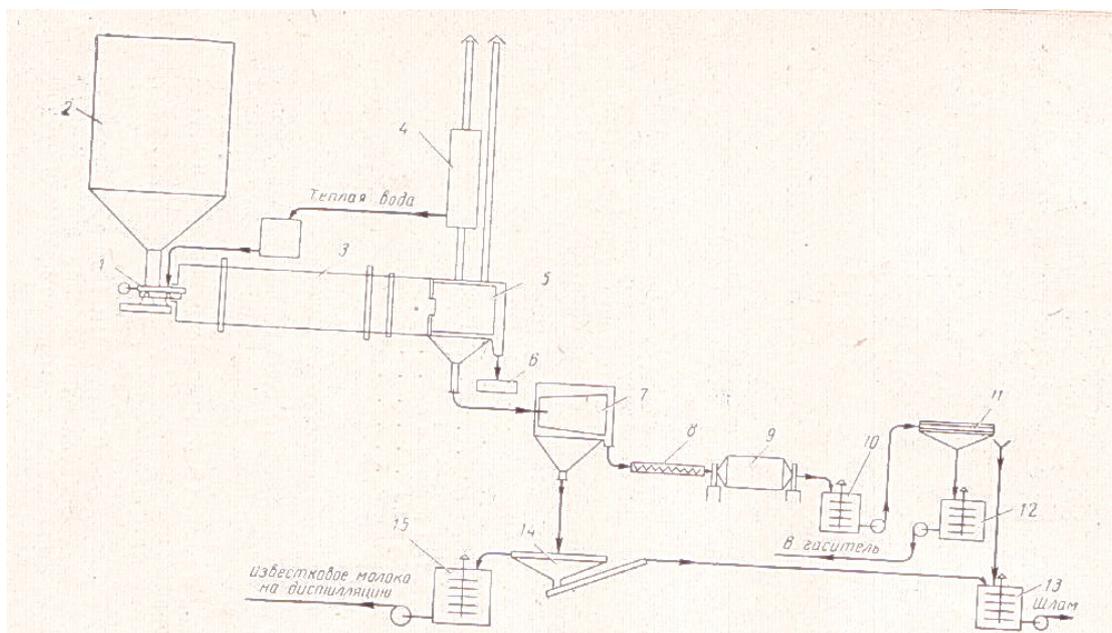


Рис. 1.8. Технологическая схема приготовления известкового молока:

1 – лотковый питатель; 2 – рабочий бункер; 3 – барабан – гаситель; 4 – конденсатор; 5 – сортировочный барабан для крупного недопала; 6 – транспортер; 7 – сортировочный барабан; 8 – шнек; 9 – шаровая мельница мокрого помола; 10 – мешалка неочищенного слабого известкового молока; 11 – виброгрохот; 12 – мешалка очищенного слабого известкового молока; 13 – мешалка отбросного шлама; 14 – классификатор; 15 – мешалка концентрированного известкового молока.

В гасителе 3 известь гасится и образуется известковое молоко с примесью различного размера кусков недопала, перекала и прочих непогасившихся частиц извести. Известковое молоко вместе с примесями поступает из гасителя 3 в сортировочный барабан 5 для крупного недопала, представляющий собой сито с отверстиями размером 40 мм. Сортировочный барабан для крупного недопала является продолжением гасителя, вращается вместе с ним и служит для отделения от известкового молока крупных кусков недопала.

Известковое молоко, проходя через отверстия в барабане, поступает для дальнейшей очистки в сортировочный барабан 7 для мелкого недопала. Крупные куски недопала (размером более 40 мм) в конце барабана промываются горячей водой, поступают на транспортер 6 и передаются в известковые печи для повторного обжига. Сортировочный барабан 5 для крупного недопала заключен в кожух, оборудованный двумя вытяжными трубами для удаления образующегося в гасителе пара. Одна труба идет к конденсатору 4, где пар из гасителя, конденсируясь, подогревает воду, идущую на гашение, а вторая труба отведена в атмосферу на случай ремонта или чистки конденсатора,

В сортировочном барабане 7 для мелкого недопала, представляющем собой вращающееся перфорированное сито с отверстиями 2X10 мм, от известкового молока отделяются частицы, имеющие размер более 2 мм. Известковое молоко, проходя через сито, попадает в конусообразный приемник кожуха, в который заключен сортировочный барабан, откуда идет для окончательной очистки от примесей в классификатор 14. Оседающий на дно классификатора шлам выгребается реечным механизмом, промывается горячей водой и поступает в мешалку шлама 13. Концентрированное молоко, освобожденное от шлама, подается в мешалку известкового молока 15 и далее по своему назначению — в отделение дистилляции.

Оставшиеся в сортировочном барабане твердые частицы размером более 2 мм при вращении барабана постепенно перемещаются вдоль него и выгружаются в шнек 8, при помощи которого подаются в шаровую мельницу

мокрого помола 9. В мельнице одновременно с размолотом происходит гашение извести, вскрываемой при размолотом кусочков перекала. Получающееся в мельнице слабое известковое молоко вместе с примесями перетекает в мешалку 10, куда отводится также слабое известковое молоко, образующееся при промывке недопада. Для очистки от шлама слабое известковое молоко из мешалки 10 откачивают центробежным насосом в виброгрохот 11. Шлам из виброгрохота поступает в мешалку отбросного шлама 13, а очищенное слабое известковое молоко попадает в мешалку очищенного слабого молока 12, откуда насос подает его в гаситель.

Шлам из классификатора 14 и виброгрохота 11 разбавляется в мешалке 13 отбросной жидкостью дистиллера и центробежным насосом откачивается в накопитель отбросной жидкости — так называемое «белое море».

1.3.6. Нормы технологического режима отделения известкового молока, их регулирование и контроль

Наиболее важные регламентируемые показатели, характеризующие качество известкового молока и обеспечивающие нормальную работу отделения дистилляции, это концентрация $\text{Ca}(\text{OH})_2$ или свободного CaO и температура молока. На содовых заводах концентрацию свободного CaO в известковом молоке называют титром молока, так как ее определяют обычным титрованием молока соляной кислотой [29,30].

Для производства необходимо, чтобы содержание $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в известковом молоке было возможно выше, так как при этом уменьшается объем дистиллерной жидкости, а следовательно, повышается производительность отделения дистилляции и уменьшаются расход пара и потери извести и аммиака с отбросной жидкостью дистиллера. Однако чрезмерно высокая концентрация $\text{Ca}(\text{OH})_2$, повышая вязкость суспензии, создает затруднения в работе гасителя и очистке молока от примесей. Практика показала, что допустимая концентрация $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в молоке (титр) может быть в пределах 200—250 н. д. Кроме того, колебания титра молока должны быть минимальными, так как они усложняют регулиро-

вание дозировки молока в отделении дистилляции и повышают потери извести и аммиака с отбросной жидкостью дистиллера. В отбросной жидкости допускаются колебания свободного СаО 1—2 н. д., т.е. в пределах одного нормального деления. В аппаратах отделения дистилляции известковое молоко разбавляется примерно в 4 раза. Отсюда следует, что колебания титра молока не должны превышать 4 н. д.

Титр молока регулируют путем изменения количества воды, подаваемой на гашение. Колебания титра выравнивают в сравнительно больших емкостях — мешалках известкового молока. Количество извести, подаваемой в гаситель, определяется расходом известкового молока потребляемыми цехами (кальцинированная сода, каустик, водоочистка и пр.).

О концентрации Са(ОН)₂ в известковом молоке в первом приближении можно судить по его плотности, измерить которую легко может аппаратчик непосредственно в цехе. Для более точного определения каждые 30 мин. производят анализ на содержание свободного СаО в цеховой лаборатории [30,31].

Возможность получения известкового молока с высоким титром свободного СаО ограничена вязкостью получаемого молока, которая зависит не только от концентрации, но и от температуры. С повышением температуры вязкость молока уменьшается, улучшаются условия для его очистки от примесей, а также облегчаются его транспортирование и дозировка. Поэтому для получения молока с высоким титром необходимо проводить гашение извести при повышенной температуре. Нормы технологического режима предусматривают конечную температуру молока 85—95° С. Эта температура в значительной мере зависит от температуры, поступающей на гашение воды, подогреваемой за счет тепла конденсации водяных паров, выходящих из гасителя. Для подогревания можно использовать отработавшую воду из холодильника газа содовых печей или из холодильника газа дистилляции.

В нормах технологического режима предусмотрено содержание CO_3^{2-} в известковом молоке в количестве 7—12 н. д. Эта величина характеризует содержание в молоке CaCO_3 , бесполезной неактивной извести, которая практически не вступает во взаимодействие с NH_4Cl , т. е. степень очистки молока от примесей. Очищать известковое молоко надо до экономически разумных пределов, так как с повышением степени очистки процесс усложняется. Норма содержания CO_3^{2-} в известковом молоке и указывает этот разумный предел.

1.3.7. Абсорбция

Назначение абсорбера состоит в том, чтобы произвести окончательное насыщение рассола из промывателя колонн аммиаком.

Рассол поваренной соли, содержащий 310 г/л хлорида натрия, предварительно очищенный от примесей других солей, поступает в абсорбер, в который подают аммиак из колонны дистилляции, где протекает регенерация аммиака и маточной жидкости после вакуум – фильтров. Также в абсорбер поступает газ, содержащий аммиак и уголекислоту из печи кальцинации бикарбоната.

При плохой очистке рассола от солей кальция и магния в процессе аммонизации могут происходить побочные нежелательные реакции: аммиак и уголекислота будут взаимодействовать с солями кальция и магния, образуя осадки уголекислого кальция и гидроокиси магния, которые могут отлагаться на стенках аппаратов и трубопроводов. При систематическом нарушении режима очистки рассола отложения CaCO_3 и $\text{Mg}(\text{OH})_2$ на стенках аппаратов и трубопроводов могут нарушить нормальную работу отделения абсорбции.

Весь процесс абсорбции зависит, главным образом, от двух факторов:

- 1) от количества газов, приходящих в абсорбер из колонны дистилляции и печи кальцинации бикарбоната;
- 2) от количества рассола, поступающего на дистилляцию, то регулирование процесса абсорбции заключается в регулировании

поступления рассола в таком количестве, чтобы насыщенная аммиаком жидкость имела необходимую концентрацию.

1.3.8. Технологическая схема отделения абсорбции

Технологическая схема отделения абсорбции должна обеспечить высокую степень очистки выхлопных газов от аммиака, для чего необходимо промывать эти газы свежим рассолом, содержащим минимальное количество аммиака.

Абсорбция диоксида углерода идет значительно медленнее, чем аммиака, поэтому аппаратура должна быть рассчитана так, чтобы обеспечивать поглощение заданного количества аммиака и максимально возможного количества диоксида углерода.

Свежий рассол, прежде всего, используют для поглощения аммиака из выхлопных газов. Около 75-80% рассола поступает из напорного бака 3 в промыватель воздуха фильтров (ПВФЛ) 4, где поглощается аммиак из воздуха, проходящего через фильтрующую ткань вакуум-фильтров и содержащего примерно 0,5-1% NH_3 . После ПВФЛ рассол идет во второй промыватель газа колонн (ПГКЛ-2) 7, где поглощается аммиак из отходящих газов отделения карбонизации, содержащих до 10% NH_3 . Остальные 20-25% свежего очищенного рассола из напорного бака 3 поступают в промыватель газа абсорбции (ПГАБ) 1, где поглощается аммиак из отходящих газов отделения абсорбции, содержащих до 5% NH_3 . Попутно поглощается некоторое количество углекислоты, содержащейся в выхлопных газах. Газ из ПВФЛ поступает на вакуум-насос 5, создающий разрежение на вакуум-фильтрах, и выбрасывается в атмосфер. Газ из ПГАБ также поступает на вакуум-насос 2. Он содержит не менее 75% CO_2 , поэтому вакуум-насос передает его на смешение с углекислым газом содовых печей и затем на карбонизацию. Выхлопные газы из ПГКЛ-2 выбрасывают в атмосферу.

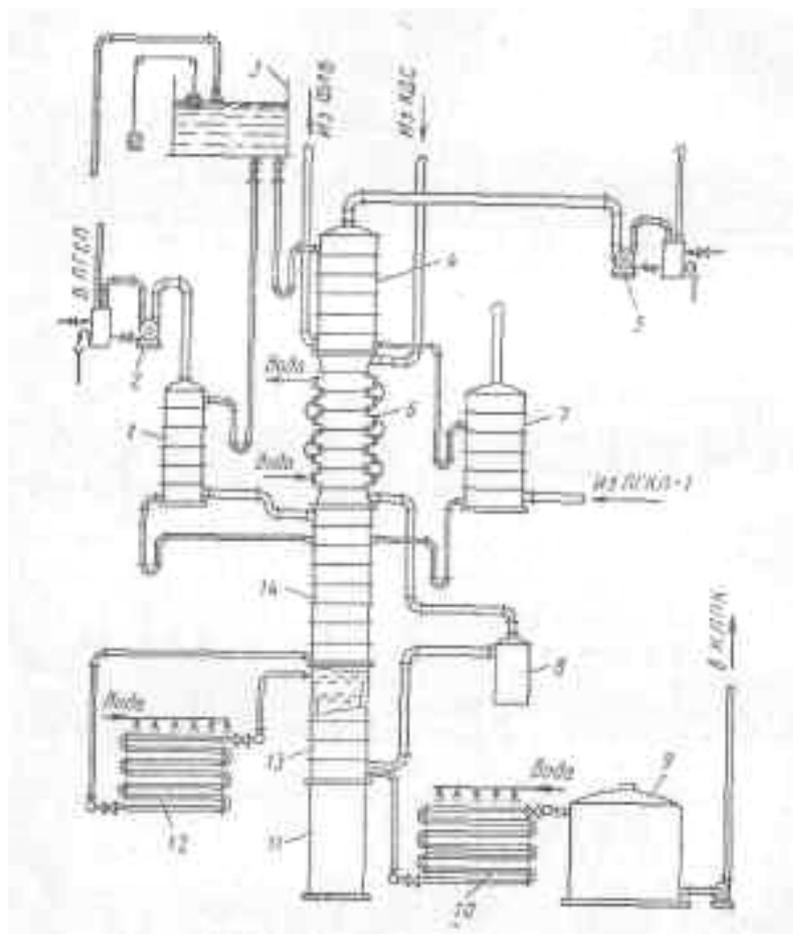


Рис.1.9. Типовая технологическая схема отделения абсорбции:
 1-промыватель газа абсорбции; 2,5-вакуум-насосы; 3-напорный бак; 4-промыватель воздуха фильтров; 6-холодильник газа дистилляции; 7-второй промыватель газа колонн; 8-сепаратор-брызгоуловитель; 9 - сборник амминизированного рассола; 10, 12-оросительные холодильники; 11-постамент (резервуар); 13-второй абсорбер; 14-первый абсорбер

Рассол после промывки выхлопных газов из ПГКЛ-2 и ПГАБ поступает на основную операцию — поглощение аммиака из газа дистилляции, осуществляемое в две ступени — в первом абсорбере (АБ-1) 14 и во втором абсорбере (АБ-2) 13. Две ступени абсорбции вызваны необходимостью в промежуточном охлаждении рассола, нагревающегося от растворения и взаимодействия NH_3 и CO_2 и от конденсации водяного пара, поступающего с газом дистилляции, После первого абсорбера рассол, нагретый до температуры

60— 65° С, охлаждают до 28-32° С в оросительном холодильнике 12, после чего он поступает во второй абсорбер, где также нагревается примерно до 65° С и поэтому прежде, чем поступить в сборник аммонизированного рассола (САР) 9, вторично охлаждается в оросительном холодильнике 10. Чтобы обеспечить самотек рассола на оросительный холодильник, второй абсорбер и стоящие на нем аппараты расположены на постаменте — резервуаре 11.

Газ из отделения дистилляции сначала охлаждается и осушается в холодильнике газа дистилляции (ХГДС) 6 охлаждающей водой и затем, пройдя сепаратор - брызгоуловитель 8, противотоком к рассолу проходит последовательно второй и первый абсорберы, где аммиак поглощается почти целиком. Вместе с аммиаком из газа поглощается большая часть углекислоты. Непоглотившиеся газы идут в ПГАБ (1). При охлаждении газа дистилляции в ХГДС водяные пары конденсируются, образуя конденсат, содержащий до 150—200 н. д. аммиака и углекислоту. Аммиак из таких жидкостей, называемых «слабыми», регенерируют на отдельной установке. Получаемый при этом газ, содержащий NH_3 , CO_2 и H_2O и охлажденный до 58—60° С, поступает обычно в первый абсорбер.

