

Б 59-8  
331

ГАЗОСНАБЖЕНИЕ  
ВОСТОЧНЫХ РАЙОНОВ СССР  
НА ОСНОВЕ ГАЗИФИКАЦИИ  
ТВЕРДЫХ ТОПЛИВ

*Под редакцией  
доктора технических наук Н. В. ШИШАКОВА*



ГОСУДАРСТВЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО  
НЕФТЯНОЙ И ГОРНО-ТОПЛИВНОЙ ЛИТЕРАТУРЫ  
Москва 1959

14  
1959/1671

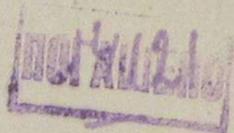
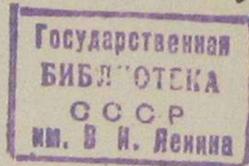
## АННОТАЦИЯ

В связи с предстоящим в течение ближайших лет широким развитием газоснабжения восточных районов СССР целесообразно осветить ряд вопросов, связанных с газификацией твердого топлива, так как из-за отсутствия природного газа в этих районах основой промышленного и бытового газоснабжения будут искусственные газы, получаемые из твердого топлива.

Предлагаемая книга содержит материалы, освещающие вопросы сырьевой базы газификации на востоке СССР, наиболее применимые с технико-экономической точки зрения схемы производства газа и перспективы комбинирования производства газа, химических продуктов и электроэнергии. Кроме того, в книге сообщаются результаты исследований отдельных узлов комплексных схем переработки топлива, открывающих перспективу повышения экономической эффективности этих схем.

Книга предназначена для работников проектных, научно-исследовательских и планирующих организаций, а также для инженерно-технических работников и студентов, занимающихся вопросами газификации топлива.

59-14122



59

270963

## ОТ РЕДАКТОРА

Программой великих работ, намеченных на 1959—1965 гг., предусматривается дальнейшее освоение огромных природных ресурсов районов Сибири: намечается строительство двух крупных металлургических заводов, добыча угля в 1965 г. в Сибири и на Дальнем Востоке достигнет 182—186 млн. т, около 40% его будет получено на открытых разработках<sup>1</sup> и себестоимость его будет низкой.

В этих условиях проблема газоснабжения Сибири и Дальнего Востока становится особо актуальной.

Решение проблемы газоснабжения восточных районов СССР в настоящее время возможно в значительной части на основе газификации твердого топлива.

Предлагаемый вниманию читателей сборник содержит статьи, имеющие целью осветить условия развития в этих районах производства искусственных, главным образом высококалорийных газов; дать сравнительную технико-экономическую оценку возможным схемам производства газа для централизованного газоснабжения и наметить пути дальнейшего развития наиболее эффективной из этих схем.

В соответствии с этим в сборнике приведены материалы, освещающие угольносырьевую базу для производства искусственных горючих газов; представлен достаточно подробный технико-экономический анализ двух возможных схем крупномасштабного производства высококалорийного газа — схемы комплексного газохимического использования твердого топлива на основе газификации угля и получаемого из него газа и схемы комплексного энерготехнологического использования топлива; сообщаются результаты научных исследований, открывающие перспективу дальнейшего повышения технико-экономической эффективности комплексного газохимического использования твердого топлива.

Развитию промышленности высококалорийных газов из твердого топлива в настоящее время препятствует высокая себестоимость искусственных газов, превышающая стоимость природного газа и нефти. Причиной этого являются: высокая стоимость сырья — твердого топлива; масштабы производства, обуславливающие относительное увеличение капиталовложений и эксплуатационных затрат; нерациональное использование перерабатываемого на газ топлива и получаемого из него газа.

<sup>1</sup> «Контрольные цифры развития народного хозяйства СССР на 1959—1965 гг.» Тезисы доклада товарища Н. С. Хрущева на XXI съезде КПСС. Госполитиздат, стр. 76—77, 1958.

Из приведенных в сборнике материалов следует, что в восточных районах СССР, особенно в Сибири и Казахстане, сосредоточены огромные запасы угля, залегающие в условиях чрезвычайно благоприятных для открытой добычи. Это обстоятельство позволяет организовать в широких масштабах добычу угля по цене за калорию, близкой или даже более низкой, чем стоимость калории в наиболее дешевом в настоящее время топливе — нефти. Например, себестоимость бурого бородинского угля в 1956 г. составляла 0,2 коп. за 1000 ккал, что в 2,5 раза ниже стоимости 1000 ккал из башкирской нефти, доставляемой в район Красноярска по нефтепроводу.

Бородинское, Боготольское, Назаровское и Итатское бурогольные месторождения в отношении запасов и условий добычи являются уникальными. Тем не менее и ряд других месторождений, например Убаганского и Майкюбенского бассейнов, а также Иркутской области и Бурят-Монголии, может обеспечить получение в этих районах угля по вполне приемлемой себестоимости. В худшем положении находятся ДВК и Приморье. Следовательно, в основных районах востока СССР имеются все условия для получения дешевого угольного сырья для газификации.

Улучшение экономики производства высококалорийного газа (расширение масштабов производства) должно быть достигнуто также включением в число потребителей газа промышленных предприятий, использующих, как правило, низкокалорийный и относительно дорогой собственный генераторный газ.

Радикальное улучшение экономики производства газа дает принцип комплексности как в использовании первичного сырья — твердого топлива, так и получаемого из него газа. В настоящее время при решении вопроса о крупномасштабном производстве высококалорийного газа привлекают внимание две схемы комплексной переработки твердого топлива: газохимическая и энерготехнологическая. В предлагаемых материалах на примере использования обеих схем для переработки итатского угля с целью организации централизованного газоснабжения показано технико-экономическое преимущество схемы комплексного газохимического использования угля. Эта схема позволяет значительно улучшить экономику производства высококалорийного газа и при этом получить ряд важных химических продуктов по такой же цене, как и в химической промышленности.

Схема комплексного энерготехнологического использования твердого топлива, не имеющая явных экономических преимуществ перед газохимической, осложнена необходимостью комбинирования производства газа с мощными электростанциями. Применение такой схемы, по-видимому, возможно только в редких случаях строительства крупных энергетических центров и наличия вблизи соответствующего угольного сырья. Производство высококалорийного газа по этой схеме должно находиться в зависимости от производства электроэнергии.

В основу всех вариантов схемы газохимического использования топлива и получаемого из него газа положены процессы, являющиеся в настоящее время освоенными в широком промышленном масштабе. Это относится как к разделу газификации и переработки газа, так и к химическому крылу схемы. При этом по всем вариантам в условиях восточных районов рассматриваемая схема дает положительный экономический эффект. Однако само собой разумеется, что эта схема как в части процессов и методов переработки угля, смолы и газов, так и в отношении исходных показателей этих процессов не может оставаться неизменной. Поэтому уже сейчас следует предусмотреть те изменения в отдельных звеньях схемы, которые могут оказаться необходимыми при ее дальнейшем развитии.

Применительно к газификации под давлением такие изменения обуславливаются недостаточной удельной производительностью этого метода, ограниченностью сырьевой базы и низкой степенью использования вводимого в процесс пара. Практическая работа и научные исследования должны найти способы преодоления этих недостатков. Один из таких способов (применение катализаторов), проверенный в лабораторных условиях, открывает путь для решения поставленной задачи. Применение при газификации незначительных количеств дешевого катализатора позволяет значительно интенсифицировать этот процесс и расширить ассортимент применяемых топлив за счет менее активных, чем бурые, каменных углей.

Переработка смолы и синтез химических продуктов на основе окиси углерода и водорода по применяемым в настоящее время методам позволяют получать продукты в ограниченном ассортименте. Необходимо значительно расширить ассортимент выпускаемых товаров, используя для синтеза не только окись углерода и водород, но и содержащиеся в генераторном газе двуокись углерода и водяной пар. Приведенные в сборнике статьи дают некоторый материал и по этому вопросу.

Круг вопросов, связанных с развитием и совершенствованием схемы комплексного газохимического использования твердого топлива, обширен, и для решения этих вопросов требуется широкий разворот научно-исследовательских и проектно-конструкторских работ, соответствующих тому значению, какие имеют эти работы в связи с бурным экономическим и культурным развитием восточных районов страны.

Хочется надеяться, что этот сборник, посвященный большим делам советских людей на востоке, будет первым в серии более полных сборников, призывающих к лучшему использованию наших природных ресурсов.

Приношу глубокую благодарность докт. техн. наук В. С. Альтшулеру, выполнившему значительную часть работы по редактированию настоящего сборника.

Н. В. Шишаков

Ю. В. ВОЛОНИХИН

## ЗАДАЧИ ГАЗОСНАБЖЕНИЯ ВОСТОЧНЫХ РАЙОНОВ СОВЕТСКОГО СОЮЗА НА ОСНОВЕ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДЫХ ТОПЛИВ

Одной из важнейших отраслей народного хозяйства является газовая промышленность, развитию которой партия и правительство уделяют большое внимание.

Коммунистическая партия и Советское правительство поставили перед газовой промышленностью огромную по своим масштабам и важности задачу — в ближайшие 10—15 лет довести добычу и производство газа в СССР до 270—320 млрд.  $m^3/год$ , т. е. увеличить их в 13—15 раз по сравнению с уровнем, достигнутым в 1957 г. Чтобы яснее представить себе грандиозность масштабов этой задачи, можно указать, что упомянутый выше уровень, до которого предполагается довести добычу и производство газа (в условном топливе), будет равен современной добыче угля в Донецком, Подмосковном и Печерском бассейнах, вместе взятых. В 1965 г. добыча и производство газа должны достигнуть 150 млрд.  $m^3$ .

В общей перспективе развития газовой промышленности в СССР весьма важное место занимает задача широкого развития этой отрасли в восточных районах нашей страны в связи с быстрым освоением огромных природных богатств восточных районов и намечаемыми здесь более высокими темпами капитального строительства, чем в целом по Советскому Союзу.

В восточных районах Советского Союза наряду с уже используемыми богатейшими месторождениями открыты колоссальные новые месторождения железных руд, угля, цветных металлов, алюминиевых руд и других полезных ископаемых. В одном лишь Красноярском крае выявлен обширный Канско-Ачинский бурый угольный бассейн с запасом свыше 1200 млрд. т угля, удвоились запасы кузнецких углей, доступных для разработки дешевым и высокопроизводительным открытым способом. Благодаря большой мощности угольных пластов и применению открытых способов добычи себестоимость добычи сибирских углей является самой низкой в Советском Союзе и добыча их потребуе

минимальных капитальных вложений, что предопределяет собой высокую экономичность использования этих углей как для технологических, так и для энергетических целей. Следует также указать на гигантские энергетические ресурсы, которыми обладают реки восточных районов нашей страны, являющиеся источником выработки огромных масс дешевой электроэнергии.

В связи с этим в течение ближайших 10—15 лет в восточных районах страны будут созданы: новая третья металлургическая база с производством 15—20 млн. т/год чугуна, мощная топливно-энергетическая база, крупные центры машиностроения, крупные предприятия цветной металлургии, химической, бумажно-целлюлозной и гидролизной промышленности, а также промышленности строительных материалов и ряда других важных отраслей народного хозяйства. Следствием бурного развития промышленности и энергетики в восточных районах страны явится большое градостроительство, которое будет осуществляться путем развития существующих городов и создания новых городов и населенных пунктов.

Современное развитие металлургии, машиностроения, химии и ряда других отраслей промышленности немыслимо без применения газа, который является не только высококвалифицированным промышленным и бытовым топливом, но и химическим сырьем.

Помимо уже известных и сложившихся направлений в области использования газа в промышленности, следует указать на новое и весьма важное применение газа в доменном процессе путем вдувания его в дому, что может обеспечить значительное сокращение расхода дорогого и дефицитного металлургического кокса и повысить производительность доменных печей.