1.3.9. Карбонизация аммонизированного рассола

Процесс карбонизации (насыщения аммонизированного рассола диоксидом углерода), в результате которого образуется гидрокарбонат натрия, является основным процессом содового производства. В отделении карбонизации получают заданное количество содержащей гидрокарбонат натрия суспензии в виде непрерывного материального потока, передаваемого в отделение [32,33].

Качество суспензии определяется качеством содержащегося в ней продукта— гидрокарбоната натрия. Очень часто о качестве гидрокарбоната натрия судят по его фракционному составу. Определяющей оценкой качества суспензии является содержание остаточной влаги в гидрокарбонате натрия, полученном фильтрацией этой суспензии в стандартных условиях. Оценку работы карбонизационной

колонны можно дать, используя безразмерный технический критерий оптимальности:

$$\Theta = v_c x_c^{\text{связ}} (4.2 - 0.1\omega_c)$$

v_c – расход суспензии, выходящей из карбонизационной колонны, м³/с;

$x_c^{\text{связ}}$ – концентрация связанного аммиака в осветленной части суспензии, н.д.;

ω_c – содержание остаточной влаги в гидрокарбонате натрия, %.

Чем выше производительность по гидрокарбонату натрия и меньше остаточная влага в продукте, тем лучше работает карбонизационная колонна, т. е. необходимо стремиться к увеличению абсолютного значения критерия оптимальности.

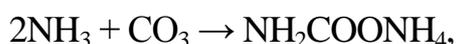
В результате процесса карбонизации из раствора в осадок выпадает гидрокарбонат натрия, образующийся по реакции



Эта реакция характеризует только конечный результат взаимодействия хлорида натрия и гидрокарбоната аммония. В действительности процесс карбонизации протекает гораздо сложнее, и его механизм до настоящего времени окончательно не выяснен.

Процесс карбонизации ведут ступенчато. Вначале аммонизированный рассол обрабатывают газом известковых печей в колонне предварительной карбонизации (КЛИК), затем в первом промывателе газа колонн (ПГКЛ-1) — газами, отходящими из осадительных колонн, и, наконец, — в осадительных колоннах (КЛ), в нижнюю часть которых вводят смешанный газ (65—75 % CO_2), а в среднюю часть — газ известково-обжигательных печей.

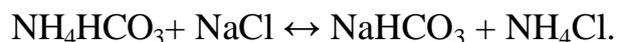
На первой стадии карбонизации большая часть диоксида углерода связывается в карбамат аммония



который затем гидролизуется



с образованием пересыщенного по HCO_3^- раствора. Затем из пересыщенного раствора кристаллизуется гидрокарбонат натрия, образующийся по реакции



Процесс насыщения аммонизированного рассола диоксидом углерода является экзотермическим. Выделяющееся тепло реакции в конечной стадии процесса необходимо отвести, чтобы обеспечить необходимые степени карбонизации раствора и утилизации (использования) натрия.

Температурный режим карбонизационной колонны значительно влияет на процесс образования кристаллов гидрокарбоната натрия. Для получения крупных кристаллов гидрокарбоната натрия правильной формы, которые не забивают фильтрующую поверхность вакуум-фильтров и малорастворимы в процессе фильтрации, необходимо поддерживать сравнительно высокую температуру (60—72 °С) в зоне образования и в начальный период роста кристаллов. В процессе дальнейшего роста кристаллов температура уже не оказывает существенного влияния на их размер.

Процесс кристаллизации начинается с образования зародышей в виде очень мелких кристалликов гидрокарбоната натрия, из которых при поддержании нормального технологического режима образуются кристаллы в форме коротких цилиндров — «бочки». При ухудшении процесса кристаллизации образуются кристаллы, имеющие форму длинных цилиндров и склонные к образованию сростков в виде «снопов» (друзы). В этом случае выделяется большое количество мелочи в виде игольчатых кристаллов и бесформенных обломков. Такие кристаллы при фильтрации уплотняются и удерживают в образовавшихся мелких ячейках много влаги, т. е. увеличивается содержание остаточной влаги в гидрокарбонате натрия.

1.3.10. Технологическая схема отделения карбонизации

Аммонизированный рассол из сборника аммонизированного рассола (САР) поступает в колонну предварительной карбонизации (КЛПК), в которую подается также газ известковых печей, содержащий 32—36 % (об.) CO_2 при обжиге мела и 38—40% (об.) CO_2 при обжиге известняка. Из КЛПК жидкость при температуре 42-46°С направляется в первый промыватель газа колонн (ПГКЛ-1). Сюда же поступает газ из КЛПК и осадительных колонн. В ПГКЛ-1 улавливается аммиак, отдутый карбонизирующим газом из КЛПК.

За время прохождения жидкости через ПГКЛ-1 ее температура повышается на 5—8°С. Для дополнительного охлаждения жидкости после ПГКЛ-1 предусматривается теплообменник, откуда жидкость поступает в осадительную карбонизационную колонну. В нижнюю часть колонны подается смешанный газ (первый ввод), содержащий диоксид углерода 70-80% (об.), а в среднюю часть — газ известковых печей (второй ввод). Газ из осадительной карбонизационной колонны направляется в ПГКЛ-1, а суспензия—в отделение фильтрации.

Карбонизационные колонны работают сериями, чтобы обеспечить непрерывность потока суспензии, направляемого в отделение фильтрации. Наибольшее распространение получили серии, состоящие из четырех карбонизационных колонн, из которых три работают в качестве осадительных, а одна — колонна предварительной карбонизации.

1.3.10.1. Аппаратура отделения карбонизации

Карбонизационная колонна КЛ. Она является основным аппаратом отделения карбонизации. КЛ представляет собой цилиндрическую пустотелую колонну диаметром до 3 и высотой до 27 м, состоящую из ряда чугунных бочек или царг. Сверху через штуцер 5 и колонну поступает из ПГКЛ-1 подлежащий карбонизации раствор, а снизу через штуцер 2 и в середине через штуцер 9—углекислый газ. При работе колонна заполнена раствором до определенного постоянного уровня.

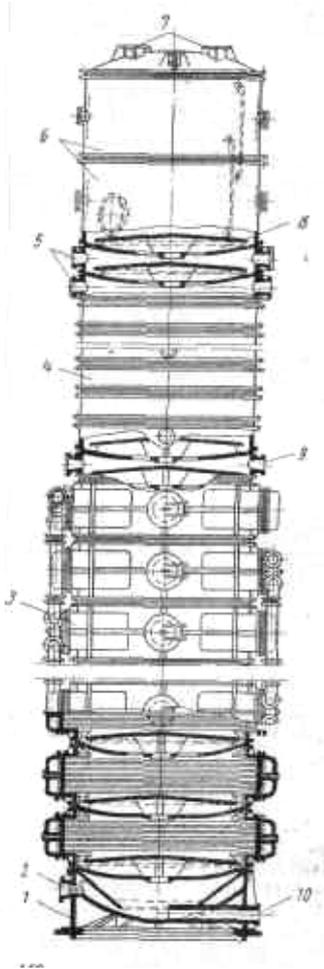


Рис.1.10. Карбонизационная колонна (диаметром 2680 мм):

1-бочка-база; 2-штуцер для входа газа;3-холодильная бочка;4-абсорбционная бочка;5-штуцеры для входа жидкости;6-сепарационные бочкм;7-штуцеры для выхода газа;8-барботажная колонна;9-штуцер для входа газа;10-штуцер для выхода суспензии.

Осуществлению принципа противотока может препятствовать продольное перемешивание жидкости газом по высоте колонны. Чтобы это перемешивание свести к минимуму, между отдельными бочками 4 колонны устанавливают пассивы, или барботажные тарелки 8. Тарелка состоит из днища 2 и перекрывающего его колпака 1.

Барботажные тарелки препятствуют продольному перемешиванию жидкости в колонне и обеспечивают равномерное распределение газа по сечению колонны и способствуют увеличению поверхности контакта между газом и жидкостью.

В верхней части колонны установлены две пустые сепарационные бочки 6, предназначенные для отделения увлекаемых газом брызг жидкости и имеющие водомерные стекла для наблюдения за уровнем жидкости в колонне. Сверху колонна закрыта крышкой, на которой находится штуцер 7 для выхода газа и для установки предохранительного клапана.

В основе карбонизационной колонны установлена бочка-база 1 со сферическим днищем и штуцерами 10 и 2, через которые выводится суспензия бикарбоната натрия и подается компрессором смешанный газ (1-го ввода).

Бочки и барботажные тарелки колонны изготавливают из чугуна. Тонкостенные трубки в холодильных бочках толщиной 6мм делают из углеродистой стали или из специального чугуна, содержащего 0,5% Ni, 0,4% Mn, 3,3% C и 0,4% Cr.

1.3.10.2. Фильтрация суспензии бикарбоната натрия

В отделении фильтрации осуществляют процесс разделения выходящей из карбонизационных колонн бикарбонатной суспензии на твердую и жидкую фазы. Твердая фаза-бикарбонат натрия — должен быть не только отделен от маточной жидкости, но и тщательно промыт. При промывке маточная жидкость, задержавшаяся между кристаллами бикарбоната, вытесняется водой, что снижает содержание хлоридов и углеаммонийных солей в отфильтрованном осадке. Для уменьшения влажности отфильтрованный бикарбонат дополнительно отжимают на фильтре.

Суспензии разделяют на твердую и жидкую фазы при помощи пористых перегородок, которыми служат шерстяная, хлопчатобумажная и стеклянная ткань, слой песка, гравия или кокса, пористая керамика и пр. Фильтрующей перегородкой является не только сама перегородка, но и находящийся на ней слой осадка. Поэтому по мере увеличения слоя осадка сопротивление прохождению жидкости возрастает пропорционально

увеличению толщины слоя, или, иначе говоря, пропорционально объему профильтрованной суспензии.

В содовой промышленности наиболее распространен способ фильтрации под разрежением. В этом случае давление над фильтрующей перегородкой равно атмосферному. При сохранении постоянства давлений над фильтрующей перегородкой и под ней скорость фильтрации, т. е. объем жидкости, проходящий через фильтрующую поверхность в единицу времени, непрерывно уменьшается, так как в процессе фильтрации толщина осадка на фильтрующей перегородке все время возрастает, следовательно, увеличивается ее сопротивление.

Полученные при фильтрации осадки делятся по своим свойствам на сжимаемые, у которых рыхлая структура частиц под влиянием давления деформируется с уменьшением размера пор и объема осадка, и несжимаемые, у которых размер пор между частицами, объем и пористость осадка в процессе фильтрации практически не изменяются. К первой группе осадков относятся аморфные и коллоидные, ко второй — осадки, имеющие кристаллическую структуру. Осадки бикарбоната натрия относятся ко второй группе [34,35].

На содовых заводах для разделения суспензии бикарбоната натрия применяют вращающиеся барабанные вакуум-фильтры, работающие под разрежением. Нормальная работа вакуум-фильтров в значительной степени зависит от размеров кристаллов бикарбоната натрия, поступающих на фильтрацию.

1.3.10.3. Технологическая схема отделения фильтрации

Суспензия бикарбоната натрия из мерников карбонизационных колонн поступает в коллектор 2, распределяющий ее по отдельным фильтрам. Из коллектора 2 суспензия самотеком подается в корыто 9 вакуум-фильтра, имеющее мешалку 1. Фильтрующий барабан 7 примерно на 1/3 погружен в суспензию NaHCO_3 , находящуюся в корыте 9. Для нормальной работы фильтра важно, чтобы высота погружения фильтрующего барабана в

суспензию оставалась неизменной. Избыток суспензии из корыта 9 непрерывно через перелив перетекает в сборник 16 с мешалкой. Из сборника 16 насос 15 возвращает суспензию в коллектор 2. Качающаяся мешалка 1 не позволяет частицам NaHCO_3 оседать на дно корыта 9. Через фильтрующую ткань под влиянием вакуума внутрь барабана проходят жидкость, промывная вода и воздух.

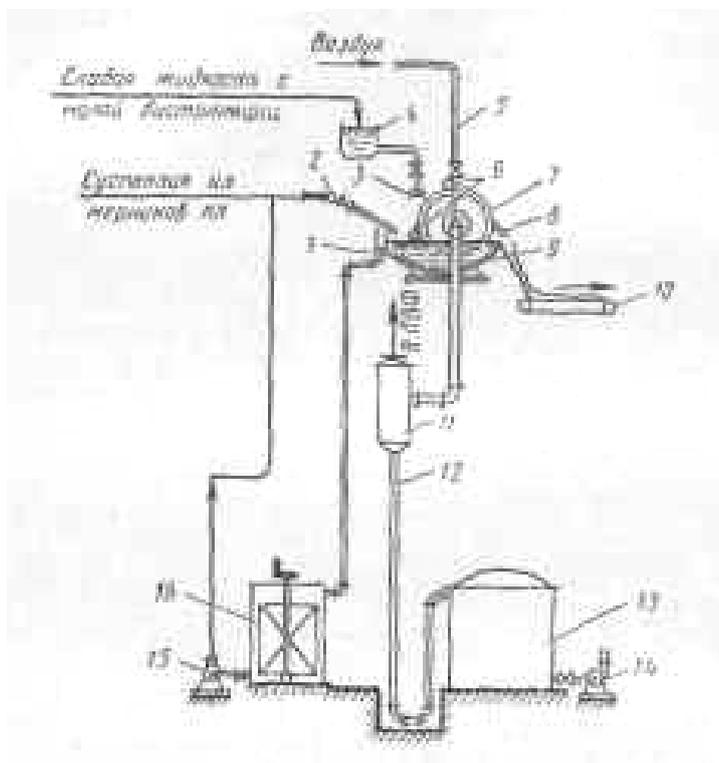


Рис.1.11. Типовая технологическая схема отделения фильтрации:

1-мешалка; 2-распределительный коллектор; 3-корыто для распределения промывной воды; 4-напорный бачок для промывной воды; 5-трубопровод сжатого воздуха; 6-отжимной валик; 7-фильтрующий барабан; 8-срезающий нож; 9-корыто вакуум-фильтра; 10-транспортер сырого бикарбоната; 11-сепаратор; 12-барометрическая труба; 13-сборник фильтровой жидкости; 14,15-насосы; 16-сборник с мешалкой для суспензии.

Воздух, отфильтрованная жидкость и промывная вода из внутренней части барабана 7 идут в сепаратор 11, где воздух отделяется от жидкой фазы и идет на ПВФЛ.

Фильтрат из сепаратора 11 по барометрической трубе 12 идет в сборник фильтровой жидкости 13, откуда насосом 14 откачивается на дистилляцию.

При вращении барабана приставший к фильтрующей поверхности слой бикарбоната натрия попадает под отжимной валик 6 для ликвидации образующихся на поверхности осадка трещин, через которые могут попадать внутрь барабана воздух и промывная вода. После отжимного валика осадок промывается слабой жидкостью или водой, поступающей из напорного бачка 4 для промывной воды в корыто 3, распределяющее воду ровной струей по ширине барабана. Количество подаваемой на промывку воды регулируют при помощи крана, установленного между напорным бачком 4 и корытом 3. Промывная вода смешивается с фильтровой жидкостью внутри барабана и вместе с ней идет в сепаратор 11.

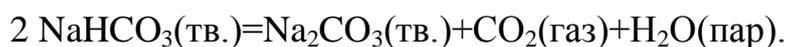
Промытый бикарбонат натрия вновь уплотняется вторым по направлению вращения барабана отжимным валиком 6, подсушивается просасываемым через слой осадка воздухом, подаваемым по трубопроводу 5, и срезается с фильтрующей ткани ножом 8 на транспортер 10, который подает сырой бикарбонат натрия в содовую печь.

1.3.11. Кальцинация гидрокарбоната натрия

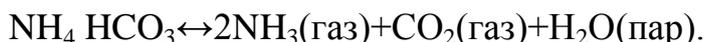
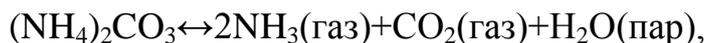
Кальцинация - термическое разложение гидрокарбоната натрия – является заключительной стадией в производстве кальцинированной соды. Основным назначением отделения кальцинации является получение определенного количества кальцинированной соды в виде непрерывного материального потока.

Технический бикарбонат натрия должен иметь белый цвет. Появление окраски указывает на коррозию стальных аппаратов в отделениях абсорбции и карбонизации. Окрашивает осадок окись железа, попадающая в него в результате коррозии.