Огромное значение имеет использование газового топлива для коммунально-бытовой газификации городов, которая пока не получила своего развития в восточных районах страны.

Осуществленная в широких масштабах коммунально-бытовая газификация должна сыграть важную роль в повышении материального благосостояния и культурно-бытовых условий жизни трудящихся. Она оздоровит санитарно-гигиенические условия жизни населения в городах, а также будет способствовать улучшению топливоснабжения городов.

Все высказанные положения приобретают особую остроту в настоящее время для восточных районов Советского Союза, так как здесь, с одной стороны, намечаются особенно быстрые темпы развития тяжелой промышленности и роста городов, требующих применения газа, а с другой стороны, еще не созданы источники газоснабжения.

Создание газовой промышленности в восточных районах страны представляется нам как важная и неотложная народнохозяйственная задача, которая должна решаться быстрыми темпами в 1959—1965 гг. и в последующие годы в комплексе

с развитием в этих районах энергетики, промышленности и градостроения.

Хотя природный газ в современных условиях и является наиболее эффективным и дешевым видом топлива и химического сырья, однако удовлетворить всю огромную потребность нашей обширной страны в газе только за счет использования природного газа не представляется возможным. Это объясняется, с одной стороны, еще недостаточностью разведанных промышленных запасов газа, а с другой стороны, определенным географическим размещением газовых месторождений (особенно крупных), при котором передача природного газа к потребителям в ряде случаев может быть связана с сооружением экономически не оправданных сверхдальних магистральных газопроводов.

Поэтому широкая и повсеместная газификация нашей огромной страны должна осуществляться на основе максимального развития добычи и транспорта природного газа в сочетании с одновременным развитием в определенных масштабах и районах производства искусственных газов из твердых топлив (углей, сланцев и торфа). Это положение, в частности, определяет пути развития газовой промышленности в восточных районах Советского Союза. В этих районах, часто трудно доступных для широких геологических изысканий, разведка на газ велась недостаточно и запасы газа промышленных категорий в настоящее время установлены пока в ничтожных размерах.

Можно предполагать, что в районах Иркутской области и Красноярского края будут обнаружены месторождения нефти и природного газа.

Перспективным для промышленного использования является также газоносный район Березова, который намечен для газоснабжения Урала, имеющего особо острый дефицит в топливе. Однако нам кажется, что нет никаких предпосылок для того, чтобы в дальнейшем из этого района (даже в случае его крупной газоносности) газ передавался не на Урал, а для газоснабжения Западной Сибири, навстречу неисчерпаемым источникам весьма дешевых углей.

Вопрос о сроках и размерах участия природного газа в решении проблемы широкого газоснабжения Сибири и особенно ДВК не может быть в настоящее время решен, хотя он имеет важное значение и является перспективным вопросом. Для его решения требуется проведение большого объема геолого-разведочных и буровых работ, направленных на определение промышленных запасов газа в достаточных размерах и выявление таких районов газоносности, которые будут по своему расположению целесообразны и пригодны как база для газоснабжения существующей и создаваемой здесь промышленности и городов.

Между тем в Сибири выявлены и разрабатываются огромные запасы бурых и каменных углей, легкодоступных для откры-

той, весьма дешевой добычи и ждущих уже сегодня широкого и комплексного использования, в частности, путем газификации.

Основными месторождениями, на которые следует указать как на первоочередную базу для развития газификации в больших масштабах являются: в Западной Сибири месторождения каменных углей Кузнецкого бассейна, Итатское, Боготольское и Назаровское буроугольные месторождения, а в Восточной Сибири—Ирша-Бородинское, Азейское, Гусиноозерское буроугольные месторождения, Хакасское каменноугольное месторождение и др.

Эффективность производства высококалорийного искусственного газа из твердых топлив, помимо дешевизны исходного топлива, определяется комплексностью использования этого топлива. Это может быть достигнуто применением новых прогрессивных газохимических и энерготехнологических схем комплексного использования твердых топлив, разрабатываемых в настоящее время в Советском Союзе и за рубежом.

Газохимические схемы, разрабатываемые ИГИ АН СССР и ВНИИ НП, основываются на процессе безостаточной газификации мелкокускового топлива под давлением на парокислородном дутье или без давления с твердым теплоносителем с максимальным превращением органического вещества топлива в газ, отдельные составные части которого (окись углерода, водород, этилен) могут использоваться для органического синтеза, а богатая метаном часть газа предназначается для использования как бытовое и промышленное топливо. Полученная при этом процессе смола перерабатывается в фенолы, жидкое топливо, смазочные масла и другие продукты; сероводород перерабатывается в серу или серную кислоту; зола используется как строительный материал или в отдельных случаях как сырье для производства алюминия и ряда ценных редких элементов. Вариантом газохимической схемы является также газификация топлива с твердым теплоносителем.

При энерготехнологической схеме, разрабатываемой ЭНИН АН СССР, имеется в виду сочетание в одной установке энергетического процесса сжигания твердого остатка топлива в топках для производства механической и электрической энергии с технологическим процессом производства высококалорийного газа, химических продуктов и строительных материалов (из золы). Осуществление комплексного энерготехнологического процесса базируется на развитии теплоэлектрических станций, и при этом только часть твердого топлива превращается в газ, который является побочным продуктом при использовании твердого топлива. Поэтому здесь режим производства газа тесно связан с режимом производства тепловой и электрической энергии.

Газохимическая схема характеризуется максимальным превращением твердого топлива в газ, позволяет регулировать в широких пределах степень превращения угля в товарный газ.

или жидкое топливо и химические продукты. Этот процесс является гибким в смысле возможности регулирования сезонного бытового газопотребления и позволяет осуществлять его этапами — начиная с простейшего варианта схемы, когда весь газ используется как готовое коммунально-бытовое и промышленное топливо ( $4200 \text{ ккал/нм}^3$ ), до более сложного варианта с использованием части газа для органического синтеза и лишь богатой метаном его части для газоснабжения потребителей.

При рассмотрении схем производства газа из твердых топлив следует также учитывать и такие процессы термической переработки топлива как периодическое и непрерывное коксование и полукоксование.

Внедрение этих процессов одновременно с газоснабжением позволит разрешать актуальные для восточных районов страны вопросы производства металлургического кокса и бездымного топлива. Целесообразность применения той или другой из указанных схем для решения конкретных задач газоснабжения восточных районов страны должна быть решена в результате глубокого и конкретного технико-экономического исследования этого вопроса, основанного на надежных научных, опытных и промышленных данных, характеризующих эти процессы, с учетом степени их изученности и освоенности.

Принципиально более эффективным решением является строительство крупных технически высокооснащенных газохимических, газоэнергетических и коксогазовых комбинатов непосредственно на месте открытой добычи угля с передачей газа к потребителям по магистральным газопроводам, техника строительства и эксплуатация которых у нас вполне освоена. При организации производства газа на месте добычи угля устраняется необходимость железнодорожных перевозок больших масс угля, что, помимо большого экономического эффекта, имеет, в частности, важное значение для разгрузки основной Сибирской железнодорожной магистрали.

Если же говорить об использовании восточных бурых углей, которые должны явиться основной базой для развития здесь промышленности искусственных газов, то необходимость использования их преимущественно на месте добычи диктуется не транспортабельностью этих углей (высокая влажность, выветриваемость, самовозгораемость, смерзаемость и пр.).

Крупное централизованное газоснабжение на базе бурых углей, рассматриваемое нами в перспективе как основное направление, конечно, не исключает возможности и целесообразности осуществления строительства, в ряде случаев и особенно в ближайший период, более мелких газовых установок и заводов для непосредственного газоснабжения тех или иных городов и концентрированных промышленных потребителей, если подача им газа от магистрального газопровода окажется экономически не оправданной. Это относится, например, к ДВК, где менее благо-

приятна угольная база для крупного централизованного газоснабжения. Возможно также в ряде случаев применить для газоснабжения сжиженные газы от нефтепереработки (бутан-пропан), а также организовать производство высококалорийного газа путем газификации тяжелых нефтяных остатков. Эти варианты газоснабжения, как нам кажется, следует иметь в виду в связи со строительством в восточных районах страны крупных нефтеперерабатывающих заводов. Что же касается основной массы нефтяных газов, получающихся на нефтеперерабатывающих заводах, то в современных условиях они являются весьма ценным химическим сырьем и не могут учитываться как крупный источник бытового и промышленного газоснабжения.

Предварительные и далеко не полные данные, собранные Ленгоринжпроектом и Гипрогазтоппромом и рассмотренные Главгазом СССР, показывают, что восточные районы страны нуждаются в огромных количествах газа. Выявленная ориентировочная потребность в газе для коммунально-бытовых нужд и частичного отопления городов Сибири и ДВК, насчитывающих каждый более 25 тыс. жителей, составляет  $6,7 \text{ млрд. м}^3$  в перспективе на 1975 г. Данные о потребности промышленности в газе для технологических и отопительных нужд в настоящее время отсутствуют и могут быть выявлены лишь после разработки перспективного плана развития промышленности в восточных районах страны, а также уточнения вопросов размещения новых предприятий, их мощности и т. д. Некоторое представление о масштабах этой потребности в газе дают данные, собранные Гипрогазтоппромом в 1957 г. по 16 городам Западной Сибири (Новосибирск, Томск, Кемерово, Сталинск, Ленинск-Кузнецк, Киселевск и др.). По этим данным потребность в газе определяется уже в настоящее время в  $3,0 \text{ млрд. м}^3$  стандартного газа.

Подводя итог всему сказанному, можно определить основные задачи газоснабжения восточных районов Советского Союза на ближайшие 10—15 лет следующим образом.

1. Развитие геолого-разведочных и буровых работ, обеспечивающих выявление запасов и промышленную добычу природного газа с использованием его в тех районах и в тех направлениях, где природный газ не будет заменять весьма дешевые бурые угли (добываемые высокоэффективным открытым способом) и искусственный газ, получаемый на основе их комплексной переработки и конкурентоспособный с природным газом.

2. Широкое развитие крупного, централизованного производства искусственного высококалорийного газа в основном из бурых углей на месте их открытой добычи с применением эффективных газохимических или энерготехнологических схем комплексного использования топлива, с передачей газа к потребителям по магистральным газопроводам.

3. Развитие в ряде случаев местного газоснабжения в не-

больших и средних масштабах на базе производства искусственных газов из углей (включая использование процессов коксования и полукоксования) и тяжелых нефтяных остатков, а также использования сжиженных газов (бутан-пропана).

Представляется также важным строительство крупного газохимического завода на базе Азейского бурого угольного месторождения для централизованного газоснабжения городов Восточной Сибири (Иркутска, Черемхово, Усоля, Тайшета, Братска, Нижне-Удинска и др.), а также создание ряда более мелких источников для централизованного и индивидуального газоснабжения городов Восточной Сибири и ДВК.

Правильное и экономически эффективное развитие газоснабжения восточных районов страны должно осуществляться на основе специально разработанного и технико-экономически обоснованного перспективного плана развития газовой промышленности в этих районах с учетом намеченного развития здесь различных отраслей промышленности, потребляющих газ, а также энергетики и градостроения. Благодаря огромным энергетическим ресурсам этих районов возникает необходимость технико-экономических исследований по сопоставлению использования газа и дешевой электроэнергии для быта и промышленности.

Для развития в восточных районах Советского Союза крупного производства искусственных газов с благоприятной экономикой необходимо развернуть (в значительно более широком объеме, чем сейчас) научно-исследовательские и опытно-промышленные работы по изучению топливно-сырьевой базы для газификации, по разработке и освоению эффективных комплексных процессов переработки (газификации) восточных углей, по рациональному использованию химических и газообразных продуктов, минерального остатка (золы), по очистке газа новыми методами, а также провести необходимые конструкторские работы по разработке новых мощных газопроизводящих агрегатов и прочей газовой аппаратуры и оборудования.

Также необходимо осуществить большой комплекс проектно-исследовательских и технико-экономических работ по конкретному обоснованию масштабов бытового и промышленного газоснабжения, мест строительства и мощности газовых предприятий, и газопроводов, комплексных технологических схем производства газа и химических продуктов из бурых и каменных углей, а также газификации тяжелых нефтяных остатков.

К решению большого комплекса сложных и разнообразных вопросов, возникающих в связи с газоснабжением восточных районов Советского Союза на основе использования твердых топлив, необходимо привлечь широкий круг научно-исследовательских и проектных организаций Академии Наук СССР, Главгаза СССР, Госпланов СССР и РСФСР, Государственного Комитета Совета Министров СССР по химии и совнархозов Сибири и ДВК.

*В. С. АЛЬТШУЛЕР, Н. В. ШИШАКОВ*

## КОМПЛЕКСНОЕ ГАЗОХИМИЧЕСКОЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА И ГАЗА

В Советском Союзе развитие газовой промышленности базируется на максимальной добыче природного газа, рациональном использовании попутных нефтяных и коксовых газов, а также на широком производстве искусственных горючих газов из твердого топлива, в первую очередь газов, пригодных для дальнего газоснабжения.

Масштабы производства искусственных горючих газов и их значение в общем топливном балансе страны в значительной мере зависят от их конкурентной способности с другими видами топлива.

Очевидно, что производство искусственных газов будет развиваться тогда, когда стоимость калории в этом газе у потребителя будет близка к стоимости калории в других видах топлива, доступных потребителю в данном географическом пункте страны.

В этом случае при выборе топлива предпочтение будет отдано газу, так как применение газа по сравнению с другими видами топлива интенсифицирует производственные процессы, повышает производительность и культуру труда, улучшает санитарно-гигиенические условия, создает большие возможности для автоматизации производства.

Если обратиться к современной промышленной практике, то оказывается, что стоимость калории в искусственных газах (генераторном и бытовом) при освоенной в настоящее время технике и организации их производства в большинстве случаев превышает стоимость калории в твердом и жидком топливах. Основной причиной высокой себестоимости производства искусственных горючих газов является высокая стоимость твердого топлива, которое служит сырьем для производства газа.

Анализ калькуляции себестоимости производства различных генераторных газов показывает, что доля расходов на твердое топливо составляет от 40 до 70% от общих затрат на производство газа. Удешевление твердого топлива в Советском Союзе

осуществляется совершенствованием техники добычи угля на основе механизации шахтной добычи и развитием добычи углей способом открытых разработок.

Имеющиеся данные показывают, что стоимость бурых углей, добываемых открытыми разработками, в несколько раз ниже существующих в настоящее время цен на угли, добываемые шахтным способом.

Существенно также отметить, что стоимость единицы тепла бурых углей, добываемых открытым способом, например в Сибири, находится на уровне стоимости тепла самых дешевых нефтей СССР и значительно ниже стоимости тепла этих же нефтей, переданных на большие расстояния.

Так, стоимость 1000 ккал тепла по нефтям различных районов составляет (в коп.)

Азербайджанская	0,90
Башкирская	0,20
Башкирская в районе Красноярска	0,52
Пермская	0,96
Украинская	1,26
Дальневосточная	1,50
Грузинская	2,96

Фактическая же себестоимость, например бурых углей Бородинского месторождения, добываемых открытым способом, в 1950 г. составила около 7 руб. за 1 т, или 0,20 коп. за 1000 ккал.

Таким образом, стоимость 1000 ккал в буром угле, добываемом в районе Красноярска, в 2,5 раза ниже стоимости 1000 ккал в самой дешевой башкирской нефти, доставляемой в этот район по нефтепроводу.

Предусмотренное в Советском Союзе значительное расширение добычи углей открытыми разработками является благоприятным фактором для развития производства искусственных горючих газов.

Удешевление сырья достигается также организацией производства газа на месте добычи топлива с небольшой дальностью транспорта произведенного газа к потребителю. Роль этого фактора иллюстрирует табл. 1 (взятая из книги «Экономика промышленности СССР», стр. 306, 1956).

Как видно из табл. 1, составленной применительно к центральному району СССР с пересчетом на условное топливо, роль транспортных издержек в себестоимости топлива велика.

Если в 1953 г. себестоимость на месте добычи для фрезерного торфа была в 4,46 раза больше себестоимости природного газа, то на месте потребления величина этого разрыва уже резко уменьшилась (до 1,23).

В Советском Союзе с его огромной территорией влияние транспортных издержек на стоимость топлива нельзя недооценивать.

Топливо	Себестоимость на месте добычи, % к природному газу	Дальность перевозки, км	Себестоимость на месте потребления с учетом транспортных издержек, % к природному газу
Природный газ	100,0	1200—1300	100,0
Уголь донецкий	730,0	1200	172,5
подмосковный	1066,5	200	207,0
Торф (в среднем по всем способам добычи)	664,7	20	153,4
Торф фрезерный	446,6	20	123,0

Второй причиной высокой себестоимости искусственных горючих газов может явиться недостаточный масштаб производства, что приводит к относительному увеличению капитальных затрат и эксплуатационных расходов. При оценке возможностей удешевления газа путем увеличения масштабов производства следует учитывать современную тенденцию к сближению технических требований промышленных и бытовых потребителей к газам.

Современная отопительная техника в настоящее время уже не довольствуется газом с теплотой сгорания 1200—1500 ккал/нм<sup>3</sup>, какой вырабатывают на паровоздушном дутье генераторы ныне распространенных конструкций. Металлургия, машиностроение — эти крупнейшие потребители требуют газ с теплотой сгорания 2000 ккал/нм<sup>3</sup> и выше.

Высокие требования к теплоте сгорания газа предъявляют бытовые потребители.

Эта тенденция к сближению требований к газу со стороны промышленных и бытовых потребителей позволяет организовывать снабжение высококалорийным газом не только бытовых, но и значительной части промышленных потребителей, увеличивая таким образом масштабы производства высококалорийного газа. Указанные меры удешевления себестоимости газа путем организации его производства на месте открытой добычи угля и снабжения газом бытовых и части промышленных потребителей не могут, однако, полностью решить задачу радикального снижения себестоимости искусственных горючих газов.

Для решения этой задачи требуется перевод производства газа на более прогрессивные технические основы. Одной из тенденций современной техники является переход к комплексным процессам.

С этой точки зрения твердое топливо является потенциальным сырьем для многих производств. Принцип комплексной переработки в настоящее время полностью принят в отношении нефти: все реже случаи сжигания сырой нефти до ее переработки. В отношении же твердого топлива этот принцип далеко еще не нашел своего осуществления и потеря ценного сырья продолжается в огромных масштабах, что находит свое отражение также и в экономике производства газа. Процесс производства газа, организованный как комплексный процесс, как процесс с рациональным использованием отдельных составных частей топлива, как процесс с минимальными отходами, бесспорно, является экономичным и значительно улучшит показатели себестоимости газа. Поэтому в технологической схеме производства газа должны быть предусмотрены извлечение из твердого топлива летучих продуктов, являющихся ценным сырьем для различных производств (пластмассы, смазочные масла, искусственное жидкое топливо и др.), а также использование минеральной части топлива.

Такого рода схемы газохимического использования твердого топлива в Советском Союзе уже реализованы в промышленности на газосланцевых заводах, снабжающих ныне газом Ленинград и Таллин, а также на Щекинском газовом заводе высокого давления.

На газосланцевых заводах в настоящее время наряду с горючим газом получают газовый бензин, шлакопиточное масло, литейные крепители, мягчители для резины, полифенолы для дубления кожи, серу и гипосульфит. На базе использования сланцевой золы ведется строительство цементного завода, который будет выпускать высококачественный портландцемент.

На Щекинском газовом заводе наряду с высококалорийным газом получают газовый бензин, смолу, серную кислоту и строительные материалы. По имеющимся данным при углубленной переработке 1 млн. т эстонского сланца может быть получено до 185—200 млн. м<sup>3</sup> высококалорийного городского газа, 140 тыс. т искусственного жидкого топлива и битума, около 7 тыс. т фенолов и полифенолов, 1,5 тыс. т серы и значительное количество других химических продуктов и высококачественного портланд-цемента.

Стоимость 1 т условного топлива франко-Ленинград, используемого в виде сланцевого газа и искусственного жидкого топлива, ниже стоимости в отпускных ценах других видов твердого и жидкого топлив, потребляемых в Ленинграде.

Высокая эффективность газового производства, организованного по принципу комплексного использования твердого топлива, неоднократно подчеркивалась в работах лаборатории газификации ИГИ АН СССР. Так, в 1935 г. А.Б. Чернышев опубликовал статью «Газохимические комбинаты на базе челябинских уг-

лей»<sup>1</sup>. Состояние техники газификации в тот период не позволило реализовать эту, бесспорно, прогрессивную идею.

В дальнейшем эта идея получила свое развитие в методе энергохимического использования на электростанциях, предложенном А. Б. Чернышевым с сотрудниками.

В настоящее время лаборатория газификации ИГИ АН СССР развивает идеи комплексного газохимического использования топлива в направлении еще более тесной увязки газового и химического производств. Такое комбинирование газового и химического производств имеет своей целью наряду с получением горючих газов осуществлять на газовом заводе синтез химических продуктов, себестоимость производства которых в других отраслях в данный момент более высокая, чем стоимость газа.

Возможность производства на газовом заводе химических продуктов обусловлена наличием в газе, получаемом при газификации твердого топлива, большого количества окиси углерода и водорода, которые могут явиться сырьем для разнообразных химических синтезов.

Эти наименее ценные в тепловом отношении компоненты газа могут быть использованы на газовом заводе для производства аммиака, метанола, заменителей пищевого сырья, моющих средств, спиртов и др., а остаточный газ, являющийся высококачественным топливом, может быть передан для дальнего газоснабжения.

В результате газовый завод превращается уже в газохимический комбинат, работа которого основана на принципе использования не только твердого топлива, но и газа, получаемого из этого топлива.

Принципиальные схемы газохимических комбинатов, основной продукцией которых являются высококалорийный газ и химические продукты, приведены в статье «Экономика производства высококалорийного газа из твердого топлива».

Производство газа по схеме газохимического использования твердого топлива и газа характеризуется гибкостью и позволяет просто и удобно регулировать относительную выработку газа и химической продукции согласно графику потребления газа. Так, в летние месяцы, когда потребление газа сокращается, легко увеличить ту его часть, которая используется в цехе синтеза, и, наоборот, в периоды максимального потребления газа для синтеза подается минимум газа.

Промышленные схемы комплексного газохимического использования твердого топлива и газа могут быть различными.

Главным процессом могут быть газификация под высоким давлением, газификация в кипящем слое, газодоменный процесс и др.

Газификация мелкозернистого топлива в кипящем слое ши-

<sup>1</sup> Сб. «Челябинские угли». Изд. АН СССР, 1935.

<sup>2</sup> Заяв 858.

роко освоена промышленностью для переработки в технологиче-ский газ наиболее активных углей, главным образом бурых. За последние годы доказана применимость этого метода газифика-ции также для фрезерного торфа и сланцев. Газогенераторы с кипящим слоем являются в настоящее время наиболее произ-водительными, мощность их достигает 60 тыс.  $\text{нм}^3/\text{час}$  газа. Весьма существенным преимуществом этого метода газифика-ции является то, что при нем не получается фенольных вод, как известно, сильно осложняющих эксплуатацию газогенераторных станций и газовых заводов.

Еще более производительными обещают быть методы газификации пылевидного топлива, разработанные в последние годы за рубежом. Их практическая применимость доказана работой ряда опытно-промышленных установок (Тексако, Дюпон, Гор-ное бюро США и ряд других). Как и газификация в кипящем слое, газификация пылевидного топлива не дает фенольных вод. Характерной и притом весьма положительной особенностью методов газификации пылевидного топлива является их универ-сальность в отношении топлива, т. е. возможность использова-ния практически всех видов топлива независимо от их спекае-мости, зольности и реакционной способности.