Процесс кальцинации можно показать уравнением:



Кроме этой основной реакции при нагревании технического бикарбоната могут протекать дополнительные реакции:



Хлористый аммоний взаимодействует при нагревании с бикарбонатом натрия по реакции



Карбамат натрия в присутствии воды при нагревании переходит в соду согласно реакции



Таким образом, в результате кальцинации в твердой фазе остаются Na_2CO_3 и NaCl , а в газовую фазу переходят NH_3 , CO_2 и H_2O .

Наличие влаги в гидрокарбонате усложняет аппаратное оформление, так как влажный гидрокарбонат натрия малосыпуч, комкуется и налипает на стенки аппаратов. Последнее объясняется тем, что влага, представляющая собой насыщенный раствор NaHCO_3 , при контакте с горячей поверхностью интенсивно испаряется. Выделяющаяся твердая фаза, кристаллизуясь, образует плотно прилипающую к поверхности корку.

Твердый слой соды, обладающей низкой теплопроводностью, ухудшает теплопередачу, а в содовых печах, обогреваемых снаружи топочными газами, - приводит к перегреву и прогоранию стенки печи. Для борьбы с этим явлением влажный гидрокарбонат натрия смешивают с горячей содой (ретуром). При этом образуется новая твердая фаза – трона ($\text{NaHCO}_3 \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$). Свободная влага связывается в кристаллизационную, и продукт становится сыпучим.

При кальцинации бикарбоната натрия и троны в газовую фазу выделяются CO_2 , NH_3 и водяные пары. Аммиак и углекислый газ должны быть возвращены в производство. Углекислый газ используют в процессе карбонизации аммонизированного рассола, для чего полезно иметь газ с высоким содержанием CO_2 .

Процесс кристаллизации можно разделить на три периода по времени. Первый период характерен быстрым подъемом температуры. Разложения бикарбоната не наблюдается, и все тепло расходуется на подогрев материала, удаление кристаллизационной воды из троны и разложение углеаммонийных солей. Второй период характеризуется постоянством температуры материала ($t \sim 125^\circ\text{C}$). Подводимое тепло расходуется на термическое разложение NaHCO_3 . В третьем периоде температура реакционной массы начинает резко возрастать. Это говорит о том, что процесс разложения бикарбоната закончился и подводимое тепло расходуется на нагрев полученной соды. На практике для ускорения процесса разложения NaHCO_3 температуру соды на выходе из печи держат в пределах $140 - 160^\circ\text{C}$.

1.3.11.1. Технологическая схема процесса кальцинации

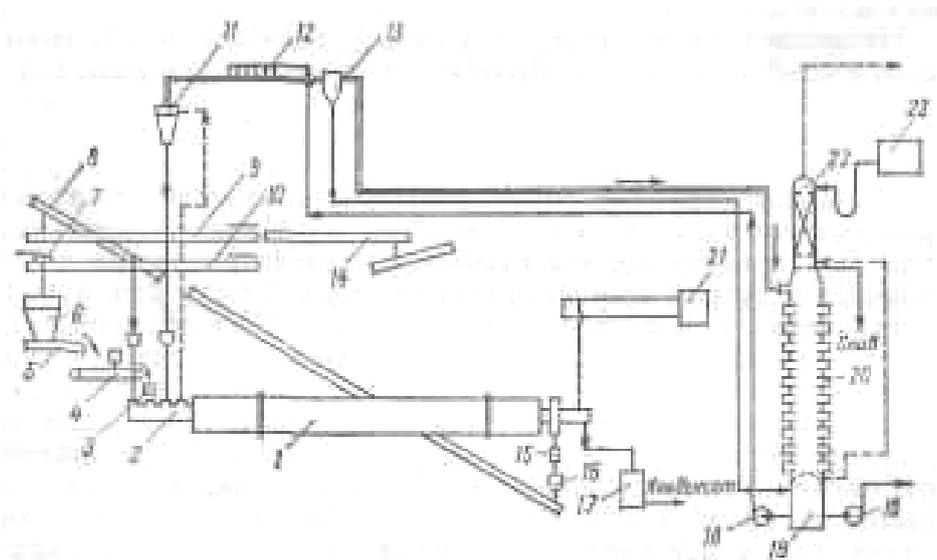


Рис. 1.12. Схема отделения кальцинации:

1- паровой конденсатор; 2- питающий смеситель; 3,15 – ячейковые питатели; 4,10 – ленточные транспортеры; 5 – вибропитатель; 6-течка-бункер; 7-плужковый сбрасыватель; 8,9,14,16-транспортеры; 11-циклон; 12-коллектор газа кальцинации; 13-сепаратор;17-сборник конденсата; 18-центробежные насосы; 19-сборник слабой жидкости; 20-холодильник газа кальцинации;21-редукционная охлаждающая установка (РОУ); 22-промыватель газа кальцинации;23-сборник промывной жидкости.

Отмытый па фильтрах влажный гидрокарбонат натрия с общего ленточного транспортера 10 с плужковым сбрасывателем 7 подается в бункер 6 вибропитателя 5, откуда вибропитателем и ленточным транспортером 4 через ячейковый питатель 3 подается в смеситель 2. В смеситель же поступает ретурная сода и сода, отделяемая от газов кальцинации в циклоне 11.

Подготовленную в смесителе трону направляют в межтрубное пространство барабана кальцинатора 1. В результате тепловой обработки троны получают кальцинированную соду и газы кальцинации. Кальцинированная сода через ячейковый питатель 15 выводится из кальцинатора и поступает па систему транспортеров 8, 9, 16. С наклонного транспортера 8 через питатель производится отбор соды в смеситель. Остальная сода транспортерами 9, 14 подается на склад.

Газы кальцинации удаляются из кальцинатора через смеситель 2, в котором с помощью компрессора создается вакуум. По пути к компрессору газы проходят сухую очистку в циклонах 11 и мокрую — в цеховом коллекторе газа кальцинации 12 и промывателе 22. Перед промывателем газы кальцинации охлаждаются в холодильнике 20.

На орошение в коллектор газа кальцинации подают так называемую слабую жидкость, образующуюся при конденсации водяных паров в холодильнике газов кальцинации. Эта жидкость, соприкасаясь с газом, поглощает частично аммиак и содовую пыль, стекая после этого в сборник 19.

В холодильнике 20 газ проходит сверху вниз по межтрубному пространству, а в трубках противотоком движется охлаждающая вода. Для предупреждения закристаллизовывания трубок холодильника и лучшей промывки газа от содовой пыли межтрубное пространство орошается слабой жидкостью. В промывателе газ орошается водой, при этом он дополнительно охлаждается и полностью отмывается от соды и аммиака.

Для обогрева кальцинатора подают водяной пар высокого давления. Перед подачей в кальцинатор он проходит редуционную охлаждающую установку (РОУ), где его температура снижается до 270°C, а давление — до 3

МПа. В трубках кальцинатора пар конденсируется, отдавая тепло кальцинируемому материалу. Конденсат из кальцинатора выводится в сборник конденсата 17 и далее в расширители, где преобразуется в пар низкого давления.

Технологическая схема отделения кальцинации соды при использовании содовых печей с ретурным питанием аналогична рассмотренной. При использовании печей с безретурным питанием влажный гидрокарбонат натрия подается в барабан печи специальным забрасывателем. Смешение его с содой происходит внутри печи, поэтому из технологической схемы исключается смеситель, и упрощается транспортирование соды.

Содержание Na_2CO_3 и примесей в соде зависит от состава исходного гидрокарбоната натрия и температуры процесса; последняя определяется обычно температурой выгружаемой соды.

Температурный режим в печах обусловлен как условиями проведения процесса, так и продолжительностью термообработки материала в этих аппаратах. При коэффициенте заполнения барабана 0,3 пребывание материала в содовой ретурной печи составляет около часа, в паровом кальцинаторе — 20—25 мин. Повышение температуры кальцинации в безретурных печах обусловлено, очевидно, комкообразованием при смешении влажного гидрокарбоната натрия с содой. В этих условиях повышение температуры необходимо для завершения процесса кальцинации во всей массе крупных гранул.

1.4. Переработка вторичных материальных ресурсов производства соды аммиачным способом

Из технологического цикла производства кальцинированной соды аммиачным способом выводятся дистиллерная суспензия, которую можно разделить на осветленную жидкость и твердый шлам; твердые шламы после стадии рассолоочистки; газообразные вещества.

Если газовые выбросы содержат вещества в пределах предельно допустимых норм, их выводят в атмосферу. Однако осветленную

дистиллерную жидкость и твердые шламы необходимо перерабатывать в продукты, полезные для хозяйственной деятельности человека. В связи с этим осветленную дистиллерную жидкость и шламы следует рассматривать не как отходы содового производства, а как вторичные материальные ресурсы (ВМР).

В литературе широкое распространение получили термины «безотходная» и «малоотходная» технология получения того или иного продукта.

При создании малоотходной, или экологически рациональной, технологии стремятся обеспечить потребность в данном продукте наиболее полным использованием природных ресурсов (материальных и энергетических), т. е. предусматривается организация переработки вторичных материальных ресурсов и исключение вредных выбросов в атмосферу и водоемы, а также максимальное сокращение потерь тепла в окружающую среду.

К настоящему времени определились следующие основные направления в создании экологически рациональных технологических процессов:

1) разработка технологических систем и водооборотных циклов с выводом жидких отходов и выбросом вредных газов, допускаемых пределах для данного региона;

2) переработка вторичных материальных ресурсов (ВМР) в полезные продукты;

3) снижение потерь тепла в окружающую среду за счет утилизации вторичных энергоресурсов (ВЭР);

4) создание территориально-промышленных комплексов с замкнутой структурой материальных потоков сырья и отходов

Малоотходный комплекс производства кальцинированной соды имеет две системы водооборота, потребляющие около 18,0 м³ свежей воды на производство 1 т соды, около 2 м³ воды на стадию фильтрации

шлама из дистиллерной суспензии, а кроме того, примерно 18 м^3 расходуется на другие технологические нужды (всего 38 м^3 на 1 т соды).

Потребление свежей воды может быть сокращено за счет следующего:

а) применения шламов дистилляции с концентрацией хлорид - ионов 8% (т. е. без промывки на стадии фильтрации) для получения полезных продуктов. В этом случае на гашение извести будут направлены слабоминерализованные стоки, а не промывные воды фильтрации шлама (потребление воды сокращается на $2,0 \text{ м}^3/\text{т}$ соды):

б) ликвидации стока, выводимого из водооборотной системы производства соды па рассолопромысел для растворения соли, и выведение стока из водооборотной системы хлорида кальция для специальной очистки. В этом случае потребление воды сокращается примерно на $9,0 \text{ м}^3/\text{т}$ соды;

в) очистки от взвешенных веществ, оксида и диоксида углерода слабоминерализованного стока после известкового цеха; сток может далее направляться на повторное использование; в этом случае потребление воды сокращается примерно на $8,5 \text{ м}^3/\text{т}$ соды;

г) использования условно чистого конденсата в водооборотной системе хлорида кальция с экономией воды около $6 \text{ м}^3/\text{т}$ соды.

После завершения выполняемых сейчас исследовательских работ можно ожидать снижения потребления свежей воды примерно до 10 м^3 на 1 т соды с созданием предпосылок реализации бессточной схемы производства. Последнее предполагает использование для подпитки оборотной системы водоснабжения поверхностных сточных вод (ливневые и талые воды), объем которых зависит от расположения предприятия, климатических условий и занимаемой площади; в среднем этот объем составляет $0,3—0,6 \text{ м}^3/\text{т}$ соды.

1.5. Производство хлорида кальция

При создании малоотходного комплекса производства соды предусматривается внедрение высокоэффективной технологии переработки осветленной дистиллерной жидкости, которая может либо перерабатываться с получением хлорида кальция, либо после соответствующей подготовки закачиваться в нефтяные скважины.

Дистиллерная жидкость представляет собой водный раствор минеральных солей, основными компонентами которого являются хлорид кальция (10—14 %) и хлорид натрия {5—7%}. Описываемый ниже способ получения хлорида кальция с одновременным выделением хлорида натрия основан на концентрировании водного раствора этих солей.

Применение получаемого хлорида кальция в народном хозяйстве основано на его высокой гигроскопичности, т. е. способности поглощать из воздуха значительные количества влаги и легко растворяться в воде; пониженной по сравнению с водой температуре замерзания и повышенной температуре кипения концентрированных растворов.

Основными потребителями хлорида кальция являются химическая промышленность (производство синтетического каучука, флотационные процессы и др.), холодильная техника, строительство (увеличивает скорость схватывания бетона), цветная металлургия (изготовление кальцийсодержащих сплавов баббитов), обработка руд для предотвращения смерзания, текстильная промышленность и другие отрасли народного хозяйства.

Основным потребителем попутно получаемого хлорида натрия является сельское хозяйство (приготовление комбикормов и кормосмесей), иногда NaCl возвращают в голову процесса для получения соды.

1.6. Закачка дистиллерной жидкости в нефтяные скважины

Второй вариант утилизации дистиллерной жидкости — использование ее после специальной подготовки для закачки в нефтяные скважины. Если

производство соды расположено в районе добычи нефти, то этот вариант обладает следующими преимуществами:

исключается потребность нефтепромыслов в свежей воде;

увеличивается нефтеотдача за счет использования жидкости с большей плотностью;

отпадает необходимость затраты большого количества тепла для испарения воды в производстве хлорида кальция при выделении солей, содержащихся в дистиллерной жидкости;

возможность использования для подготовки жидкости накопителя — «белые моря», — традиционно располагающиеся возле каждого завода, производящего соду аммиачным способом.

Способ подготовки дистиллерной жидкости, используемой для закачки, включает следующие стадии:

отстой дистиллерной суспензии в накопителе «белое море»;

разбавление осветленной дистиллерной жидкости водой с целью снятия пересыщения по гипсу;

карбонизация разбавленной дистиллерной жидкости газом известковых печей в присутствии ретурного шлама;

отстаивание и транспортирование прокарбонизованной дистиллерной жидкости.

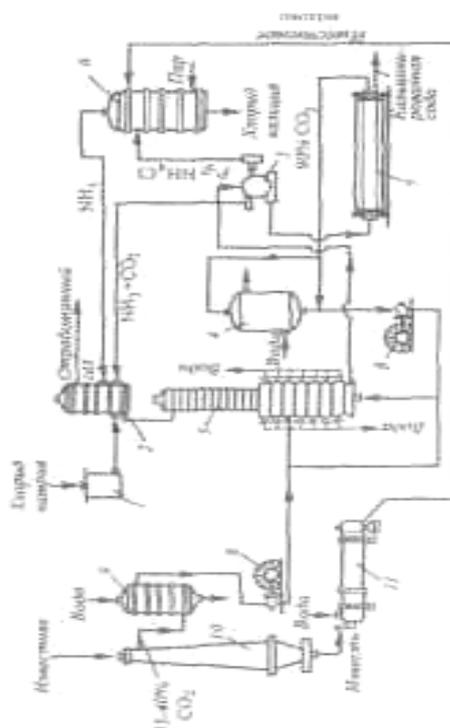
1.7. Очистка газа от вредных выбросов атмосфере

Выше, при описании технологической схемы получения извести, были описаны системы, позволяющие сократить выбросы пыли до предельно допустимых норм. Однако до настоящего времени серьезной проблемой было сокращение (исключение) выбросов в атмосферу токсичных газов: оксида углерода и диоксида серы, которые образуются в количестве 27 кг CO и 5,6 кг SO₂ на 1 т соды. Для этой цели разработан аппарат регенеративного типа для дожигания токсичных газов, состоящий из двух реакционных камер, сообщающихся между собой через камеру сгорания. В камере сгорания происходит интенсивная

турбулизация потока технологического газа, содержащего токсичные горючие компоненты и незначительное количество (1—2%) кислорода. Интенсивная турбулизация обеспечивает предварительное дожигание примесей (в частности, смолистых соединений) на развитой нагретой поверхности перед подачей газовой смеси на катализатор. В качестве катализатора применяют боксит, на поверхности которого происходит беспламенное сжигание оксида углерода, сероводорода и других токсичных горючих примесей при температуре 750—800°C. Процесс проводят в нестационарном режиме при периодических изменениях направления подачи в реакционные камеры обезвреживаемого газа с низкой температурой. Наилучшим является режим, при котором не расходуется природный газ, а необходимые температуры в зонах поддерживают за счет тепла, выделяющегося при дожигании газов.

Аппарат испытан в процессе обезвреживания оксида углерода в отходящих газах известково-обжигательных печей. При содержании в технологическом газе 1,5—2,3% CO аппарат работает в автотермическом режиме. Отходящие газы представляют собой вторичные энергетические ресурсы.