Газодоменный процесс может быть осуществлен только на крупнокусковом, достаточно прочном топливе (коксе). В этом недостаток указанного метода газификации.

Однако газодоменный процесс, будучи уже по своему су-ществу комплексным (чугун + газ), в случае химического ис-пользования доменных газов может дать наибольший экономи-ческий эффект. В этом убеждают нас имеющиеся технико-эконо-мические исследования некоторых химических производств на основе газов, получаемых из домы, работающей на парокисло-родном дутье.

Общим недостатком всех упомянутых методов получения газа является то, что при их химическом использовании хвосто-вые (после синтеза) газы имеют теплоту сгорания, не отвечаю-щую требованиям стандарта на бытовой газ. Для доведения теплоты сгорания таких газов до 4000—4200  $\text{ккал}/\text{нм}^3$  требуется обогащение их одним из общеизвестных методов, что в значи-тельной степени усложняет газохимическую схему.

В схемах газохимического использования твердого топлива и газа ряд неоспоримых преимуществ имеет газификация под высоким давлением. Эти преимущества заключаются в том, что при газификации под давлением получается сжатый газ, уже готовый к передаче по дальнейшему газопроводу и к химическим синтезам, осуществляемым в большинстве случаев также под высоким давлением. Состав газа высокого давления в зависи-мости от режима газификации может изменяться в значитель-ных пределах, а после переработки газа в химические продукты теплота сгорания газа значительно повышается.

Технико-экономические подсчеты газохимических заводов высокого давления производства высококалорийного газа и аммиака, а также производства газа и разных углеводородов показали возможность резкого улучшения показателей произ-водства газа и химических продуктов. Так, если при раздельном производстве газа и аммиака суммарные капиталовложения на газовый завод и завод аммиака оценить как 100%, то при со-вместном их производстве по схеме комплексного газохимиче-ского производства капиталовложения составят только 70%. При этом, если принять среднюю себестоимость аммиака по СССР, то газ может быть получен как бесплатный продукт про-изводства.

Представляет значительный интерес сопоставление эффек-тивности газохимических заводов с энерготехнологическими комбинатами, где предусматривается совместное производство газа и электроэнергии.

Следует предварительно указать, что получение газа по этому методу имеет подчиненное значение и зависит от условий осуществления другого основного процесса — получения элек-троэнергии. Ассортимент применяемых топлив по этому методу ограничен. Кроме того, удельный выход газа здесь невелик, так

Таблица 2

Показатели	Единица измере-ния	Энерготехно-логический комби-нат	Газовый завод высокого давле-ния без перера-ботки смолы
Мощность завода по газу $Q = 3700 \text{ ккал}/\text{нм}^3$ . . . . .	млн. $\text{нм}^3$	1080	1000
Количество вырабатываемой допол-нительной товарной продукции:			
побочная продукция газификации	тыс. т	108,7	86,6
электроэнергия . . . . .	квт-ч	$6,75 \cdot 10^9$	—
Выход товарного газа из 1 т рабо-чего угля . . . . .	$\text{нм}^3$	86	810
То же в пересчете на $Q = 3700 \text{ ккал}/\text{нм}^3$ . . . . .	$\text{нм}^3$	111	810
Расход рабочего топлива . . . . .	млн. т	9,8	2,3
Энергетический к. п. д. производства газа . . . . .	%	76,8	68,5
Суммарные капиталовложения . . .	млн. руб.	1670	775
В том числе на электростанцию, вырабатывающую товарную элек-троэнергию . . . . .	"	965	—
Себестоимость 1000 $\text{нм}^3$ газа $Q_n = 3700 \text{ ккал}/\text{нм}^3$ . . . . .	руб.	123,0	107,3

как метод основан только на частичной газификации органической массы топлива.

Как показали технико-экономические подсчеты, производство газа по энерготехнологическому методу не имеет каких-либо особых преимуществ по сравнению даже с чисто газовым заводом высокого давления, уже не говоря о более эффективных газохимических заводах.

Об этом свидетельствуют данные табл. 2 применительно к использованию итатского бурого угля.

Все изложенное выше дает основания считать, что одним из ведущих направлений технического прогресса газификации твердого топлива явится комплексное газохимическое использование твердого топлива и газа, организованное на месте добычи угля как центральное газоснабжение высококалорийным газом отдельных промышленных узлов и районов страны.

*Л. В. СКРИПКА*

### **ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ОТКРЫТОЙ ДОБЫЧИ НА ОСНОВНЫХ БУРОУГОЛЬНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ ВОСТОЧНЫХ РАЙОНОВ СССР**

Запасы бурых углей в СССР всех категорий составляют около 3,6 триллиона т, из которых свыше трех четвертей находится в восточных районах. В одном только Канско-Ачинском бассейне, размещенном в пределах Красноярского края и частично Кемеровской области, сосредоточено свыше 1,6 триллиона т перспективных запасов бурых углей.

Природные условия буроугольных месторождений в восточных районах в большинстве случаев создают благоприятные условия для разработки их открытым способом.

Современная техника открытых работ обеспечивает успешное решение ряда важных технико-экономических задач по развитию угольной промышленности. Открытые разработки позволяют в короткие сроки создавать предприятия при относительно небольшом объеме капиталовложений. Этот способ разработки месторождений полезных ископаемых обеспечивает поставку дешевого топлива для промышленности и бытовых нужд со значительно меньшими затратами труда и материалов сравнительно с подземной добычей, а также создание комплексного механизированного технологического процесса с более безопасными и более гигиеническими условиями труда, чем на подземных работах.

Расположение угольных площадей большинства месторождений непосредственно в центре экономических районов обуславливает возможность их быстрого освоения.

Задача статьи — ознакомление с условиями целесообразного освоения крупных буроугольных месторождений, разработка которых намечается в течение ближайших пятилеток или производится в настоящее время. Многочисленные буроугольные месторождения восточных районов размещаются на территориях Северного Казахстана, Средней Азии, Центральной и Восточной Сибири, Амурской, Магаданской, Приморской и Сахалинской областей. Некоторые из этих месторождений обладают незна-

чительными запасами или находятся в неосвоенных и трудно-доступных районах. Поэтому ниже помещаются сведения только об основных бурогольных месторождениях, пригодных для разработки открытым способом, расположенных вблизи новых промышленных районов на Востоке страны.

## КРАТКАЯ ГЕОЛОГИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МЕСТОРОЖДЕНИЙ БУРЫХ УГЛЕЙ ВОСТОЧНЫХ РАЙОНОВ

### Бурогольные месторождения Казахской ССР

На территории Казахской ССР по данным баланса запасов бурого углей за 1956 г. учтено 48 месторождений различной величины. Все эти месторождения приурочены к юрским отложе-

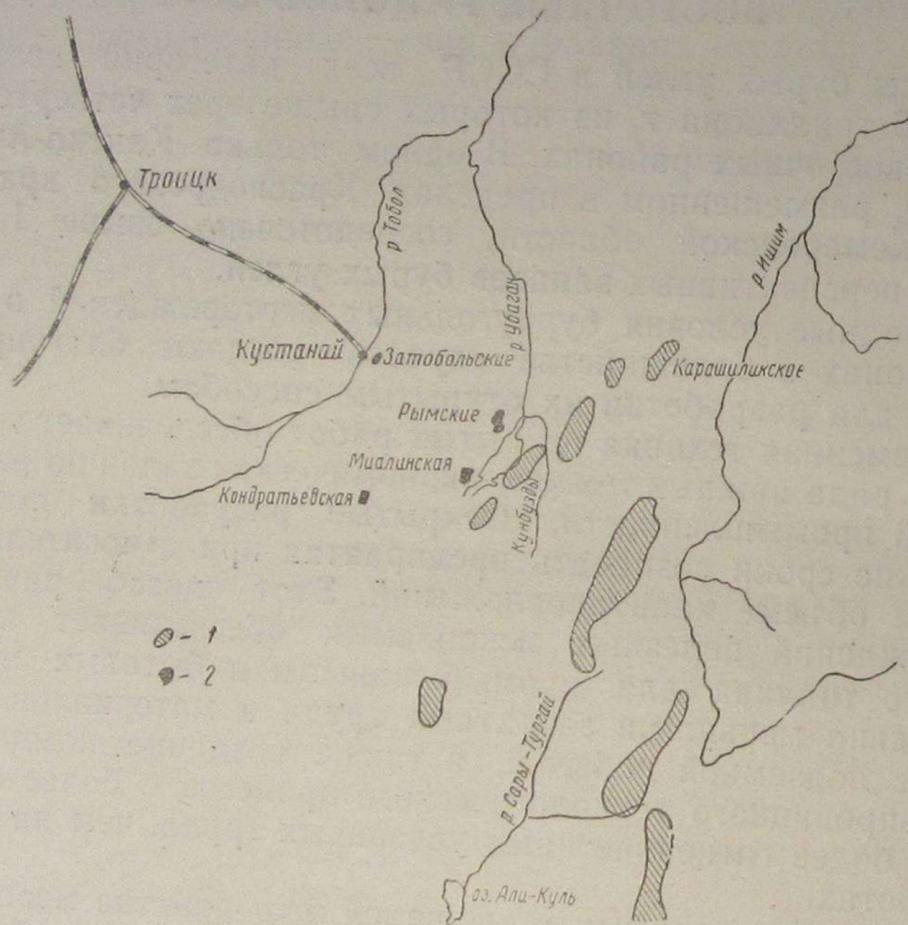


Рис. 1. Расположение угольных месторождений в Убаганском районе.

1 — месторождения угля; 2 — безугольные депрессии.

ниям и по бассейнам в основном размещены следующим образом: Убаганский бассейн (с месторождениями Кушмурунским, Приозерным, Эгинсайским, Джаныспайским, Кызылтальским и др.) в Кустанайской области (рис. 1), Майкюбенский бассейн в Павлодарской области, Михайловское, Байконурское и Кияктинское месторождения в Карагандинской области, Восточно-

Уральское месторождение в Актюбинской области, Ленгерское в Южно-Казахстанской области и ряд других месторождений, расположенных в разных районах Казахстана.

Кроме того, углепроявления имеются в третичных отложениях (палеоген) в районах, прилегающих к Аральскому морю, в Тургайской низменности и в других районах Казахской ССР, но эти месторождения недостаточно изучены.

Разведанные запасы бурого углей в Казахской ССР превышают 20,2 млрд. т, в том числе категории А + В + С<sub>1</sub> — 7,6 млрд. т и категории С<sub>2</sub> — 12,6 млрд. т, что составляет свыше 46% в общем балансе запасов ископаемых углей Казахстана.

Распределение угольных ресурсов на территории Казахской ССР неравномерное. Важнейшие бассейны и месторождения бурого угля сосредоточены в северной части республики, в пределах Кустанайской и Павлодарской областей. В южной и юго-восточной частях Казахстана расположены небольшие по размерам и запасам месторождения. При этом большая часть всех запасов бурого углей концентрируется в Убаганском и Майкюбенском бурогольных бассейнах.

Ведущим предприятием по добыче бурого угля в Казахской ССР в настоящее время является Михайловский карьер с проектной мощностью 4,0 млн. т/год, который разрабатывает одноименное месторождение. По состоянию на 1 января 1956 г. запасы углей на Михайловском месторождении определяются в 13,4 млн. т, т. е. Михайловский карьер обеспечен запасами всего на 2,5 года.

Промышленное освоение бурогольных месторождений в республике проводится медленно, несмотря на широкие возможности разработки этих углей открытым способом. Так, из 1840,1 млн. т запасов ископаемых углей в Казахской ССР категории А + В + С<sub>1</sub> по действующим и строящимся угледобывающим предприятиям на долю бурого угля приходится всего лишь 36,7 млн. т на действующих и только 22,8 млн. т на строящихся промышленных объектах.