Схема производства соды аммиачным способом



1-напорный бак; 2-абсорбер; 3-карбонизационная (осадительная) колонна; 4-холодильник; 5-фильтр; 6-колонна дистилляции (дистиллятор); 7-содовая печь (сушилка); 8-компрессор; 9-промыватель газа известковообжиговых печей; 10-известковообжиговая печь; 11-аппарат для гашения извести.

1.8. Постановка цели и задачи исследования

Достижение поставленной цели призвано способствовать улучшению технико-экономических показателей технологической линии в целом и повышению качества конечной продукции.

Целью диссертации является формализация оптимального управления системы производства кальцинированной соды, как сложной системы с обоснованием теоретических и методических основ технологии производства соды.

Такая постановка вопроса предполагает решение следующих конкретных и малоизученных **задач исследования:**

1. Разработка логико-лингвистической модели карбонизационной колонны.
2. Математическая модель процесса карбонизации аммонизированного рассола.
3. Оптимизация процесса карбонизации аммонизированного рассола.
4. Нейросетевое моделирование показателей качества процесса карбонизации.
5. Выбор и обоснование параметров контроля и регулирования.
6. Выбор и обоснование средств контроля и регулирования.

Выводы по главе 1

Данная глава посвящена критическому анализу современного состояния теории и практики производства кальцинированной соды. Систематизация и обобщение привлеченного в аналитическом обзоре фактического материала позволили сформулировать уточненную постановку цели и задач исследования.

ГЛАВА 2. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ РЕЖИМОВ ПРОЦЕССА КАРБОНИЗАЦИИ

2.1. Разработка логико-лингвистической модели карбонизационной колонны

Процесс карбонизации обусловлен следующими характеристиками:

- не все цели управления могут быть выражены в количественных соотношениях (например, размер, форма и однородность кристаллов гидрокарбонатов натрия);
- между рядом параметров, оказывающих влияние на процесс карбонизации нельзя установить точные количественные зависимости (например, зависимость между степенью утилизации натрия и концентрацией исходных веществ в аммонизированном рассоле) [38];
- невозможно с заданной точностью за заданное время провести анализ и прогноз изменения модели технологического процесса [39], описывающей кинетику физико-химических превращений.

Несмотря на то, что карбонизационная колонна является сложным нестационарным объектом, опытный оператор удовлетворительно справляется с задачей управления не только одной карбонизационной колонной, но и всем отделением карбонизации, формулируя управляющее воздействие в виде нечётких высказываний, например: «уменьшить отбор суспензии», «немного увеличить расход воды на охлаждение» и т.д.

Исходя из вышесказанного, мы предлагаем *разработать математическую модель карбонизационной колонны на основе нечёткой логики* (логико-лингвистическую модель).

В логико-лингвистических моделях для управления сложными объектами используется информация, представленная в лингвистической форме, и отражает качественные свойства объекта. Такая модель основывается на знаниях об объекте, полученных от компетентного в предметной области человека, – эксперта, который на основе своего опыта способен формулировать и эффективно решать поставленные задачи.

Для качественной оценки режимов работы карбонизационной колонны нужно определить понятие номинального режима. Это режим, при котором обеспечивается высокая степень использования натрия, хорошее качество осаждённого бикарбоната натрия, высокая степень использования двуокси углерода и аммиака и производительность колонны не ниже заданной [38].

Нормальный режим работы карбонизационной колонны обеспечивается стабилизацией ряда переменных состояния. При этом эти переменные близкие к номинальным значениям, определяемым из условий регламентного функционирования колонны. Параметрами состояния являются: температура суспензии, температура верхней части колонны (зона завязки кристаллов), температура отходящих газов, концентрация двуокси углерода в отходящем газе колонны, прямой титр суспензии, уровень жидкости в колонне. Количество этих переменных может быть и больше.

При существенном отклонении значений параметров от номинальных, оператор добивается стабильного состояния процесса карбонизации. Обеспечив стабильное состояние, оператор на основании показаний приборов и результатах химического анализа решает, оставить имеющиеся технологические параметры в качестве номинальных или выбрать новые.

Предлагается разработать логико-лингвистическую модель карбонизационной колонны в четыре этапа, а именно:

1 этап. На данном этапе выбрать минимально необходимое число входных и выходных параметров карбонизационной колонны, дающих достаточное количество информации об объекте. Будем считать, что дрейф параметров состояния объекта отсутствует. В дальнейшем необходимо будет ввести в качестве параметра состояния величину, характеризующую степень зарастания внутренних поверхностей колонны осаждённым гидрокарбонатом натрия.

2 этап. Разделить параметры на нечёткие регионы [41]. Нечёткие параметры формализуются через значения функций принадлежности $\mu(x)$, принимающих любые промежуточные значения от 0 до 1, в лингвистические

понятия «высокая», «низкая», «нормальная». Данная совокупность лингвистических понятий образует терм, т.е. множество значений переменных [40, 41]. На основании экспертных оценок для каждого нечёткого параметра определено количество, форма и взаимное расположение функций принадлежности. Функции принадлежности представлены на рис.. 2.1–2.5.

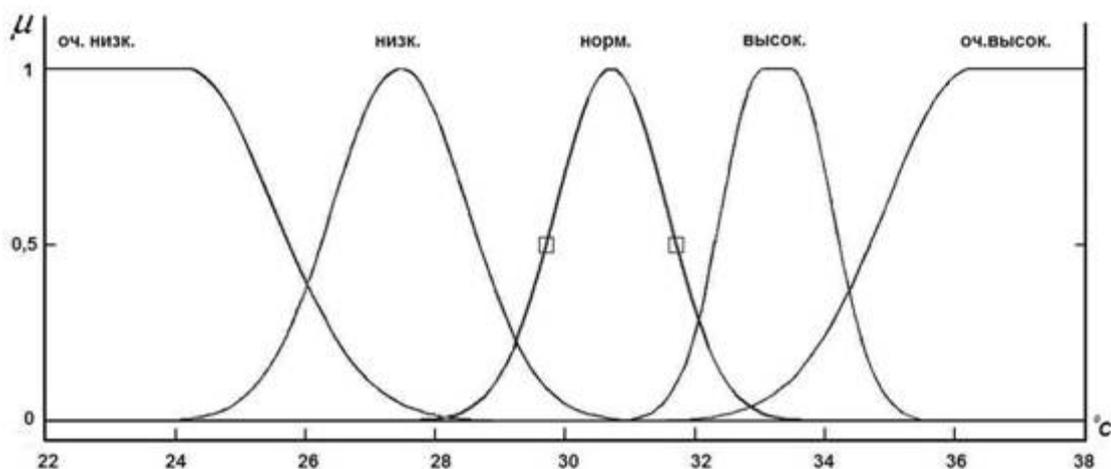


Рис. 2.1. Функции принадлежности для входных параметров: *текущая температура суспензии и предыдущая температура суспензии*

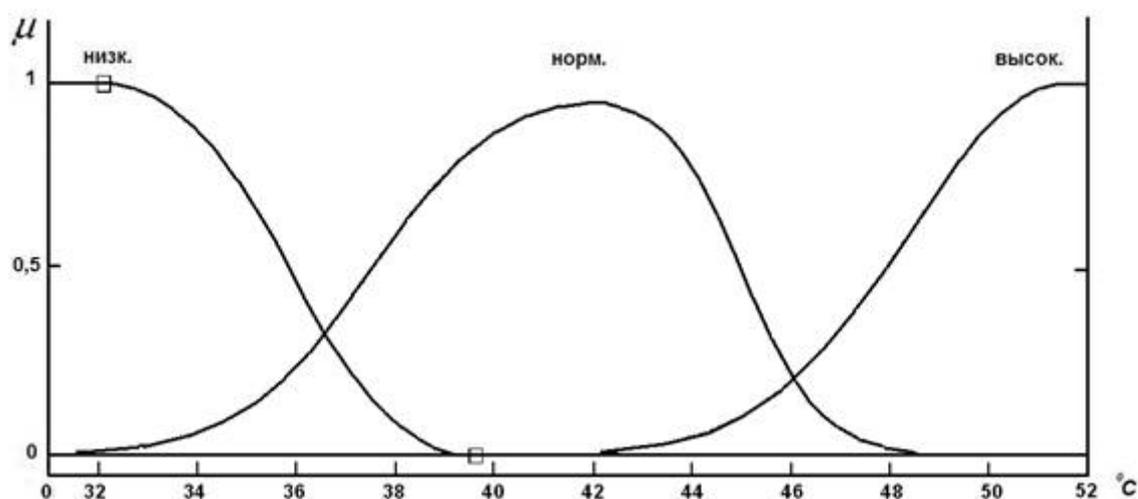


Рис. 2.2. Функции принадлежности для входного параметра: *температура охлаждающей воды*

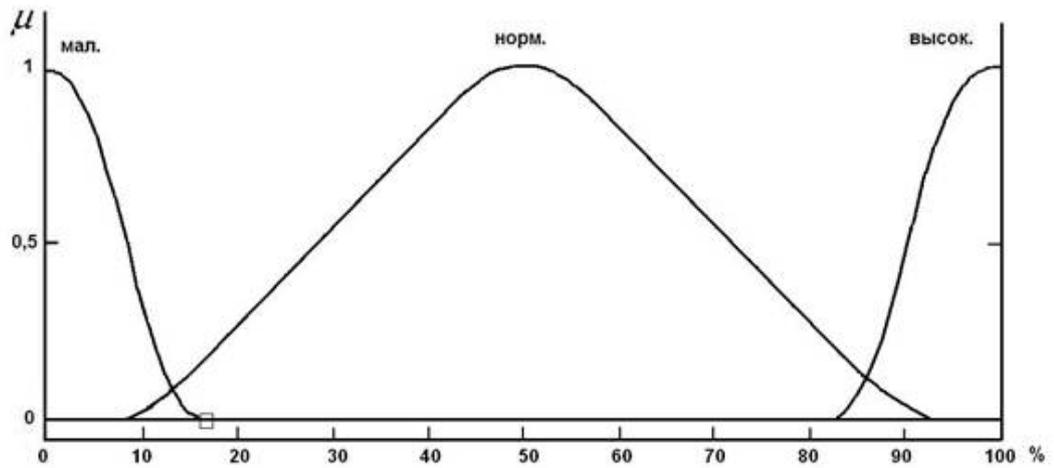


Рис. 2.3. Функции принадлежности для выходного параметра: *расход охлаждающей воды*

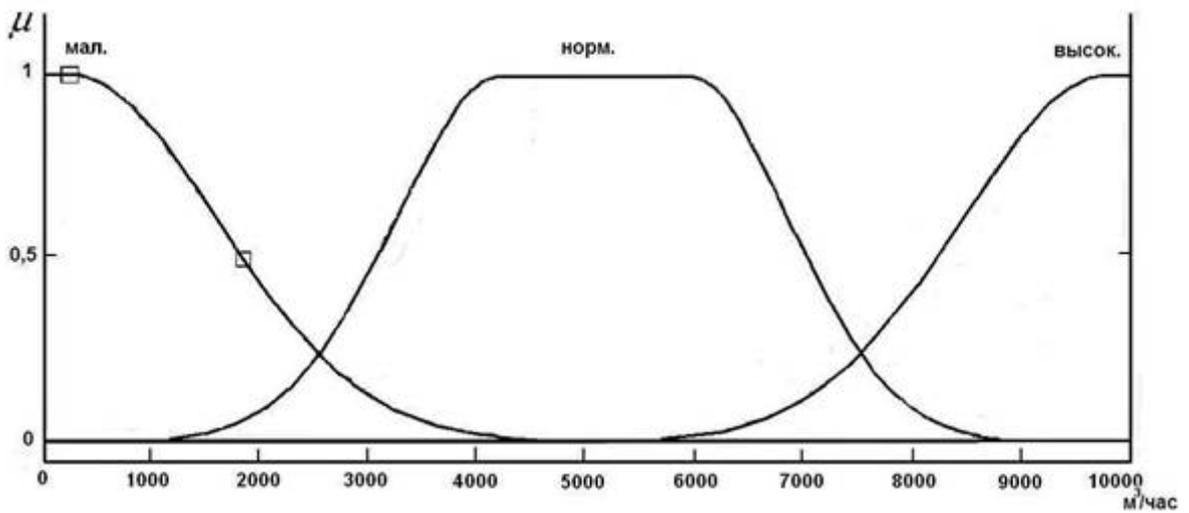


Рис. 2.4. Функции принадлежности для выходного параметра: *расход газа первого входа*

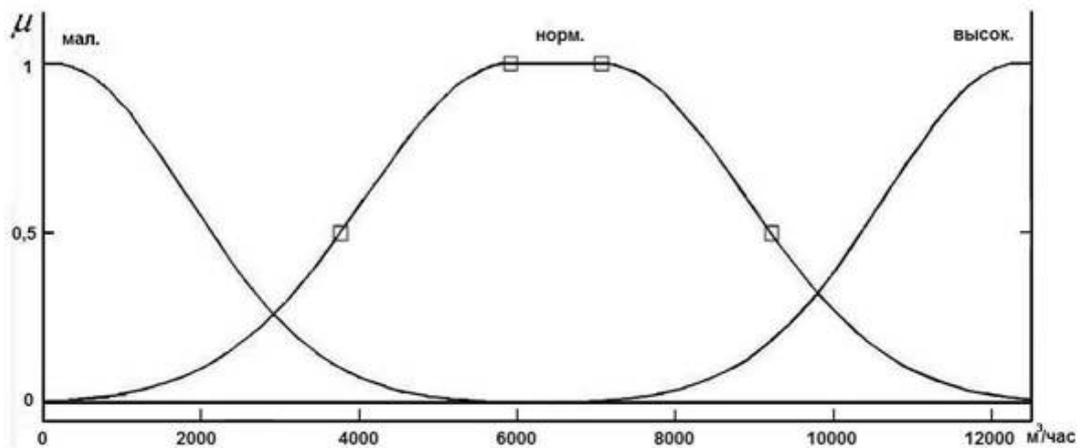


Рис. 2.5. Функции принадлежности для выходного параметра: *расход газа второго входа*

3 этап. Основой нечёткой логико-лингвистической модели служит таблица качественного описания процесса карбонизации (база нечётких правил) при различных нарушениях технологического режима, составленная по литературным источникам [38] и на основе опроса операторов-технологов.

Сформированные правила проверялись на полноту/избыточность и непротиворечивость. Данный этап является наиболее ответственным при разработке логико-лингвистической модели. Фрагмент базы нечетких правил представлен ниже:

.....

1 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

2 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

3 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

4 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

5 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ НИЗКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ НИЗКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

6 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НИЗКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НИЗКАЯ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НИЗКАЯ}$)

7 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

8 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

9 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

10 Если ($T1_{\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T2_{\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)

- 11 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{БОЛЬШОЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 12 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НИЗКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 13 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НИЗКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 14 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НИЗКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{ОЧЕНЬ ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 15 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НИЗКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 16 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НИЗКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 17 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НИЗКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 18 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НИЗКАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{МАЛЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 19 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{ВЫСОКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
- 20 Если ($T_{1\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{2\text{сусп}} = \text{НОРМАЛЬНАЯ}$) и ($T_{\text{воды}} = \text{НИЗКАЯ}$) тогда ($F_{\text{воды}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа1}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$) ($F_{\text{газа2}} = \text{НОРМАЛЬНЫЙ}$)
-

где: $T_{1\text{сусп}}$ – текущая температура суспензии; $T_{2\text{сусп}}$ – предыдущая температура суспензии; $T_{\text{воды}}$ – температура охлаждающей воды; $F_{\text{газа1}}$ – расход газа первого входа; $F_{\text{газа2}}$ – расход газа второго входа; $F_{\text{воды}}$ – расход охлаждающей воды.

4 этап. Следующим этапом является поиск такой последовательности воздействий, которые переводили бы объект из имеющегося состояния в состояние близкое к оптимальному, для каждой конкретной технологической ситуации. В качестве критерия можно использовать традиционные показатели качества (степень использования натрия, степень карбонизации, степень использования двуокиси углерода).

С помощью программной системы MatLab (пакет Fuzzy Logic Toolbox) проводим имитационное моделирование исследуемого процесса. В системе MatLab программируются все функции принадлежности и база нечётких правил [42]. Пример графического изображения поверхности отклика (пространство управления регулятора [43]) приведен на рис.. 2.6. и 2.7.

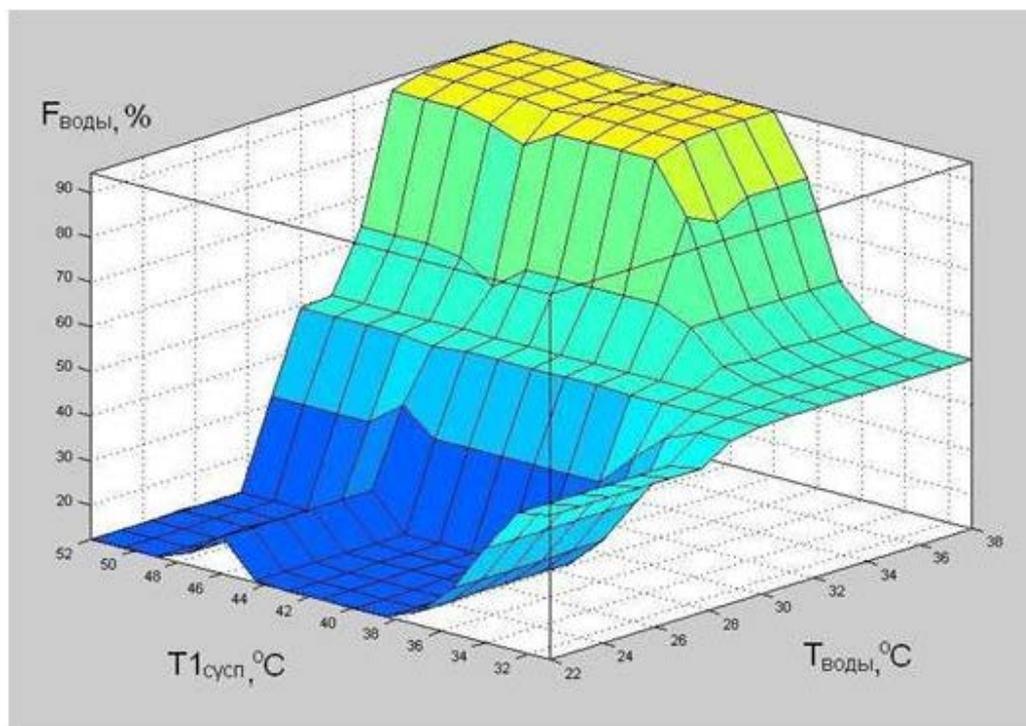


Рис. 2.6. – Поверхность отклика переменной: *расход охлаждающей воды*

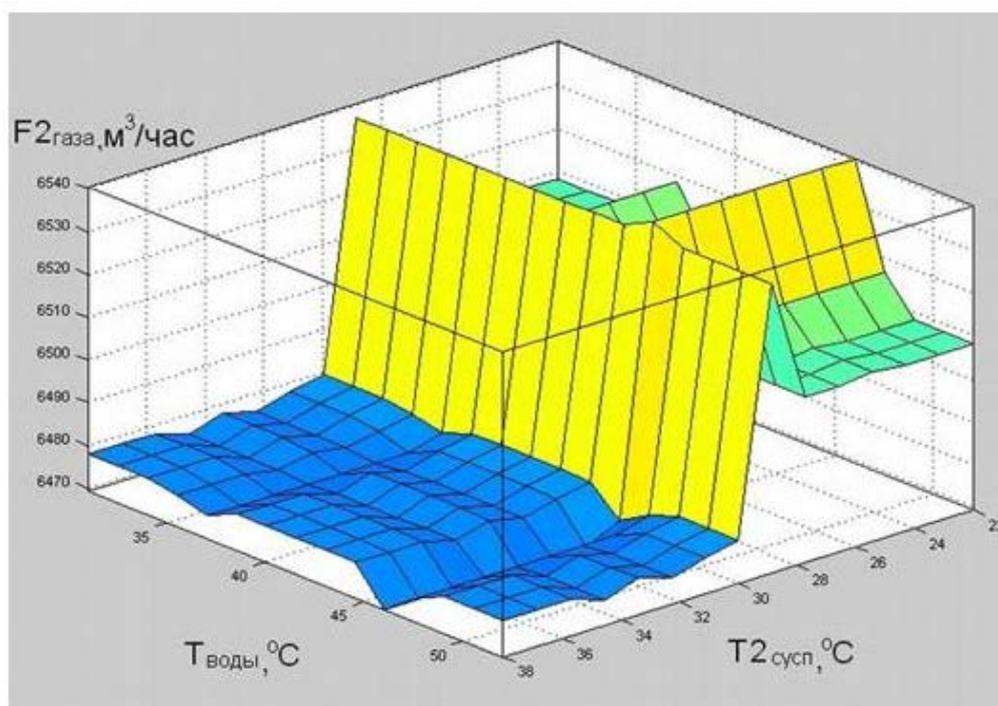


Рис. 2.7. – Поверхность отклика переменной: *расход газа 2 входа*

2.2. Математическая модель процесса карбонизации аммонизированного рассола

Процесс карбонизации аммонизированного рассола (насыщения аммонизированного рассола диоксидом углерода) является основным процессом в производстве кальцинированной соды и его протекание оказывает значительное влияние на технико-экономические показатели производства кальцинированной соды в целом. Основным технологическим аппаратом отделения карбонизации, в котором осуществляется исследуемый процесс, является карбонизационная колонна.

Сложность процесса карбонизации объясняется тем, что он протекает с обратимыми реакциями, в которых участвуют несколько реагирующих компонентов, находящихся в трех фазах состояния, и характеризуется нестабильным сырьем. Изменение концентрации даже одного из реагирующих компонентов в реакционной смеси оказывает влияние на конечный результат процесса карбонизации.

Степень утилизации натрия является основным показателем качества процесса карбонизации. Для достижения максимальной утилизации натрия, как в лабораторных, так и в производственных условиях нужны оптимальные условия по температуре и давлению, определенные соотношения между реагирующими компонентами в зоне завершения реакции. Причем в равновесном состоянии эти соотношения одни, а в производственных условиях другие [44].

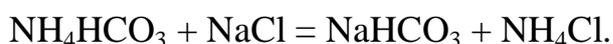
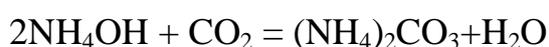
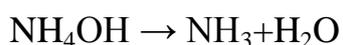
Целью оптимизации управления процессом карбонизации аммонизированного рассола является максимальное использование натрийсодержащего сырья и двуокиси углерода, обеспечение требуемого качества гранулометрического состава кристаллов бикарбоната натрия (однородность по размеру 100-200 мкм) [45]. Для оптимального управления технологическим процессом карбонизации наиболее рациональным представляется использование системы управления, базирующейся на математической модели данного процесса. Разрабатываемая математическая

модель исследуемого процесса должна быть неизменна по отношению к качеству входных сырьевых компонентов (углекислого газа, аммонизированного рассола, карбонизованного рассола), времени «пробега» колонны, а также описывать химико-физические закономерности, протекающие в карбонизационной колонне [46].

В рамках математического моделирования процесса карбонизации необходимо решить следующие задачи: идентификация модели, параметрический анализ решений модели и её оптимизация. Для решения этих задач применяется вычислительный эксперимент, состоящий из следующих этапов [47]: создание информационных банков исходных данных и параметров соответствующих математических моделей; разработка автоматизированных систем записи и построения моделей, которые часто являются сложными системами уравнений; построение эффективных вычислительных алгоритмов поиска решений соответствующих задач и их программная реализация; визуализация результатов расчетов на основе компьютерной графики.

Процесс математического моделирования носит многошаговый итерационный характер. На каждой итерации циклическая процедура моделирования повторяется до тех пор, пока не будет достигнута требуемая адекватность математической модели.

В качестве математической модели процесса карбонизации будем рассматривать кинетическую модель реакций. Механизмы процесса карбонизации в настоящее время до конца не изучены, технологический расчет, как правило, ведётся по следующим химическим реакциям:



Введем следующие обозначения:

- X_1 – NH_4OH – аммония гидроксид;
- X_2 – NH_3 – аммиак;
- X_3 – H_2O – вода;
- X_4 – CO_2 – двуокись углерода;
- X_5 – $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ – аммоний углекислый; (2.2)
- X_6 – NH_4HCO_3 – аммоний двууглекислый;
- X_7 – NaCl – хлорид натрия;
- X_8 – NaHCO_3 – натрий двууглекислый;
- X_9 – NH_4Cl – аммоний хлористый.

С учетом обозначений (2.2) химические реакции (2.1) примут вид



Матрица стехиометрических коэффициентов v_{ij} , $i=1,9$, $j=1,4$ соответствующая кинетическим уравнениям, имеет вид

	ω_1	ω_2	ω_3	ω_4
X_1	-1	-2	0	0
X_2	1	0	0	0
X_3	1	1	-1	0
X_4	0	-1	-1	0
X_5	0	1	-1	0
X_6	0	0	2	-1
X_7	0	0	0	-1
X_8	0	0	0	1
X_9	0	0	0	1
γ_j	1	-1	-1	0

Согласно закону действующих масс и матрицы стехиометрических коэффициентов (2.4), кинетические уравнения, соответствующие схеме химических превращений (2.3), для процесса карбонизации

аммонизированного рассола можно выразить уравнениями

$$\begin{aligned}\omega_1(\mathbf{C}, T) &= k_1(T)C_1; \\ \omega_2(\mathbf{C}, T) &= k_2(T)C_1^2C_4 - k_5(T)C_3C_5; \\ \omega_3(\mathbf{C}, T) &= k_3(T)C_5C_4C_3 - k_6(T)C_6^2; \\ \omega_4(\mathbf{C}, T) &= k_4(T)C_6C_7 - k_7(T)C_8C_9,\end{aligned}\tag{2.4}$$

где \mathbf{C} – вектор мольных концентраций веществ, моль/м³; $\omega_j(\mathbf{C}, T)$ – скорость j -й стадии, $j=1, 4$ м³/час; $k_s(T)$ – константы скоростей, $s=1,7$ (м³/моль)^{1-d}·ч⁻¹; d – порядок реакции, $s=1,3$.

Исходя из уравнения Аррениуса

$$k_s(T) = k_s^0 e^{-\frac{E_s}{RT}}\tag{2.5}$$

где k_s^0 – предэкспоненциальный множитель; E_s – энергия активации стадии, кал/моль; T – абсолютная температура, К; R – универсальная газовая постоянная кал/ (моль·К).

Так как последняя строка матрицы стехиометрических коэффициентов ненулевая, следовательно, реакции протекают с изменением числа молей. Это необходимо учитывать при разработке математической модели исследуемого процесса.

Поскольку суммарная концентрация $C = \sum_{i=1}^9 C_i$ изменяется по длине карбонизационной колонны, то уравнения материального баланса с начальными условиями $x_i(0) = x_i^0$, $i = \overline{1,9}$; $C(0) = C_0$ будут иметь вид

$$\frac{v}{S} \frac{dC_i}{dl} = \sum_{j=1}^5 v_{ij} \omega_j(\mathbf{C}, T), \quad i = \overline{1,9}$$

или

$$\frac{v}{S} \frac{dCx_i}{dl} = \sum_{j=1}^5 v_{ij} \omega_j(\mathbf{C}, T), \quad i = \overline{1,9},\tag{2.6}$$

$$x_i = \frac{C_i}{C}$$

Где x_i – концентрация i -го компонента в мольных долях; v – скорость потока в карбонизационной колонне, м³/час; S – площадь поперечного сечения карбонизационной колонны, м²; l – длина карбонизационной колонны, м.

Систему уравнения (6) замыкает условие нормировки по компонентам

$$\sum_{i=1}^9 x_i = 1.$$

Начальная суммарная концентрация C_0 постоянна при любых температурах.

Тогда, разделив (6) на C_0 , получим систему дифференциальных уравнений

$$\frac{v}{S} \frac{dNx_i}{dl} = \sum_{j=1}^4 v_{ij} W_j(\mathbf{x}, T), \quad i = \overline{1, 9}, \quad (2.7)$$

где $N = \frac{C}{C_0}$ – относительное изменение числа молей реакционной среды;
 $W_j = \frac{\omega_j}{C_0}$ – приведённые скорости химических реакций, 1/ч.

Обозначим

$$F_i = \sum_{j=1}^4 v_{ij} W_j, \quad i = \overline{1, 9}. \quad (2.8)$$

Преобразовав систему уравнений (2.8) с учетом условий нормировки (2.7), получим

$$\frac{dx_i}{dl} = \frac{S}{v} \frac{F_i - x_i F_n}{N}, \quad i = \overline{1, 9},$$

$$\frac{v dN}{S dl} = \frac{S}{v} F_n \quad (2.9)$$

с начальными условиями

$$x_i(0) = x_i^0, \quad i = \overline{1, 9}; \quad N(0) = 1$$

(10)

Функции $F_n, F_i, i=1,9$ с учетом матрицы стехиометрических коэффициентов (4) примут вид

$$F_1(\mathbf{x}, T) = -W_1(\mathbf{x}, T) - 2W_2(\mathbf{x}, T);$$

$$F_2(\mathbf{x}, T) = W_1(\mathbf{x}, T);$$

$$F_3(\mathbf{x}, T) = W_1(\mathbf{x}, T) + W_2(\mathbf{x}, T) + W_3(\mathbf{x}, T);$$

$$F_4(\mathbf{x}, T) = -W_2(\mathbf{x}, T) - W_3(\mathbf{x}, T);$$

$$F_5(\mathbf{x}, T) = W_2(\mathbf{x}, T) - W_3(\mathbf{x}, T);$$

$$F_6(\mathbf{x}, T) = 2W_3(\mathbf{x}, T) - W_4(\mathbf{x}, T);$$

$$F_7(\mathbf{x}, T) = -W_4(\mathbf{x}, T);$$

$$F_8(\mathbf{x}, T) = W_4(\mathbf{x}, T);$$

$$F_9(\mathbf{x}, T) = W_4(\mathbf{x}, T);$$

Математическая модель и оптимизация процесса карбонизации аммонизированного рассола

$$F_n(\mathbf{x}, T) = W_1(\mathbf{x}, T) - W_2(\mathbf{x}, T) - W_3(\mathbf{x}, T) \quad (2.10)$$

Таким образом, система нелинейных дифференциальных уравнений (2.9) с начальными условиями (2.10) является кинетической моделью реакции карбонизации аммонизированного рассола.

2.3. Оптимизация процесса карбонизации аммонизированного рассола

Для решения задачи теоретической оптимизации необходимо определить температурный режим процесса карбонизации, при котором обеспечивается максимальный выход гидрокарбоната натрия (или с учётом обозначений продукт X_8).

Таким образом, критерий будет иметь вид

$$R = X_8(l_k) \rightarrow \max. \quad (2.11)$$

Из технологических соображений на температуру накладываются ограничения

$$28^\circ\text{C} \leq T \leq 65^\circ\text{C}. \quad (2.12)$$

Сведем задачу максимизации значения $X_8(l_k)$ к минимизации функционала

$$I = \int_0^{l_k} \varphi_0(\mathbf{x}, T) dt,$$

где

$$\varphi_0(\mathbf{x}, T) = -\frac{dx_8}{dl} = -\frac{S}{v} \frac{F_8 - x_8 F_n}{x_{10}}. \quad (2.13)$$

Задача поиска оптимального температурного режима (2.9)-(2.12) решается с помощью принципа максимума Понтрягина [47]. Для нахождения оптимальной температуры по длине карбонизационной колонны используем условие максимума для функции Понтрягина H (гамильтониан)

$$H = \sum_{i=1}^{10} \lambda_i \varphi_i(\mathbf{x}, T) = \frac{S}{v} \left(\sum_{i=1}^9 \lambda_i \frac{F_i - x_i F_n}{x_{10}} + \lambda_{10} F_{10} \right) \quad (2.14)$$

где $\varphi_i(\mathbf{x}, T)$, $i=1,10$ – правые части системы уравнений (9); $\varphi_0(\mathbf{x}, T)$ – подинтегральная функция критерия оптимальности, выраженного в интегральной форме.

Функции $\lambda_i(l)$ удовлетворяют системе сопряженных уравнений

$$\lambda_i(l_k) + \lambda_0 \frac{\partial R}{\partial x_i} = 0, \quad i = \overline{1,10}. \quad (2.15)$$

Таким образом, принцип максимума Понтрягина сводит решение задачи оптимального управления к решению двухточечной краевой задаче для системы основных и сопряжённых уравнений (2.9), (2.15) с заданными

ограничениями (2.10), (2.16) в начальной $l=0$ и конечной точке $l=l_k$. Двухточечная краевая задача сводится к задаче Коши и задаче безусловной минимизации функции нескольких переменных. При решении задачи минимизации использовались методы нулевого порядка (прямого поиска), а именно, метод конфигураций (метод Хука-Дживса).

Данная двухточечная краевая задача была решена с помощью программного средства [49]. Результат вычислительного эксперимента при оптимальной температуре 47°C представлен на рис.2.8.