Ниже приводится краткая характеристика Убаганского и Майкюбенского бурогольных бассейнов, обладающих 70% всех запасов бурого углей в Казахстане, из которых подавляющая часть доступна для разработки открытым способом.

Майкюбенский бассейн расположен в Павлодарской области в 150 км к юго-юго-западу от г. Павлодара.

В границы Майкюбенского бурогольного бассейна входит площадь развития юрских угленосных отложений, выполняющих крупную тектоническую депрессию в палеозойских породах, вытянутую с запада на восток и достигающую по длинной оси 70 км при ширине до 16 км. Юрские отложения, слагающие Майкюбенский бурогольный бассейн, делятся на две свиты: базального конгломерата и угленосную. Породы свиты базаль-

ного конгломерата лежат несогласно на дислоцированных породах палеозоя. Эта свита узкой полоской окаймляет бассейн.

Угленосная свита пород делится на три подсвиты: сарыкульскую, талдыкульскую и шоптыкульскую, на которых выявлено пять угольных горизонтов.

Сарыкульская подсвита на севере и юге бассейна выходит на дневную поверхность. К породам этой подсвиты приурочен угленосный горизонт, содержащий до 20 и более угольных пластов сложного строения, мощность которых не превышает 0,6—0,8 м.

В составе талдыкульской подсвиты содержатся два угольных горизонта (четвертый и третий). Третий угольный горизонт представлен двумя пластами угля сложного строения, из которых верхний достигает мощности 4 м, а нижний 12 м. Четвертый угольный горизонт сложен двумя пластами угля, из них верхний имеет мощность до 5 м, а нижний 2 м.

Шоптыкульская подсвита (верхняя продуктивная) имеет ограниченную площадь распространения. Наличие в этой подсвите двух мощных угольных горизонтов (первого и второго) дает основание считать ее наиболее ценной. Верхняя часть первого угольного горизонта содержит маломощные пласты и не представляет промышленного интереса. Нижняя часть сложена мощными угольными пачками, образующими угольный пласт сложного строения большой мощности, достигающей до 45,0 м. Второй угольный горизонт представлен пластом угля сложного строения общей мощностью до 20—25 м.

Мощность третичных образований в районе невелика и изменяется от 1 до 20 м. Четвертичные отложения при мощности 2—12 м имеют в бассейне почти повсеместное развитие.

Майкюбенский бассейн в целом представляет собой асимметричную синклиналичную структуру с пологими формами складчатости. Шарнир этой крупной синклиналичной складки погружается с востока и запада к центру впадины в общем полого, лишь местами он имеет наклон 8—10°. Общее, относительно простое синклиналичное строение осложнено дополнительной складчатостью и дизъюнктивными нарушениями, которые иногда образуют мульдообразные складки. К числу подобных участков относится Шоптыкульская мульда. С юга, востока и запада эта мульда замыкается выходами на поверхность второго и первого угольных горизонтов, а на севере срезается сбросом. По простиранию месторождение имеет длину около 39 км при ширине около 10 км. Максимальный прогиб Шоптыкульской мульды составляет 450 м.

Породы шоптыкульской подсвиты, выполняющие мульду, в осевой ее части залегают почти горизонтально. На крыльях и в замковых частях породы несколько приподняты и имеют падение не более 10—15°. В зонах дизъюнктивных нарушений падение пород достигает 30—40°.

В настоящее время в бассейне разведано только Шоптыкульское месторождение, на котором для первого и второго угольных горизонтов средний коэффициент угленосности установлен равным 6,1%. Промышленное значение остальных горизонтов (третьего, четвертого, пятого) ввиду слабой их изученности установлено пока еще недостаточно.

Объемный вес углей Шоптыкульского месторождения в среднем составляет 1,3 м<sup>3</sup>/т. Шоптыкульское месторождение разрабатывается небольшим карьером комбината Майкаинзолото.

Комплексным проектом разработки Шоптыкульского месторождения предусмотрено строительство 4 карьеров производительностью 14,4 млн. т/год. При этом глубина разработки открытым способом достигает 280—340 м с отработкой всех запасов при промышленном коэффициенте вскрыши, равном 3,5 м<sup>3</sup>/т. Запасы угля Шоптыкульского месторождения на 1 января 1956 г. по категории А + В + С<sub>1</sub> составляли 1300,0 и по категории С<sub>2</sub> 660,0 млн. т.

Ориентировочные запасы Майкюбенского бассейна определяются в 6,4 млрд. т при общих перспективных запасах 11,0 млрд. т, однако эти данные требуют уточнения.

Таким образом, есть основание полагать, что в будущем в этом бассейне будет дополнительно обнаружено большое количество карьерных полей с большими запасами.

Убаганский или Тургайский буроеугольный бассейн расположен в основном на территории Кустанайской области Казахской ССР. Район изученных месторождений пересекается железной дорогой Акмолинск — Магнитогорск, которая связывает бассейн с промышленными районами Урала (см. рис. 1).

Территория Тургайского бассейна является малонаселенной. Наиболее значительные населенные пункты размещаются вблизи указанной железнодорожной магистрали. Для развития бассейна особенно важное значение приобретает, кроме этой магистрали, новая железная дорога Есиль — Тургай, проходящая через центральную часть бассейна; строительство дороги предусмотрено планом шестой пятилетки.

Тургайская низменность в структурном отношении характерна сложным геологическим строением с крупными зонами разломов и блоками опусканий типа вытянутых грабен (депрессий). В пределах каждой из этих депрессий угленосные осадки слагают пологие синклиналичные складки. Протяженность депрессий (грабен) обычно достигает 6—8 км, а иногда и более (20—60 км). Следовательно, угленосные отложения юрского возраста в Убаганском бассейне не имеют сплошного распространения и сохранились только в отдельных понижениях палеозойского фундамента. Меловые, третичные и четвертичные отложения, перекрывающие угленосные юрские породы в пределах бассейна, имеют мощность от 30 до 120 м. В бас-

сейне выделяются четыре свиты пород (сверху вниз): конгломерато-песчаниковая, убаганская угленосная, промежуточная безугольная и дузбайская угленосная. Залегание пород в пределах отдельных месторождений спокойное с углами падения от 3—5 до 10°.

Угольные пласты промышленной мощности на месторождениях Убаганского (Тургайского) бурогоугольного бассейна приурочены в основном к Убаганской свите ниже-среднеюрского возраста, но на Кушмурунском и Эгинсайском месторождениях наблюдаются также проявления угленосности дузбайской свиты (с пластами мощностью от 10 до 15 м).

Основная продуктивная толща на подавляющем большинстве месторождений представлена двумя мощными угольными пластами сложного строения: в том числе нижним мощным (мощностью от 10 до 80 м).

По своему местоположению разведанные и пригодные для разработки открытым способом бурогоугольные месторождения бассейна могут быть подразделены на две основные группы: месторождения, тяготеющие к долине р. Убагана (Кушмурунское, Харьковское, Черниговское, Приозерное, Эгинсайское и др.), и месторождения приишимской группы (Джаныспайское, Кызылтальское).

Характеристика продуктивных отложений (данные М. П. Бурцева) на месторождениях Убаганского (Тургайского) бассейна показана в табл. 1.

Таблица 1

Месторождение	Мощность продуктивных отложений, м	Количество угольных пластов, шт.	Суммарная мощность угольных пластов, м	Коэффициент угленосности, %
Кушмурунское . . . . .	440	29	180,0	41
Эгинсайское . . . . .	580	17	80,0	14
Приозерное . . . . .	135	12	43,0	32
Черниговское . . . . .	220	3	33,0	15
Харьковское . . . . .	235	17	33,0	14
Джаныспайское . . . . .	245	9	25,0	10
Кызылтальское . . . . .	390	5	137,0	35
Кияктинское . . . . .	190	11	20,0	11

Мощные залежи угля на Кушмурунском месторождении и благоприятные условия их залегания позволили составить комплексный проект разработки всего месторождения открытым способом. По проекту на месторождении предусматривается строительство нескольких карьеров. На Кушмурунском место-

рождении половина запасов, намеченных к разработке открытым способом, может быть отработана при промышленном коэффициенте вскрыши до 5,0 м<sup>3</sup>/т (рис. 2 и 3).

На северной половине Эгинсайского месторождения сосредоточено 80% всех запасов угля (рис. 4 и 5). При этом до 62% всех запасов может быть отработано при коэффициенте вскрыши от 3,4 до 5,4 м<sup>3</sup>/т.

Небольшая глубина вскрытия (до 55 м) угольной залежи Черниговского месторождения и близость к суще-



Рис. 2. План вывода рабочих пластов под наносы на Кушмурунском месторождении.

1 — продуктивные горизонты (кушмурунский и дузбайский); 2 — безугольный (промежуточный горизонт); 3 — зона зеленых песчаников; 4 — зона песчано-конгломератовая; 5 — эффузивный комплекс пород; 6 — линии тектонических нарушений; 7 — линии геологических разрезов.

ствующей магистральной железнодорожной линии позволяют считать это месторождение в числе первоочередных объектов для его освоения.

Несмотря на слабую разведанность Кызылтальского месторождения, наличие на отдельных его участках мощных залежей

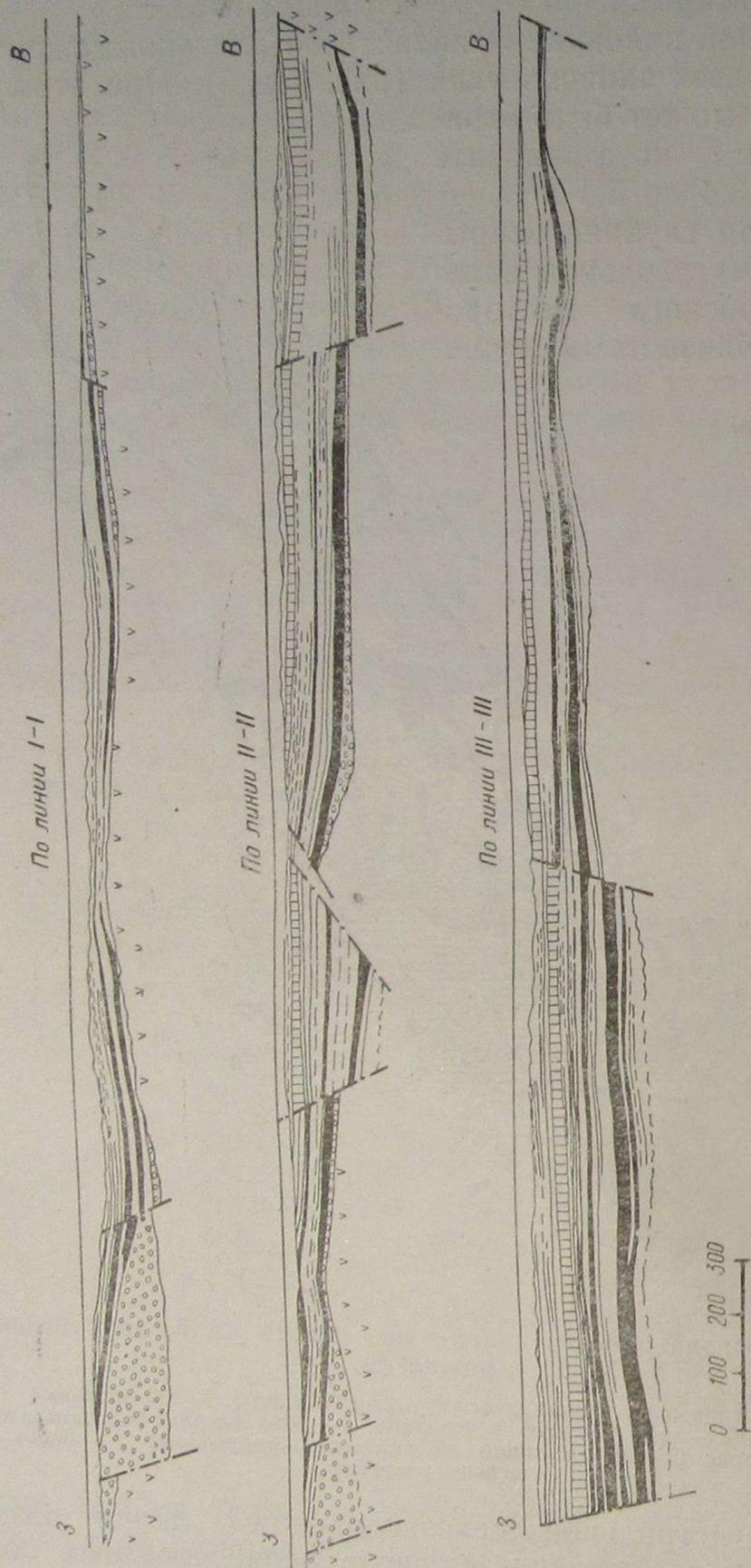


Рис. 3. Геологические разрезы Кушмурунского месторождения.