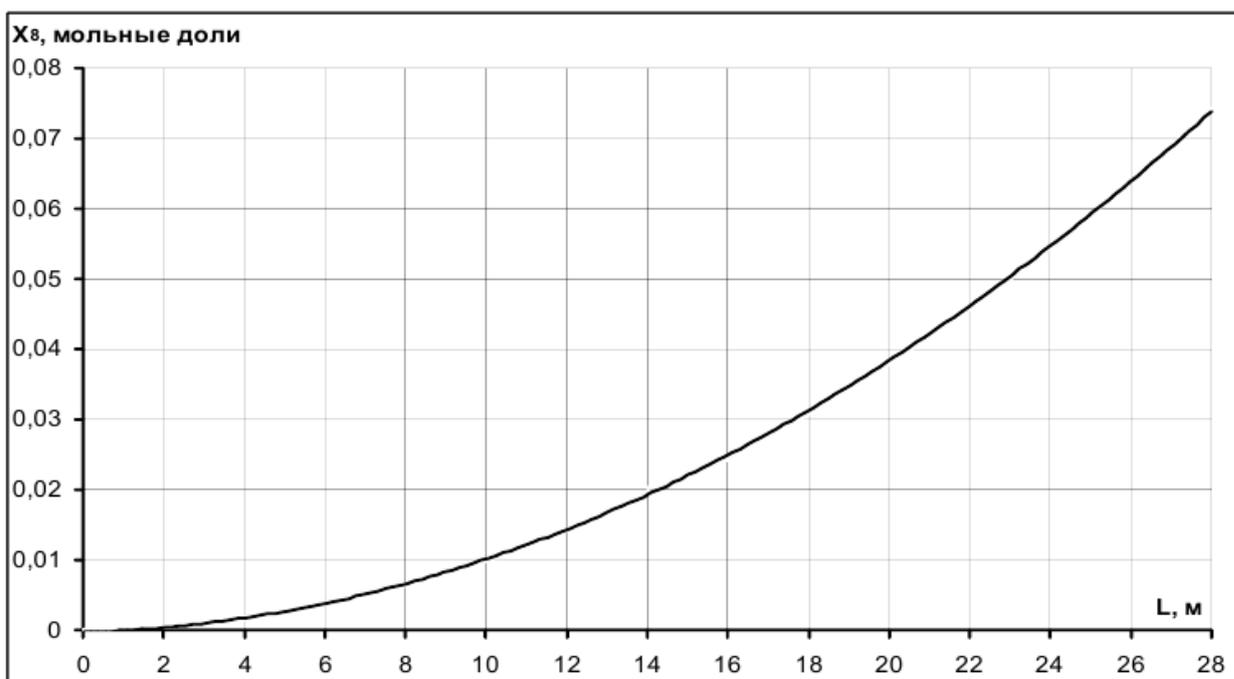


Рис.2.8. Изменение концентрации гидрокарбоната натрия (NaHCO_3) по длине карбонизационной колонны при оптимальной температуре

Проверка адекватности полученной математической модели процесса карбонизации показала, что относительная погрешность моделирования не превышает 5%. По результатам вычислительного эксперимента концентрация целевого продукта (гидрокарбоната натрия) в выходящей из карбонизационной колонны суспензии составляет 0.0729 мольные доли или 1740 кг на тонну готового продукта, концентрация в промышленных условиях – 1657 кг на тонну готового продукта [50].

Таким образом, на основе данной математической модели становится возможной разработка оптимальной системы автоматического регулирования процессом карбонизации аммонизированного рассола.

2.4. Нейросетевое моделирование показателей качества процесса карбонизации

В настоящее время в содовой промышленности для определения показателей качества продуктов процесса карбонизации аммонизированного рассола используется лабораторный анализ [51]. Качество результатов лабораторного анализа зависит как от состояния лабораторного оборудования, так и от человеческого фактора (квалификации, опыта, добросовестности лаборанта, качества отбора проб). Стоимость и технические возможности лабораторного контроля на современных предприятиях позволяют делать не более 1–2 анализов в смену. Точность поддержания показателей качества процесса карбонизации при таком «дискретном» контроле составляет величину порядка 6%. Возникает потребность в повышении оперативности управления по показателям качества процесса карбонизации аммонизированного рассола.

В связи с этим предлагается использовать альтернативный подход, основанный на принципах моделирования показателей качества по данным о сырьевых потоках. На основе приборно-измеряемых параметров технологического процесса, таких как температура, расход, давление и т. д. моделируется расчет показателей качества процесса карбонизации: степени утилизации натрия, степени утилизации углекислого газа, качество кристаллов бикарбоната натрия. В работе [52] для разработки математической модели процесса предлагалось получить функциональную зависимость основного комплексного показателя качества процесса – степени утилизации натрия, от управляющих параметров – входных потоков карбонизационной колонны по результатам пассивного эксперимента.

Рассматривались статистические методы обработки результатов наблюдений, в частности, были определены коэффициенты полинома вида:

$$y = b_0 + b_1 \cdot x_1 + b_2 \cdot x_2 + b_3 \cdot x_3 + b_4 \cdot x_4.$$

Для вычисления коэффициентов уравнения линейной регрессии (b_0 , b_1 , b_2 , b_3 , b_4) использовался метод наименьших квадратов, обеспечивающий минимум суммы квадратов отклонений опытных данных от значений, вычисленных по уравнению регрессии. Данная функциональная зависимость может использоваться на любом типе микропроцессорных контроллеров.

Однако линейная регрессия является уравнением первой степени, тогда как карбонизационная колонна обладает нелинейными характеристиками. Это связано с тем, что в процессе «пробега» колонны, ее внутренние поверхности постепенно покрываются коркой NaHCO_3 , образующегося из карбонизованного раствора. Скорость процесса осаждения зависит от большого числа факторов. Практически, изменение условий теплообмена в течение «пробега» колонны носит стохастический характер. Исследовалась целесообразность моделирования показателей качества процесса карбонизации на основе использования искусственных нейронных сетей. Моделирование проводили в среде MATLAB с использованием пакета Neural Networks Toolbox [53], который содержит средства для проектирования, моделирования, обучения искусственных нейронных сетей (ИНС).

Нейросетевое моделирование показателей качества процесса карбонизации

Для определения основного показателя качества процесса карбонизации (степени утилизации натрия) выбраны и обоснованы приборно-измеряемые параметры (входные данные для ИНС): x_1 – температура суспензии, выходящей из карбонизационной колонны; x_2 – температура газожидкостной среды в верхней части карбонизационной колонны; x_3 – весовое количество 100% углекислого газа, подаваемое в колонну по

первому входу; x_4 – весовое количество 100% углекислого газа, подаваемое в колонну по второму входу.

Этап 1. Подготовка данных. Данные были предварительно подготовлены с учетом того, что выход сигмоидальной функции лежит в диапазоне от 0 до 1. Для нормирования входных данных к интервалу [0; 1] применялось линейное преобразование, обеспечивающее сохранение соотношения между величинами:

$$S_i = \frac{x_i - x_{\min}}{x_{\max} - x_{\min}}$$

где x_i – текущее

значение; x_{\min} – минимальное значение параметра; x_{\max} – максимальное значение параметра.

Нормированные исходные данные сведены в табл. 1.

Таблица 2.1

Нормированные данные, подготовленные для обучения ИНС

№ опыта	Входные параметры для ИНС				Выходной параметр для ИНС
	x_1	x_2	x_3	x_4	y_1
1	0,264	0,808	0,688	0,753	0,717
2	0,745	0,214	0,160	0,380	0,370
3	0,637	0,699	0,743	0,374	0,643
4	0,474	0,235	0,221	0,381	0,381
5	0,713	0,234	0,215	0,377	0,378
6	0,725	0,231	0,213	0,389	0,375
7*	0,710	0,231	0,210	0,387	0,377
...
97	0,800	0,110	0,130	0,390	0,342
98	0,530	0,591	0,270	0,540	0,522

* – данные для проверки адекватности полученной нейросетевой модели

Этап 2. Обоснование вариантов типа и архитектуры сети. Предлагается применить двухслойную ИНС с обратным распространением ошибки, в котором используется итеративный градиентный алгоритм обучения с

целью минимизации среднеквадратичного отклонения текущего выхода и желаемого выхода сети. Для оценки необходимого числа синаптических весов L_{ω} в многослойной сети с сигмоидальной передаточной функцией, используем формулу [54]:

$$\frac{m \cdot N}{1 + \log_2 N} \leq L_{\omega} \leq m \cdot \left(\frac{N}{m} + 1 \right) \cdot (n + m + 1) + m$$

где n – размерность входного сигнала; m – размерность выходного сигнала; N – число элементов обучающей выборки.

$$L_{\omega} \leq 21,5277. \quad (2.16)$$

Число нейронов в скрытом слое L рассчитаем по формуле [54]:

$$L = \frac{L_{\omega}}{n + m}. \quad (2.17)$$

Зная минимальное и максимальное число синаптических весов сети (2.16) и используя (2.17) определяем, что количество нейронов в скрытом слое L лежит в пределах [3;115].

Этап 3. Выбор сети на основе показателей эффективности обучения. При обучении нейронной сети «с учителем» вычисляются отклонения значений степени утилизации натрия на выходном нейроне от реальных показателей и обратном прохождении этих отклонений до породивших его элементов с целью коррекции ошибки. На каждой эпохе на вход сети подаем все обучающие наблюдения, которые сравниваются с целевыми значениями и вычисляются ошибки. Значение ошибки используется для корректировки весов сети. Действия повторяются до тех пор, пока ошибка не перестанет уменьшаться (рис. 2.9.).

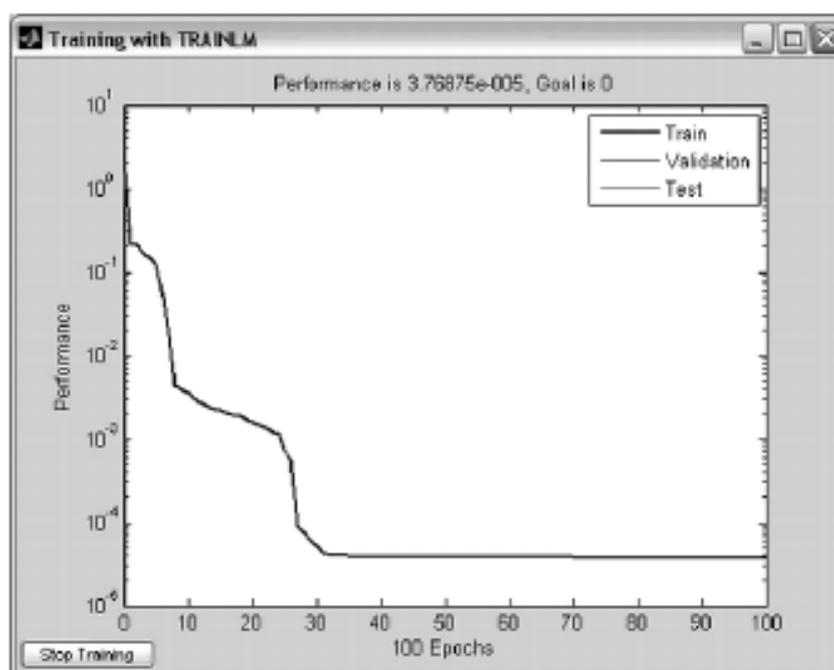


Рис. 2.9. Изменение ошибки сети в процессе ее обучения (100 эпох)

Главным недостатком ИНС с обратным распространением ошибки является переобучение. В процессе обучения с целью уменьшения ошибки целевой функции сеть подстраивается под особенности обучающего множества и излишне точно соответствует конкретному набору обучающих примеров. В итоге она теряет способность обобщать результаты. Причинами переобучения являются:

- чрезмерно большое количество итераций (эпох) обучения;
- чрезмерно сложная структура нейронной сети (большое количество нейронов в скрытом слое).

Сети с большим числом нейронов моделируют более сложные, в том числе и нелинейные функции, и склонны к переобучению. Сеть с меньшим числом нейронов может оказаться недостаточно гибкой для того, чтобы смоделировать зависимость показателей качества от входных параметров[55]. Проводились исследования для поиска оптимальной структуры нейросетевой модели показателей качества процесса карбонизации.

Критерием оптимального выбора являлся минимум интегральной ошибки, которая вычисляется по следующей формуле:

$$\varepsilon = \frac{1}{k} \cdot \sum_{i=1}^k |U_{л.к.i} - U_{р.i}| \rightarrow \min ,$$

где k – количество тестовых экспериментальных данных, которые не участвуют в обучении сети; $U_{л.к.i}$ – степень утилизации натрия по данным лабораторного анализа, %; $U_{р.i}$ – рассчитанная степень утилизации натрия, %. В процессе исследования обучались ИНС с различным числом нейронов в скрытом слое и количеством эпох обучения, определялась интегральная ошибка. Результаты представлены на рис. 2.10.

По результатам исследования выявлено:

- 1) достаточным является количество эпох обучения от 40 до 200;
- 2) оптимальное число нейронов в скрытом слое от 4 до 8;
- 3) интегральная ошибка увеличивается с увеличением количества нейронов в скрытом слое (исключение составляет лишь ИНС с 15-ю нейронами в скрытом слое);
- 4) интегральная ошибка с четным количеством нейронов в скрытом слое меньше, чем с нечетным количеством нейронов;

Определены два типа ИНС с учетом критерий выбора оптимальной структуры (табл. 2.2).

Таблица 2.2.

Сети с наименьшей интегральной ошибкой

число эпох обучения, шт.	число нейронов в скрытом слое, шт.	интегральная ошибка, ε
40	6	0,37
200	15	0,40

В соответствии с общенаучным принципом, согласно которому при прочих равных следует предпочесть более простую модель, из двух сетей с приблизительно равными ошибками следует предпочесть ту, которая меньше [55].

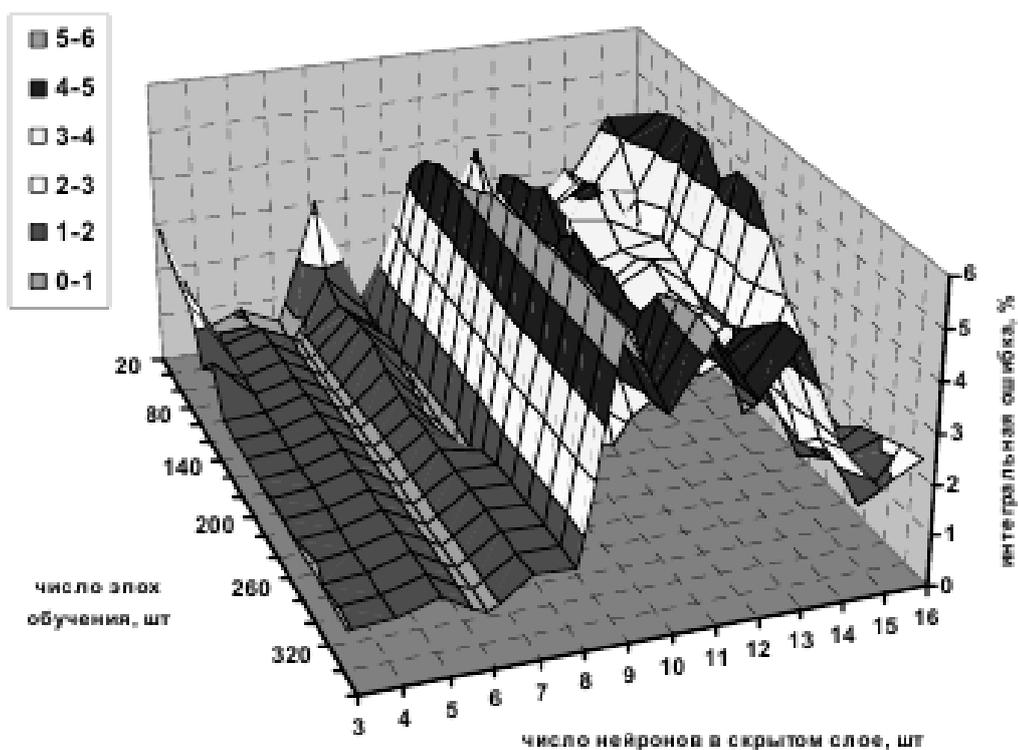


Рис. 2.10. График зависимости интегральной ошибки от числа эпох обучения и числа нейронов в скрытом слое

Таким образом, предлагается применить в качестве нейросетевой модели показателей качества процесса карбонизации ИНС с обратным распространением ошибки с численностью нейронов скрытым слое – 6 и количеством эпох обучения – 40 (рис. 2.11.).