угля дает основание полагать, что при дальнейшем развитии разведочных работ будет выявлено большое количество участков, пригодных для разработки их открытым способом. Это месторождение весьма перспективно, так как новая железнодорожная линия Есиль — Тургай будет проходить в непосредственной близости от его угольных площадей.

Горно-техническая характеристика месторождений Убаганского бассейна, пригодных для разработки открытым способом, приводится в табл. 2 (данные М. П. Бурцева).

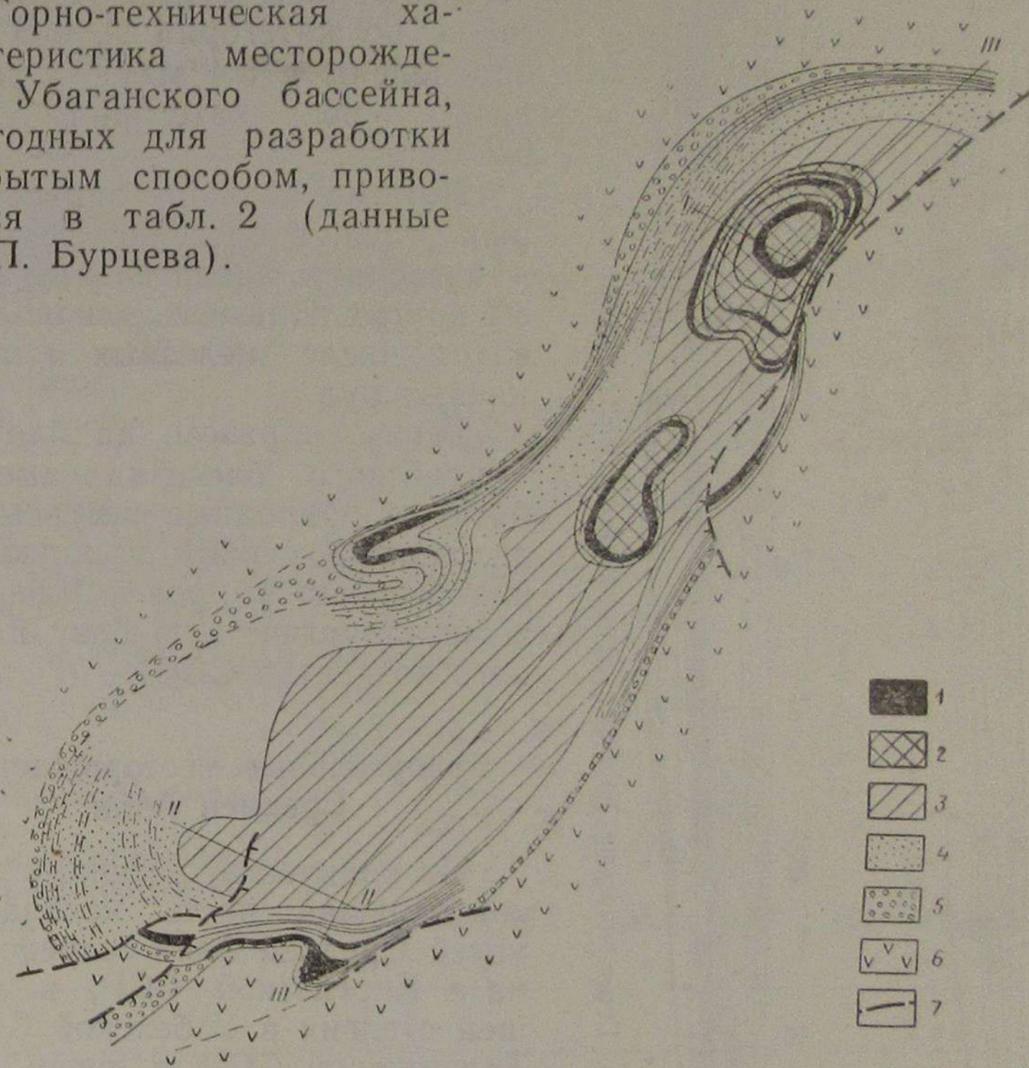


Рис. 4. План выходов рабочих пластов под наносы на Эгинсайском месторождении.

1 — уголь; 2 — дузбайский горизонт; 3 — промежуточный буроголовый горизонт; 4 — кушмурунский горизонт; 5 — конгломерато-песчанниковый горизонт; 6 — эффузивно-осадочная толща; 7 — линии тектонических нарушений.

Объемный вес углей в среднем по бассейну составляет 1,1—1,25 м<sup>3</sup>/т.

Из числа выявленных месторождений в пределах Убаганского бассейна детально разведаны Кушмурунское, Приозерное, Харьковское и Кияктинское месторождения. Другие месторождения в основном охвачены только поисковой и предварительной разведками.

Общие предполагаемые геологические запасы Тургайского бассейна оцениваются примерно в 40,0 млрд. т. Указанными за-

пасами перспективы бассейна не ограничиваются. Они могут увеличиться путем разведки крупных, но еще слабо разведанных месторождений приишимской группы, а также в результате изучения ряда новых угленосных депрессий. Разведанные промышленные запасы бурых углей бассейна по категории  $A + B + C_1$  определены в 5,4 млрд. т, а запасы по категории  $C_2$  — 6,2 млрд. т.

Помимо больших запасов бурых углей, в бассейне выявлены и разведаны значительные запасы других полезных ископаемых, в том числе железных и люминиевых руд.

Таким образом, на площади Тургайского бассейна имеются богатые природные ресурсы, позволяющие создать мощную горнодобывающую углехимическую и металлургическую базу народного хозяйства СССР.

### Буроугольные месторождения Средней Азии

По количеству учтенных запасов бóльшая часть ископаемых углей Средней Азии сосредоточена в Киргизской ССР, в меньшей степени в Узбекской ССР и Таджикиской ССР и очень мало на территории Туркменской ССР.

В Средней Азии бурый уголь добывают на четырех месторождениях: Кызыл-Кийском и Сулюктинском в Киргизской ССР, Ангренском буроугольном в Узбекской ССР и Шурабском месторождении бурого угля в Таджикиской ССР.

Распределение запасов ископаемых углей в среднеазиатских республиках приведено в табл. 3.

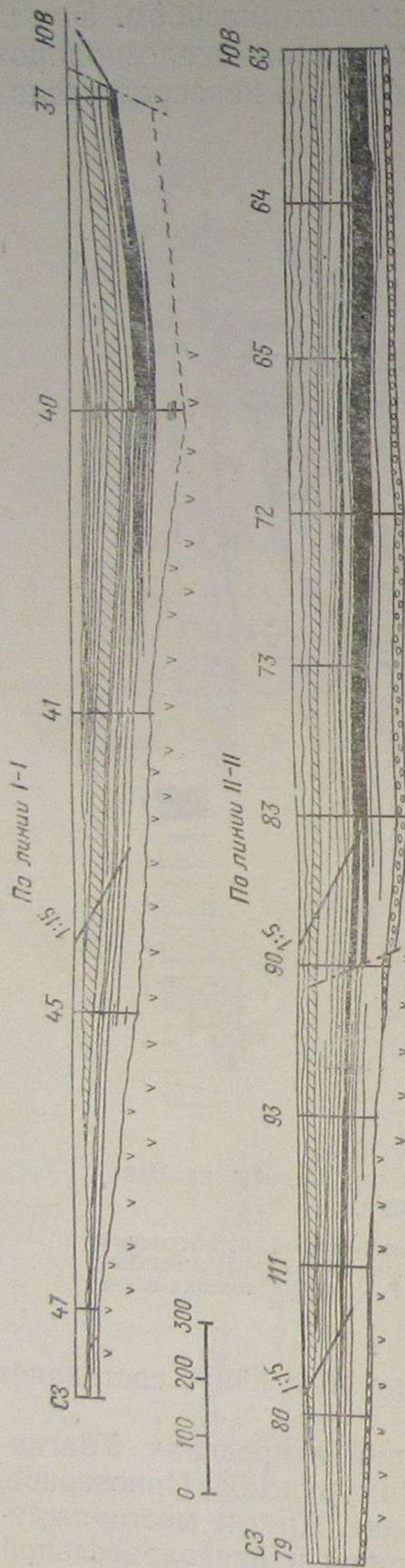


Рис. 5. Геологические разрезы Эгинсайского месторождения.

В Средней Азии наряду с освоенными промышленностью буроугольными месторождениями имеется ряд новых еще не

Таблица 2

Характеристика	Месторождение							
	Кушмурунское	Эгинсайское	Приозерное	Черниговское	Харьковское	Джаныспайское	Кызылталское	Кияктинское
Общая площадь, км <sup>2</sup>	80	210	36	20	11	2000	2000	28
Количество карьерных колеи, шт. . . . .	11	10	2	2	1	1	1	1
Производственная мощность карьеров, млн. т . . . . .	39,0	40,0	8,0	3,0	1,5	3,0	10,0	0,7
Количество обрабатываемых запасов карьерами:								
% . . . . .	80	95	97	100	100	1	7	23
млн. т . . . . .	1976,0	3300,0	390,0	135,0	29,0	100,0	85,0	17,0
Наибольшая глубина разработки, м . . . . .	450	330	290	90,0	170	230	370	90
Запасы категории $A+B+C_1$ , млн. т . . . . .	2686,0	1630,0	391,0	97,0	28,0	354,0	596,0	39,0
Запасы категории $C_2$ , млн. т . . . . .	25,0	1870,0	13,0	38,0	1,0	646,0	604,0	—
Промышленный коэффициент вскрыши, м <sup>3</sup> /т . . . . .	До 10,0	До 5,6	До 6,0	До 4,3	До 9,1	До 10,0	До 3,9	До 2,8
Угол откоса карьера, град. . . . .	30	30	30	30	30	30	30	30
Возможная обводненность на 100 пог/м, м <sup>3</sup> /час . . . . .	77,0	71,0	87,0	56,0	23,0	60,0	72,0	7,8

Таблица 3

Степень освоения	Единица измерения	Всего запасов ископаемых углей по категории $A+B+C_1$	В том числе бурых
Всего по Средней Азии . . . . .	млн. т	3174,4	2197,4
	%	100	69,2
По действующим предприятиям . . . . .	млн. т	479,6	440,7
	%	100	91,9
По строящимся предприятиям . . . . .	млн. т	40,8	24,3
	%	100	59,6
По резервным участкам . . . . .	млн. т	575,7	388,8
	%	100	67,5
По прочим объектам . . . . .	млн. т	2078,3	1343,6
	%	100	64,6

освоенных площадей. Ниже дается краткая характеристика уже освоенного наиболее крупного Ангреновского бурого угленосного месторождения, а также новой кавакской группы месторождений.

Ангреновское бурое угленосное месторождение расположено в 110 км на юго-восток от Ташкента.

Благоприятные экономические условия, близость к промышленному центру — Ташкенту, возможность организации крупных открытых разработок угля делают этот район крупным угледобывающим центром Узбекской республики.

Ангреновская долина в пределах распространения угленосной юры представляет собой тектоническую депрессию, которая имеет форму очень пологой корытообразной синклинали с углами падения ее бортов 6—8°.

Меловые, третичные и четвертичные отложения, перекрывающие угленосную юру, представляют собой сравнительно мощную толщу осадочных пород. В районе также развиты обожженные породы, которые являются результатом выгорания угольных пластов, в основном вдоль восточной границы месторождения.

В северо-восточной части месторождения угольная залежь делится на два угленосных комплекса: верхний и мощный. Верхний комплекс на всей площади месторождения представляет собой серию линз и пластов угля различной мощности (от 1 см до 5—6 м). Суммарная мощность чистого угля в верхнем комплексе изменяется от 1—2 до 20 м. Количество угольных пластов в отдельных разрезах достигает 35—40. Мощный комплекс характерен простым строением, распространен по всей площади месторождения, породных прослоев в нем сравнительно мало. Общая мощность чистого угля в нем изменяется от 2 до 40 м. Средняя глубина залегания угольной залежи от поверхности колеблется от 20 до 350 м. Месторождение разрабатывается открытым способом. В пределах действующего карьера № 1 (в новых границах в него включены карьеры № 2 и 4), глубина почвы угольной залежи изменяется от 20 до 150 м. Коэффициент вскрыши при этом изменяется от 0,5 до 5,0 м<sup>3</sup>/т.

В настоящее время в пределах Апартакского участка Ангреновского месторождения запроектирован карьер № 3 на мощность 3 млн. т/год.

По состоянию на 1 января 1956 г. запасы углей на Ангреновском месторождении по категории А + В + С<sub>1</sub> составляли 1600,0 млн. т, а по категории С<sub>2</sub> — 362,0 млн. т.

Кавакская угленосная площадь расположена в пределах Тянь-Шаньской области Киргизской ССР на северном склоне хребта Кавак-Тау. Угленосные отложения юрского возраста залегают непосредственно на палеозое и перекрываются мощными третичными конгломератами. Юрские отложения слагают узкую тектоническую депрессию, протягивающуюся в широтном направлении на протяжении почти 40 км. Среди юр-

ских отложений выделяются свиты (сверху вниз) агулакская, кызылсусская и туракавакская. Из них промышленно-угленосными являются на востоке агулакская, а на западе месторождения туракавакская. Общее количество пластов угля достигает 16, мощность их колеблется в пределах 5—12 м, в отдельных случаях достигает 75 м.

Кавакская угленосная площадь включает 11 месторождений, из которых наиболее крупными по запасам и разведанными являются Кок-Майнак в западной части площади и Кара-Киче в восточной. Месторождение Кок-Майнак по своим горногеологическим условиям непригодно для разработки открытым способом.

На месторождении Кара-Киче угленосная полоса прослежена на протяжении 6—7 км. Она относится к агулакской свите и имеет один мощный пласт бурого угля мощностью от 8 до 75 м. Пласт имеет крутое падение на юг под углом 50—70°. Большая мощность пласта позволяет вести разработку открытым способом. При коэффициенте вскрыши 6,0 м<sup>3</sup>/т запасы угля здесь определяются до 80,0 млн. т, что позволяет заложить крупный карьер.

#### Буроугольные месторождения Западной и Восточной Сибири

По состоянию на 1 января 1956 г. учтенные запасы угля по Западной Сибири составляли 36 300 млн. т. Между крупнейшими бассейнами и месторождениями запасы ископаемых углей в Западной Сибири распределяются: Кузнецкого бассейна по категории А + В + С<sub>1</sub> — 32 123 млн. т, Итатского бурого угленосного месторождения Канско-Ачинского бассейна — 1120 млн. т. При этом всего бурых углей в Западной Сибири по категории А + В + С<sub>1</sub> учтено около 2000 млн. т. Таким образом, основные ресурсы бурых углей Западной Сибири сосредоточены на Итатском месторождении.

Величины учтенных запасов бурых углей в Восточной Сибири по категории А + В + С<sub>1</sub> и по категории С<sub>2</sub> на 1 января 1956 г. показаны в табл. 4.

Следует отметить, что разведанность бурого угленосных месторождений в Восточной Сибири недостаточна. В настоящее время основные угольные площади, пригодные для разработки открытым способом, которые уже разрабатываются или намечены к освоению, располагаются на следующих месторождениях: Боготольском, Назаровском и Ирша-Бородинском Канско-Ачинского бассейна, Азейском Иркутского бассейна и Харанорском бурого угленосном месторождении в Забайкалье.

Перспективные запасы бурых углей Восточной Сибири оцениваются свыше 2 триллионов т. Поэтому есть основание полагать, что значительные промышленные запасы бурых углей в Восточной Сибири для открытого способа работ в будущем будут еще увеличены.

Таблица 4

Бассейны и месторождения Забайкалья	A+B+C <sub>1</sub> млн. т	C <sub>2</sub> млн. т
Иркутский	812,0	74,0
Канско-Ачинский (без Кемеровской области)	16894,0	41838,0
Тунгусский	1,0	—
Ленский	554,0	664,0
Колымо-Индигирский	8,0	—
Гусиноозерское месторождение	184,0	207,0
Тарбагатайское	76,0	—
Черновское	81,0	—
Арбагарское	89,0	—
Харанорское	442,0	1,12

Ниже приводится краткое описание природных условий Итатского, Ботольского, Назаровского, Ирша-Бородинского, Азейского и Харанорского месторождений.

Итатское бурогольное месторождение, размещаясь в западной части Канско-Ачинского бассейна, примыкает к линии Транссибирской железнодорожной магистрали на территории Итатского и Тисульского районов Кемеровской области.

Продуктивная толща Итатского месторождения, как и на других месторождениях Канско-Ачинского бассейна, относится к юрской системе. Эта толща по литологическим признакам разделяется на два горизонта: верхний — итатский с угленасыщенностью 32—33% и нижний — макаровский с угленасыщенностью 6—7%. Итатский угленосный горизонт содержит в себе мощный угольный итатский пласт. К макаровскому угленосному горизонту приурочено 11 угольных пластов.

Продуктивная толща покрыта отложениями пестроцветных пород мелового и третичного периодов, которые на всей площади месторождения на 10—30 м перекрыты четвертичными отложениями. С поверхности распространен черноземный растительный слой и бурые суглинки мощностью до 1,0 м.

В структурном отношении месторождение представляет собой пологую синклиналь, ось которой, погружаясь на юго-восток, проходит по месторождению с северо-запада на юго-восток. В 15 км от выхода под наносы глубина погружения синклинали достигает 260—300 м. Основная структура месторождения усложняется дополнительной складчатостью. Угол падения продуктивной толщи изменяется от 2—4 до 24—30° (рис. 6 и 7). Заметных тектонических нарушений на месторождении не обнаружено.

В разведанной части месторождения мощность итатского пласта, изменяясь от 4—5 (на выходах) до 80 м, имеет сред-



Рис. 6. План выхода рабочего пласта под наносы на Итатском месторождении.

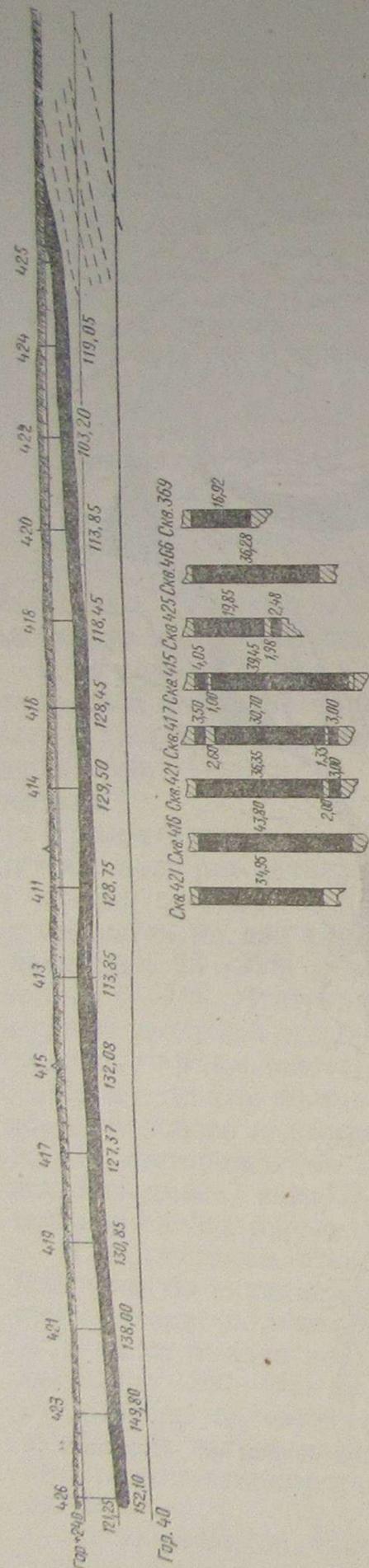


Рис. 7. Геологический разрез Итатского месторождения.

ную мощность 55 м. Строение пласта преимущественно простое. Мощность угольных пластов макардовской свиты изменяется в пределах от 0,20 до 5,72 м.

В пределах разведанной части месторождения выделено 9 крупных участков для открытых работ, в том числе 4 участка разведаны детально и на 5 проведена поисковая разведка. Характеристика выделенных трестом Кузбассуглегеология участков открытых работ на Итатском месторождении показана в табл. 5.

Значения величин предельной глубины разработки открытым способом на различных участках Итатского месторождения показаны в табл. 6.

Центральная часть месторождения у оси синклинали не разведана. Не установлена также и южная граница месторождения.

Согласно данным 1956 г. промышленные запасы Итатского месторождения (вместе с Боготольским) только в разведанной его части составляют около 5,0 млрд. т.

Есть основания полагать, что дальнейшие геолого-разведочные изыскания позволят увеличить в 3—4 раза без того значительные запасы углей Итатского месторождения.

В настоящее время для разработки Итатского месторождения запроектирован карьер производительностью 12,0 млн. т/год.

Боготольское месторождение является северо-восточным продолжением Итатского и расположено в 6 км к югу от г. Боготола Красноярского края.

Углистая юрская толща залегает на размытой поверхности

Таблица 5

Карьерное поле (участок)	Запасы угля, млн. т	Объем вскрыши, млн. м <sup>3</sup>	Промышленный коэффициент вскрыши, м <sup>3</sup> /т
Детально разведанные участки			
1—2	124,8	276,0	2,2
3—4	275,7	304,0	1,1
5	211,6	445,0	2,1
6	446,4	631,0	1,4
Итого	1058,5	1656,0	1,5
Предварительно разведанные участки			
8—9	781,0	2116,0	2,7
10—11	393,0	700,0	1,9
12—13	320,0	674,0	2,3
14—15	280,0	420,0	1,5
16—17	637,0	1402,0	2,2
Итого	2411,0	5456,0	2,5
Всего	3469,5	7112,0	2,1

Таблица 6

Карьерное поле (участок)	Мощность пласта, м	Доминирующий угол падения, град.	Расчетная глубина разработки, м	
			по вскрыше	полная
1—2	19	6	206	220
3—4	29	4	305	330
5	60	3	533	600
6	60	3	562	620

докембрийских и среднепалеозойских пород. К нижней угленосной свите косульской приурочено всего два угольных пласта мощностью 1,63 и 0,31 м.