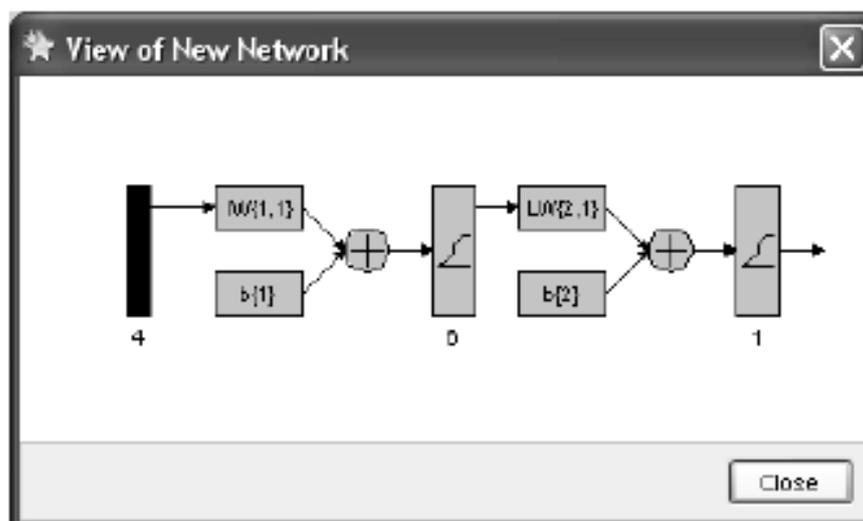


Рис. 2.11. Структура искусственной нейронной сети

Адекватность полученной нейросетевой модели процесса карбонизации проверялась по тестовым экспериментальным данным. Проверка показала, что относительная погрешность моделирования не превышает 0,7%. Результат работы сети приведен на рис. 2.12 и 2.13.

Этап 4. Оценка влияния не учтенных факторов и помех. Проводились исследования влияния наличия шумов во входных сигналах (x_1 , x_2 , x_3 , x_4) на достоверность определения утилизации натрия. Проверка показала, что с увеличением доли шумов во входных сигналах интегральная ошибка для тестовых значений монотонно возрастает (рис. 2.14.)

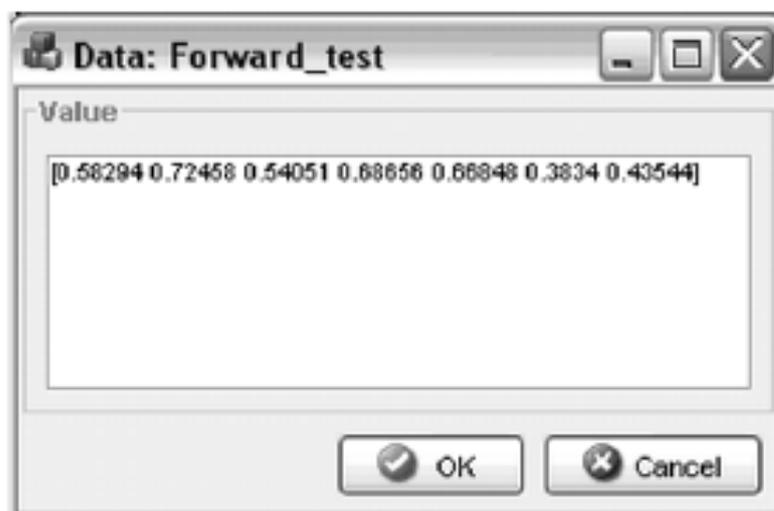


Рис. 2.12. Расчетные значения степени утилизации

натрия с помощью ИНС

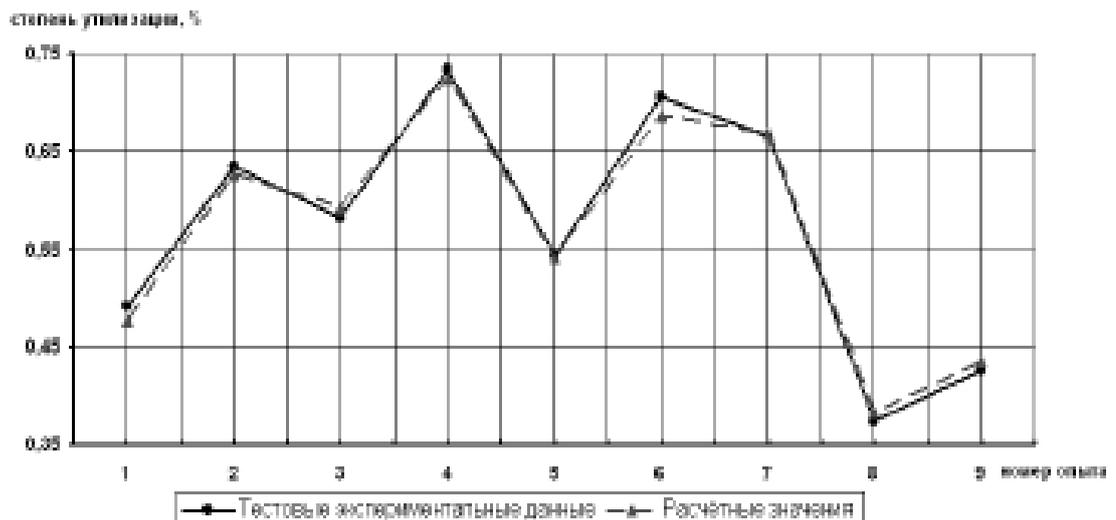


Рис. 2.13. График проверки адекватности нейросетевой модели

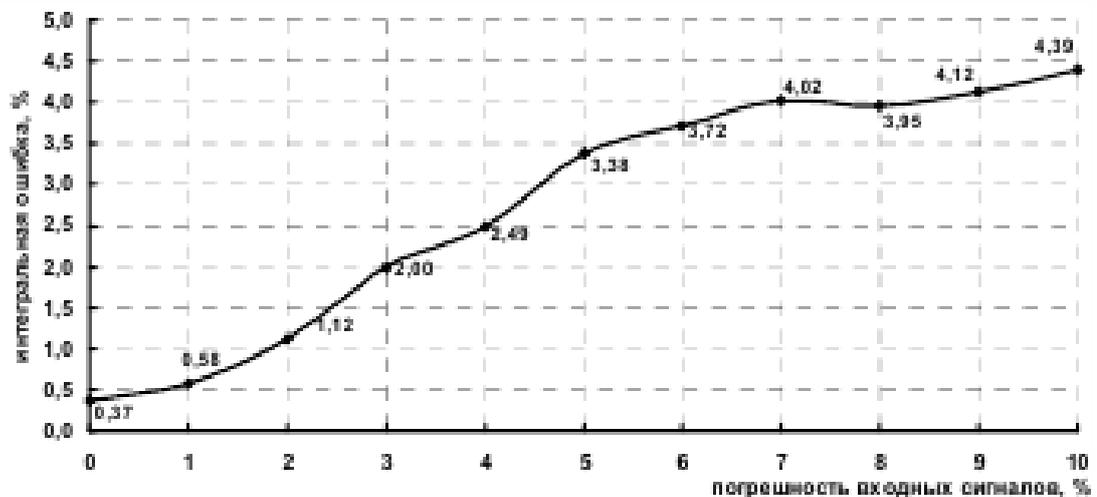


Рис. 2.14. График зависимости интегральной ошибки от шумов во входных сигналах

Этап 5. Реализация сети. Реализация нейросетевой модели показателей качества процесса карбонизации возможна на современных микропроцессорных контроллерах. Например, на средствах автоматизации SIMATIC фирмы Siemens (программный пакет NeuroSystems).

Пакет включает в свой состав инструментальные средства конфигурирования и обучения искусственных нейронных сетей, и его стоимость составляет 2 тыс. дол США. Экономический эффект достигается за счет более точного поддержания показателей качества процесса карбонизации, т. е. за счет более эффективного использования основного сырья – очищенного рассола NaCl. Эффективность использования сырья характеризуется полнотой утилизации натрия, которая может быть увеличена на 2–5%.

Аналогично задача решается и для других показателей качества исследуемого процесса: степени утилизации углекислого газа, качества кристаллов гидрокарбоната натрия.

Выводы по главе 2

Данная глава посвящена обоснованию математическую моделирование и оптимального управления технологического процесса карбонизации, основанная на применение принципов, методов и алгоритмов системного анализа химико-технологических процессов и разработку модели для управления колонной в режиме реального времени, экспертная система управления процессом, а так же программа-тренажеру для обучения технологического персонала.

ГЛАВА 3. АВТОМАТИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

3.1 Выбор и обоснование параметров контроля и регулирования

Автоматизация процесса карбонизации. Показателем эффективности процесса карбонизации является степень карбонизации гидрокарбонатной суспензии, которую необходимо поддерживать на заданном значении. На степень карбонизации влияют расходы аммонизированного рассола и газов, содержащих CO_2 (газ известковых печей, газ / ввода, газ ввода), концентрация CO_2 в этих газах, степень аммонизации рассола и температура в колоннах 14 и 15.

Расход аммонизированного рассола, поступающего в колонну 14, можно стабилизировать, но при этом нельзя добиться увеличения производительности. Так, с увеличением подачи газов в отделение и повышением концентрации в них CO_2 появляется возможность поднять производительность отделения при заданной степени карбонизации.

Расход газов, содержащих CO_2 и поступающих в отделение, может изменяться, однако должно перерабатываться все количество поступающих газов. Это обеспечивается регулятором давления на вводе газа известковых печей и двухконтурными системами, в которых регулируются расходы газов и II вводов: с коррекцией по давлению. Может изменяться и концентрация CO_2 в газах. В соответствии со сказанным осуществляется регулирование расхода выходящей из колонны 15 гидрокарбонатной суспензии с коррекцией по суммарному расходу CO_2 содержащегося в газах.

Схема регулирования строится следующим образом. Измеряются расходы газов и вводов, поступающих в колонну 15, и концентрации CO_2 в этих газах. Сигналы датчиков расходов и концентраций поступают в блоки УМ₁ и УМ₂ для перемножения и далее - в сумматор СМ. Выходной сигнал сумматора подается на регулятор расхода бикарбонатной суспензии. Изменение расхода суспензии вызовет автоматическое изменение подачи

аммонизированного рассола в колонну 14. Определенная степень предварительной карбонизации в колонне 14 и промывателе 16 обеспечивается двухконтурными системами, основными регуляторами в которых являются регуляторы pH рассола, выходящего из этих аппаратов. Степень аммонизации рассола, поступающего в колонну 14, поддерживается постоянной с помощью узлов регулирования отделения абсорбции. Заданная температура в нижней части колонны 14 обеспечивается регулятором температуры с регулирующим клапаном на линии воды, выходящей из холодильника этой колонны. Регулятор температуры в нижней части колонны 14 способствует одновременно стабилизации температурного режима и в промывателе 16. Давление газа известковых печей, поступающего в промыватель 16, стабилизируется. Регулятор температуры рассола перед баком 18 создает определенный температурный режим большей части колонны 15. Наиболее сильное влияние на размер и структуру кристаллов бикарбоната натрия оказывает температура в нижней части колонны 15, где происходит "завязка" кристаллов. Требуемое значение этой температуры обеспечивает регулятор температуры с регулирующим клапаном на линии воды, выходящей из холодильника колонны 15. Материальный баланс по жидкости колонн 14 и 15, промывателя 16, баков 13 и 18 достигается с помощью регуляторов уровня. Все разобранные узлы регулирования обеспечивают получение нужной степени карбонизации бикарбонатной суспензии.

Узлы регулирования остальных процессов данного производства кратко описаны в таблице.

3.2 Выбор и обоснование средств контроля и регулирования

Для того чтобы осуществить аппаратную реализацию проекта нам в первую очередь необходимо учесть следующие факторы влияющие на технологию, безопасность протекающего процесса обжига. В первую очередь, определимся со степенью взрыво- и пожароопасности процесса. Таким образом, используемые приборы не должны производить искру в процессе работы, если осуществляется непосредственный контакт устройства с фазой измеряемой физической величины.

Особое внимание при выборе средств измерения и контроля следует отметить тому, что погрешности, возникаемые при снятии значения и его преобразовании, должны соответствовать технологическим требованиям. Таким образом, при осуществлении контроля над процессом, следует использовать приборы с меньшим значением погрешности, но при этом они должны быть просты в работе и техническом исполнении.

В целях удешевления и упрощения процесса автоматизации производства следует отдавать предпочтение устройствам одной линейки, то есть для измерения одного параметра использовать одинаковые приборы. Это облегчит первоначальную настройку прибора, эксплуатацию и ремонт.

В процессе проектирования АСУ ТП, в данной работе будут использованы электрические средства контроля. Данный способ позволяет заметно сократить номенклатуру используемых приборов и датчиков, по сравнению с пневматической веткой ГСП. В настоящее время широкое распространение получили устройства, работающие с унифицированными электрическими сигналами. Число таких приборов с каждым годом растет, а точность их работы намного выше, чем у аналогичных пневмоустройств.

Описание схемы будет следующим. Приборы устанавливаются по месту. Для регулирования контуров регулирования температуры используются терморезисторы и специализированные ПИД-регуляторы, предназначенные для работы с термоэлектрическими преобразователями. Все остальные приборы работают на унифицированных электрических сигналах, например - 4-20 мА.

Для индикации и регистрации данных используется вторичный прибор - промышленный регистратор, который устанавливается в контурах измерения температуры и концентрации кислорода.

Измерение температуры будет осуществляться при помощи отечественных термопар ТХК-0193 производства ПГ "Метран".



Рисунок 3.1. - Преобразователь термоэлектрический ТХК-0193-01Т

Термопара это такой элемент, который преобразовывает перепад температуры в электрическую энергию и наоборот прямым способом. Температуру она не показывает, а преобразовывает перепад температур между холодным и горячим спаем в электродвижущую силу перенося при этом тепловую энергию от горячего спая к холодному.

Диапазон измеряемых температур составляет 0.600°C с погрешностью, не превышающую $\pm 1,5^{\circ}\text{C}$.

Для преобразования электрического сигнала, поступающего от термопары используют нормирующий преобразователь НТП-2.05.1.2, предназначенный специально для термоэлектрических преобразователей типа К.



Рисунок 3.2. - Нормирующий электрический преобразователь НТП-2.05.1.2

Основные параметры которого представлены в таблице 3.1:

Таблица 3.1

Технические характеристики нормирующего электрического преобразователя НТП-2.05.1.2

Характеристика	Значение
Основная погрешность, %	0,25
Диапазон измерения, °С	-50...+1000
Выходной аналоговый сигнал, мА	4 - 20
Напряжение питания, В	12,5...30
Потребляемая мощность, ВА	0,6
Температура окружающего воздуха	-10. +50
Степень защиты от воды и пыли по ГОСТ 14254	IP54
Габаритные размеры	94x65x57; монтаж настенный

Для регистрации, хранения и индикации показаний измеряемых величин будем пользоваться промышленными регистраторами данных типа PMS-100-R.

Промышленный регистратор данных предназначен для измерения, регистрации и отображения собранных данных по измерениям. Результаты измерений могут отображаться в различном виде (цифровом, аналоговом, графическом) как по единичному каналу, так и серией показаний по группе каналов. Регистратор содержит 4 или 8 различных измерительных входов. Дополнительно в устройство встроено 2 или 4 дискретных входа, к которым

можно подводить сигнал активирующий или останавливающий регистрацию по выбранному каналу. Энергонезависимая память объемом 4 МВ позволяет запомнить до 800 000 записей. Регистратор может работать как автономно, так и в сети устройств подключенных к РС, на котором установлено ПО "Архив". Трансмиссия осуществляется через гальванически изолированный интерфейс RS-485 работающий в стандарте MODBUS RTU. С уровня ПО компьютера реализован просмотр измеряемых величин в реальном времени, архивных данных и полной конфигурации устройства.

- от 4 до 8 универсальных измерительных входов;
- 2 или 4 дискретных выхода;
- 2 релейных выхода;
- регистрация измеряемых сигналов, состояний дискретных входов и событий;
- два независимых аварийных порога для каждого измерительного входа;
- цифровое и графическое отображение результатов измерений и архивных данных;
- подсвечиваемый графический дисплей 128 × 64 сегментов;
- 9-ти кнопочная клавиатура с быстрым доступом к архиву данных и опциям устройства;
- гальванически изолированный интерфейс RS-485;
- напряжение питания 85.260 В переем. тока или 24 В пост. тока.



Рисунок 3.3. - 8-канальный регистратор PMS-100-R

Расход и давление измеряются дифференциальным датчиком давления Сапфир-22МП-ДД.



Рисунок 3.4. - Преобразователь дифференциального давления Сапфир-22МП-ДД

Преобразователи предназначены для работы с вторичной регистрирующей и показывающей аппаратурой, регуляторами и другими устройствами автоматики, машинами централизованного контроля и системами управления, работающими от стандартного входного сигнала 0-5 или 0-20 или 4-20 мА/ постоянного тока.

Измерение избыточного давления будет производиться преобразователем той же серии Сапфир-22МП типа ДИ.

Таблица 3.2

Технические характеристики датчика перепада давлений Сапфир-22МП-ДД.

Характеристика	Значение
Диапазон измерения давления, кРа	-0,1.100
Верхний предел измерения давления до, МРа	100
Выходной сигнал, мА	4 - 20/ 20 - 4; 0 - 5/5 - 0; 0 - 20/20 - 0
Питание датчиков с выходным сигналом 0 - 5/5 - 0; 0 - 20/20 - 0 мА, В	36 ± 0,72

Питание датчиков с выходным сигналом 4 - 20; 20 - 4 mA, В	15,42
Сопротивление нагрузки для датчиков с сигналом 0 - 5/5 - 0 ma, kOm*	2,5
Сопротивление нагрузки для датчиков с сигналом 0 - 20/20 - 0 ma, kOm	1,0
Диапазон рабочих температур (°C)	- 40...+ 80**
Относительная влажность окружающего воздуха (% при 35°C)	95
Материал исполнения мембраны	36НХТЮ / ВТ9 (titan)
Материал фланцев, пробок, корпуса блока (сталь)	12Х18Н10Т
Степень защиты от воды и пыли	IP65
Предел основной допускаемой погрешности от γ , %	$\pm 0,15$; 0,25; 0,5
Дополнительная температурная погрешность от γ , на 10°C	0,08
Вариация выходного сигнала, % от γ	0,5
Масса, kg	2,6.12,1

Для управления исполнительными механизмами контуров расхода, давления и температуры применяются универсальные двухканальные программные ПИД-регуляторы ТРМ151

Функциональные возможности прибора ОВЕН ТРМ151

–Один или два канала программного пошагового регулирования

–Два встроенных универсальных входа и два выхода

–Автонастройка ПИД-регуляторов по современному эффективному алгоритму

- Режим ручного управления выходной мощностью регулятора
 - Линейка стандартных модификаций для наиболее распространенных технологических процессов
 - Широкие возможности конфигурирования с ЭВМ или с передней панели прибора:
 - Программы быстрого старта, разработанные специально для каждой модификации
 - Возможность быстрого доступа к уставкам при программировании прибора с передней панели
- Наличие двух универсальных входов в регуляторе позволяет ему управлять соотношением расходов в системе.



Рисунок 3.5. - Универсальный ПИД-регулятор ОВЕН ТРМ151

Управляющий сигнал подается на клапан запорно-регулирующий 25ч945п однодроссельный фланцевый с электрическим исполнительным механизмом.

3.3. Средства автоматизации

Спецификация на средства КИП и А

Таблица 3.3.

Спецификация на средства КИП и А

№ позиции	Наименование и краткая характеристика прибора	Тип прибора	Количество	Завод изготовитель	Примечание
2-2, 4-2, 5-2, 5-4, 5-6, 6-2, 7-3, 8-2, 9-2,	Промышленный регистратор данных	PMS-100-R	23	ООО "АПЛИСЕНС", г.	

10-2, 10-7, 11-2, 11-4, 14-3, 14-6, 14-9, 15-3, 22-9, 24-2, 26-3, 27-3, 27-6, 27-9				Москва	
2-1, 4-1, 5-1, 5-3, 5-5, 6-1, 8-1, 9-1, 11-1, 11-3, 12-1, 17-1, 17-4, 18-1, 19-1, 20-1, 20-4, 21-1, 21-3, 23-1, 24-1, 31-1, 32-1	Датчик перепада давлений	Сапфир-22МП-ДД	21	ОАО "Теплоконтроль", г. Казань	
7-2, 10-2, 10-6, 14-2, 14-5, 14-8, 15-2, 22-2, 22-5, 22-8, 26-2, 27-2, 27-5, 27-8	Преобразователь электропневматический ЭП-3241	ЭП-3241	14	ОАО "Саранский приборостроительный завод", г. Саранск	
5-2, 5-4, 5-6, 6-2, 7-3, 8-2, 9-2, 10-3, 10-7, 11-2, 11-4, 12-2, 13-2, 13-5, 14-3, 14-6, 14-9, 15-3, 17-2, 17-5, 18-2, 19-2, 20-2, 20-5, 21-2, 21-4, 22-3, 22-6, 22-9, 23-2, 24-2, 25-2, 26-3, 27-3, 27-6, 27-9, 28-2, 29-2, 31-2, 32-2	Вторичный прибор со станцией управления	ПР10.1	48	"Тизприбор", г. Москва	
3-1, 13-1, 13-4, 25-1, 29-1	Уровнемер буйковый пневматический	УБ-76-1И	5	ООО "ТД Автоматика", г. Смоленск	
1-3, 2-3, 3-3, 4-3, 6-3, 7-4, 8-3, 10-8, 13-3, 13-6, 15-4, 17-3, 17-6, 18-3, 19-3, 20-3, 20-6, 24-3, 25-3, 29-3, 31-3, 32-3	Универсальный ПИД-регулятор "ОВЕН"	ОВЕН ТРМ151	23	"Овен", г. Москва	
7-1, 10-1, 10-5, 14-1, 14-4, 14-7, 15-1, 22-1, 22-4, 22-7, 26-1, 27-1, 27-4, 27-7	Преобразователь нормирующий	НТП-2.05.1.2	14	"Овен", г. Москва	

Выводы по главе 3

1. Данная глава посвящена выбору и обоснованию параметров и средств контроля и регулирования и средств автоматизации производства кальцинированной соды. Анализ показывает, что при этом станет возможным поддержание данных показателей качества с отклонением 1–2% от требуемых значений.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

2. Одним из больших преимуществ использования логико-лингвистической модели является возможность непосредственного использования опыта операторов и технологов, поскольку процесс карбонизации протекает по-разному в каждой карбонизационной колонне и на основании этого опыта можно с помощью модели прогнозировать протекание процесса.

3. Предлагаемую модель можно использовать для управления колонной в режиме реального времени, разработки экспертной системы управления процессом, а так же в качестве программы-тренажёра для обучения технологического персонала.

4. Применение нейросетевой модели показателей качества процесса карбонизации позволит по приборно-измеряемым и управляющим параметрам определять и/или краткосрочно прогнозировать степень утилизации натрия без существенных затрат.

5. Анализ показывает, что при этом станет возможным поддержание данных показателей качества с отклонением 1–2% от требуемых значений.

6. Возможна интеграция предложенной модели в систему управления процессом карбонизации по показателям качества, что приведет к повышению точности поддержания показателей качества.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Зайцев, И. Д. Производство соды / И. Д. Зайцев, Г. А. Ткач, Н. Д. Сто-ев.- М.: Химия, 1956.-312 с.
2. Зеликин, М. Б. Работы по технологии соды / М. Б. Зеликин. М.: Госхимиздат, 1961.
3. Зиндер, Е. З. Новое системное проектирование: информационные технологии и бизнес-реинжиниринг / Е. З. Зиндер // "СУБД": 1995, № 4, с. 37-49; № 1, 1996, 1996; № 2, 1996, с. 61 - 76.
4. Зозуля, А. Ф. Интенсивная технология регенерации аммиака в производстве соды: Докт. дисс. / А. Ф. Зозуля. Харьков: ХПИ, 1991. - 403 с.
5. Зозуля, А. Ф. Влияние состава жидкой и твердой фаз суспензии смесителя садового производства на кристаллизацию сульфата кальция / А. Ф. Зозуля, З. К. Зубахина // Журнал прикладной химии. — 1978. №1. -С. 113-116.
6. Зозуля, А. Ф. Моделирование параметров процесса регенерации аммиака в смесителе содового производства / А. Ф. Зозуля, З. К. Зубахина // Труды НИОХИМ. Харьков. - 1978. - Т. 48. - С. 35-43.
7. Зубахина, З. К. Цурко Н.Г. Влияние хлоридов на кинетику регенерации аммиака в содовом производстве / З. К. Зубахина, Н. Г. Цурко // Труды НИОХИМ. Харьков: 1976.- Т. 42. - С. 28-33.
8. Инструкция о порядке рассмотрения, согласования и экспертизы воздухоохраных мероприятий и выдачи разрешения на выброс загрязняющих веществ в атмосферу по проектным решениям. ОНД-1-84. -Л.: Гидрометеоиздат, 1985.
9. Информатизация бизнеса: концепции, технологии, системы 2-е изд., перераб. и доп. / А. М. Карминский, С. А. Карминский, П. В. Нестеров, Б. В. Черников; Под ред. А. М. Карминского. - М.: Финансы и статистика, 2004. - 624 с.

10. Исследование физико-химических основ циклического процесса получения соды: Отчет о НИР: ХНПО «Карбонат»: Руководители: Е. Н. Михайлова, В. А. Кривомлин. — Харьков. — 1990. — 238 с.
11. Исходные данные на проектирование опытно-промышленной технологической линии получения соды кальцинированной циклическим способом мощностью 180 тыс.т/год на КСЗ: Отчет о НИР / ХНПО
12. Карбонат»: Руководители — Е. Н. Михайлова, В. А. Кривомлин, Н. Н. Фальковский. Харьков. - 1993. - 230 с.
13. Калянов, Г. Н. Моделирование, анализ, реорганизация и автоматизация бизнес-процессов: Учеб. пособие / Г. Н. Калянов. М.: Финансы и статистика, 2006. - 240 с.
14. Кафаров, В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии / В. В. Кафаров. М.: Химия, 1968.
15. Ким Сен Сик. Исследование циклического способа получения соды и хлористого аммония: Канд. дисс. / Ким Сен Сик. Москва: МХТИ, 1956.-166 с.
16. Корнюшко, В. Ф. Теоретико-множественная модель системы управления распределенным производством / В. Ф. Корнюшко, В. Сломка // Сборник научных трудов «Краеведение и регионоведение». Выпуск 2. -Владимир: ВФ ВЗФЭИ, 2005, с. 204-210.
17. Корнюшко, В. Ф. Совершенствование системы управления распределенным химическим производством / В. Ф. Корнюшко, В. Сломка // Там же, с. 211-216.
18. Костров, А. В. Основы информационного менеджмента / А. В. Костров. М.: Финансы и статистика, 2004. - 336 с.
19. Костров, А. В. Системный анализ и принятие решений / А. В. Костров. Владимир, ВлГТУ, 1995. - 68 с.
20. Костров, А. В. Информационный менеджмент. Управление ресурсами информационных систем / А. В. Костров. — Владимир: ВлГУ, 2003— 80 с.
21. Костров, А. В. Уроки информационного менеджмента / А. В. Костров, Д. В. Александров. — М.: Финансы и статистика, 2005. — 304 с.

22. Костров, А. В. Распределенные информационные системы. CASE-технологии реинжиниринга / Д. В. Александров, А. В. Костров. — Владимир: ВлГУ, 2001. 136 с.
23. Костров, А. В. Информационный менеджмент. Оценка эффективности информационных систем / А. В. Костров, Д. А. Матвеев. — Владимир: ВлГУ, 2004.-116с.
24. Костров, А. В. Оценка эффективности информационных систем / А. В. Костров, И. Н. Меркель, С. А. Морев Владимир: Демиург,2002.- 89 с.
25. Roche, E. M. Managing Information Technology in Multinational Corporations / E. M. Roche. New York: Macmillan Publishing Company, 1992. -450 p.
26. Schreinemakers, R., Figeet Th. Chem Weetblaef. 1911. - 8. - № 366 p.685
27. Strategia i Struktura Organizacyina Grupy CIECH- Warszawa: 2004 54 S.
28. Turban, E. Decision Support and Expert Systems: Management Support Systems / E. Turban. New York: Macmillan Publishing Company, 1993. -580 p.
29. Whitten, J. L. Systems Analysis and Design Methods. 3th Edition / J. L. Whitten, L. D. Bentley, V. M. Barlow. Irwin, 1994. - 868 p.
30. Хикс, Ч. Р. Основные принципы планирования эксперимента / Ч. Р. Хикс. М.: Мир, 1967. - 406 с.
31. Chandler, A. C. Strategy and Structure / A. C. Chandler. Cambridge, Mass.: MIT Press, 1962.
32. CIECH. — Millenium Dom Maklerski // Химическая промышленность, январь, 2005. 50 с.
33. Hammer, M. Reengineering Work: Don't Automate, Obliterate / M. Hammer // Harvard Business Review, July August, 1990.
34. Hayer, E. L. Anorg Chem. 1934. -219. - С. 97
35. Hexel, L.K. Model biznesowy w branzy chemicznej / L.K. Hexel, W. Slomka // Вестник филиала ВЗФЭИ в г. Владимире. Выпуск 1. — Владимир: ВФ ВЗФЭИ, 2006, с. 74-76.

36. 156. Jacobson, I. The object Advantage: Business Process Reengineering with Object Technology / I. Jacobson, M. Ericsson, A. Jacobson. N-Y: ACM Press - Addison - Wesley Publishing, 1995.
37. 157. Lunge, G., Lahorsky B. L. Ang Chem. 1982. - 21. - P. 682.
38. Шокин И.Н., Крашенинников С.А. Технология соды. М.: «Химия», 1975. – 288 с.
39. Верёвкин А.П. Кирюшин О.В. Теория систем: Учеб. пособие. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2003 – 100 с.
40. Ахметов С.А., Ишмияров М.Х., Веревкин А.П., Докучаев Е.С., Малышев Ю.М. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа. – М.: Химия 2005. – 735 с.
41. Куликов Г.Г., Брейкин Т.В., Арьков В.Ю. Интеллектуальные информационные системы: Учеб. пособие / УГАТУ. – Уфа, 1999. – 129 с.
42. Круглов В.В., Дли М.И., Голунов Р.Ю. Нечёткая логика и искусственные нейронные сети. Учеб. пособие. – М.: Издательство Физико-математической литературы, 2001. – 224 с.
43. Лукас В.А. Основы фази-управления: Учебное пособие. – Екатеринбург: Изд-во УГГГА, 2000. – 62 с.
44. Шокин И.Н., Крашенинников С.А. Технология соды. – М.: Химия, 1975, 288 с.
45. Ткач Г.А., Шапорёв В.П., Титов В.М. Производство соды по малоотходной технологии: Монография. – Харьков: ХГПУ, 1998, 429 с.
46. Ахметов С.А., Ишмияров М.Х., Веревкин А.П., Докучаев Е.С., Малышев Ю.М. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа. – М.: Химия, 2005, 735 с.
47. Методы классической и современной теории автоматического управления. Учебник в 5-и тт.; 2-е изд., перераб. и доп. Т.1. Математические модели, динамические характеристики и анализ систем автоматического управления / Под. ред. Пупкова К.А. и Егупова Н.Д. – М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004, 656 с., ил.

48. Методы классической и современной теории автоматического управления. Учебник в 5-и тт.; 2-е изд., перераб. и доп. Т.4. Теория оптимизации систем автоматического управления / Под. ред. Пупкова К.А. и Егупова Н.Д. – М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004, 744 с.; ил.
49. Островский Г.М., Волин Ю.М. Методы оптимизации химических реакторов. – М.: Химия, 1967, 248 с.
50. Валиева Ю.А., Давлетшин Р.С., Мустафина С.А. Оптимизация химических процессов на основе принципа максимума Понтрягина. – М.: ВНИИЦ, 2005, деп. рукоп. №502005001522.
51. Шокин И. Н., Крашенинников С. А. Технология соды. М.: «Химия», 1975. 288 с.
52. Афанасенко А. Г. Разработка математической модели процесса карбонизации с применением метода регрессионного анализа // Информационные системы и модели в научных исследованиях, промышленности и экологии: сб. науч. тр. 2007. С. 32.
53. Афанасенко А. Г. Нейросетевое моделирование для прогнозирования показателей качества процесса карбонизации // «Химия и химическая технология в XXI веке»: сб. науч. тр, 2007. С. 252.
54. Круглов В. В., Дли М. И., Голунов Р. Ю. Нечеткая логика и искусственные нейронные сети. М.: Изд-во Физ.-мат. лит-ры, 2001. 224 с.
55. Методы робастного, нейро-нечеткого и адаптивного управления: Учеб. М.: МГТУ им. Н. Э. Баумана, 2002. 744 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