Основная промышленная угленосность приурочена к верхней (боготольской) угленосной свите. В этой свите содержится девять угольных пластов, из них верхний (пласт I), соответствующий

ший итатскому, с падением 4—5° достигает 57 м (средняя 33,05 м). Мощность других пластов составляет в среднем:

II	2,11 м
III	6,76 "
IV	2,16 "
V	6,89 "
VI	2,96 "

Глубина залегания пласта I изменяется от 7,7 до 275 м, составляя в среднем 73 м. По условиям залегания значительная часть запасов пригодна для разработки открытым способом при коэффициенте вскрыши 2,0 м<sup>3</sup>/т. На месторождении разведано 6 участков для закладки карьеров общей мощностью 6 млн. т/год.

По состоянию на 1 января 1956 г. запасы углей на Боготольском месторождении по категории А + В + С<sub>1</sub> составили 1201 млн. т.

Назаровское месторождение расположено у железнодорожной линии Ачинск — Абакан, в 3—5 км от ст. Ададым Красноярской железной дороги, между хребтами Арга на северо-западе и Салгон на юго-востоке. В административном отношении месторождение входит в состав Назаровского района Красноярского края. В пределах угольных площадей месторождения располагается железнодорожная станция Ададым, через которую вывозится добываемый уголь на Назаровском карьере № 2 (принят в эксплуатацию в 1953 г.), разрабатывающем часть указанного месторождения.

Угленосные отложения месторождения относятся к юрской системе и сложены песчано-глинистыми слабо сцементированными породами. Месторождение представляет собой симметричную синклиналию складку. Залегание спокойное с пологим падением на север и северо-запад. Тектонических нарушений в пределах месторождения не обнаружено.

В состав вскрышных пород, помимо юрских отложений, входит незначительное количество четвертичных образований. Мощность вскрыши лежит в пределах от 0 до 37 м. Продуктивная толща месторождения слагается семью угольными пластами с падением от 0 до 2°. В настоящее время Назаровским карьером № 2 разрабатывается только верхний мощный пласт. При этом угленосность в пределах карьерного поля достигает 37%. В табл. 7 показана характеристика угольных пластов Назаровского месторождения.

Средняя величина коэффициента вскрыши на месторождении не превышает 3,0 м<sup>3</sup>/т. Все Назаровское месторождение целесообразно разрабатывать открытым способом.

В пределах Назаровского месторождения детально разведано и подготовлено к освоению 5 участков открытых работ для карьеров с общей добычей 9,1 млн. т/год и 3 участка предварительно на возможную мощность 5—6 млн. т/год.

Таблица 7

Пласт	Средняя мощность пласта, м	Строение пласта	Глубина залегания пласта от поверхности и величина между пластами, м	Характер распространения пласта в пределах месторождения
Мощный	14,0—21,0	Встречаются прослойки гальки мощностью 0,9 м	0,0—37,0	Повсеместно
II	3,2	Простое	18,0—23,0	Повсеместного распространения нет
III	1,93	"	32,3—40,0	Не разведан
IV	3,04	"	—	То же
V	3,54	"	5,5—26,8	"
VI	7,0	"	1,2—6,0	"
VII	Не разведан	Не разведан	42,8—53,2	"

На 1 января 1956 г. запасы углей в пределах Назаровского месторождения по категории А + В + С<sub>1</sub> составили 1830,0 млн. т, а по категории С<sub>2</sub> — 2760,0 млн. т.

Ирша-Бородинское бурогольное месторождение расположено в центральной части Рыбинского района Канско-Ачинского бассейна. В административном отношении месторождение входит в состав Рыбинского района Красноярского края.

Районный центр — пос. Заозерный размещен на железнодорожной магистрали у одноименной станции Заозерная Красноярской железной дороги в 164 км восточней г. Красноярска.

Северо-восточная часть Рыбинского угленосного района, в состав которого входит Ирша-Бородинское месторождение, представляет собой так называемую Бородинскую мульду на палеозойском фундаменте, заполненную средними и нижними юрскими отложениями.

В пределах Бородинской мульды выделено четыре следующих месторождения: Ирша-Бородинское, Камалинское, Переяславское, Рыбинское. Наиболее значительным по размерам является Ирша-Бородинское месторождение площадью около 2500 км<sup>2</sup>. Предварительная и детальная разведки проведены на площади 95 км<sup>2</sup>.

Юрские отложения разделяются на четыре горизонта (снизу вверх): стойбинский, нижнекамский, верхнекамалинский и бородинско-иршинский. Промышленное значение в настоящее время имеет бородинско-иршинский горизонт, на котором юрские отложения месторождения, образуя пологую складку с северо-западным простиранием при падении крыльев до 5°, характерны спокойным залеганием. Суммарная мощность всех уголь-

ных пластов бородинско-иршинского горизонта достигает 41,4 м с коэффициентом угленосности около 50%. В табл. 8 приведена характеристика угольных пластов бородинско-иршинского угленосного горизонта.

Таблица 8

Пласт	Средняя мощность пласта, м	Строение пласта	Глубина залегания от поверхности или величина междупластья, м	Характер распространения пласта в пределах месторождения
Рыбинский	3,23	Две породные прослойки	21,7—51,5	Распространен повсеместно
Гусевский	1,73	Простое	5,5—11,3	Часто выклинивается
Бородинский	33,28	"	2,7—20,0	Распространен повсеместно
Подбородинский	1,22	"	2,0	Часто сливается с П. Бородинским
Новый	1,29	"	—	Распространен повсеместно
Надиршинский	0,30	"	—	Повсеместного распространения не имеют, часто сливаются в один пласт
Иршинский	1,16	"	—	
Подиршинский	0,30	"	—	

Коэффициент вскрыши на месторождении не превышает 2,0 м<sup>3</sup>/т. Все месторождение целесообразно обрабатывать открытым способом.

Ирша-Бородинское месторождение разрабатывается карьером № 1 (принят в эксплуатацию в 1949 г.) с проектной мощностью 3,0 млн. т/год. Карьер находится в северной части месторождения и соединен со ст. Заозерная железнодорожной веткой протяженностью 22 км.

Запасы угля на Ирша-Бородинском месторождении по состоянию на 1 января 1956 г. по категории А+В+С<sub>1</sub> составляли 1740,0 млн. т, а по категории С<sub>2</sub> — 8,6 млн. т. На разведанных участках возможна дополнительная закладка 5 карьеров мощностью 15—25 млн. т/год.

Азейское бурогольное месторождение входит в состав Иркутского бассейна и расположено в Иркутской области в 20 км восточнее ст. Тулун (между ст. Шерагул и ст. Нюра) Восточно-Сибирской железной дороги. В настоящее время Азейское месторождение не разрабатывается.

Слагающие Азейское месторождение юрские отложения имеют три свиты (снизу вверх): безугольную, продуктивную и верхнюю безугольную. Юрские отложения залегают почти горизонтально и только вблизи бортов впадин породы имеют углы падения до 2°, а в отдельных случаях до 9°. Дизъюнктивных нарушений на месторождении не обнаружено.

Продуктивная толща Азейского месторождения представлена двумя выдержанными пластами угля первым и вторым, мелкими линзовидными пластами третьим, четвертым и верхним, а также серией линзовидных пропластков, число которых непостоянно. Основным промышленным пластом является второй, запасы которого составляют 77,5% от общих запасов

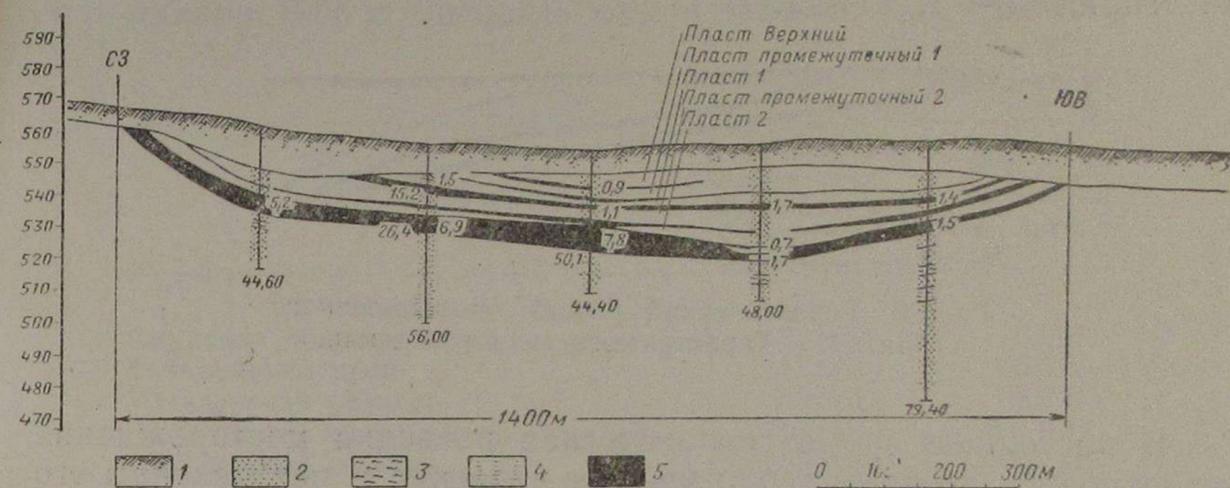


Рис. 8. Геологический разрез Азейского месторождения.

1 — растительный слой; 2 — песчаник мелкозернистый; 3 — глина; 4 — алевролит мелкий; 5 — уголь.

месторождения. Этот пласт распространен на всем месторождении и имеет мощность 1—13 м. Первый пласт залегает выше второго от 1 до 15 м. Мощность его 1—8 м. Остальные пласты на небольшой площади достигают мощности 2—4 м (рис. 8).

Все Азейское месторождение можно разрабатывать открытым способом с коэффициентом вскрыши до 5,0 м<sup>3</sup>/т. На месторождении можно заложить 3—4 карьера с производственной мощностью 12 млн. т/год. Запасы угля на Азейском месторождении по категории А+В+С<sub>1</sub> на 1 января 1956 г. составляли 770,0 млн. т, а по категории С<sub>2</sub> — 25,0 млн. т.

Харанорское месторождение расположено в пределах Читинской области, вблизи разъезда № 79, между станциями Борзя и Хобобулак Забайкальской железной дороги.

Угленосные отложения мелового возраста слагают крупную (Северную) и ряд мелких синклиналей (рис. 9).

В наиболее изученной Северной мульде вскрыто до 20 пластов бурого угля, из них 13 имеет рабочую мощность 1—4 м. В верхней части геологического разреза залегают 2—3 пласта с полезной мощностью от 16 до 30 м и благоприятными усло-

виями для отработки открытым способом. Пласты обычно имеют простое строение и чрезвычайно изменчивы по простиранию и падению, за исключением верхнего пласта, сохраняющего мощность и строение по всей площади его распространения. Углы падения пород на крыльях складок 10—15°. Мощность наносов 9—30 м.

Верхние пласты на Харанорском месторождении могут быть полностью отработаны открытым способом с коэффициентом вскрыши не более 2,0 м<sup>3</sup>/т. Выявленные запасы месторождения позволяют заложить карьер мощностью 4,0 млн. т/год.

На 1 января 1956 г. запасы углей на Харанорском месторождении по категории А+В+С<sub>1</sub> составляли 442,2 млн. т, а по категории С<sub>2</sub>—1,12 млн. т.

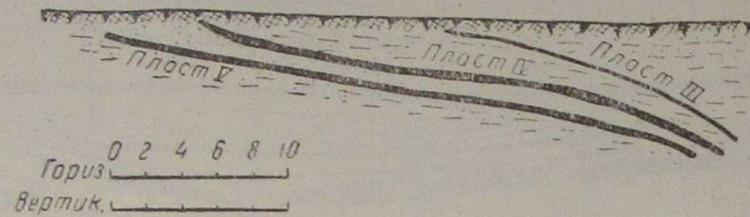


Рис. 9. Геологический разрез промышленного горизонта Харанорского месторождения.

В настоящее время геологическая разведка месторождения не окончена, поэтому геологическое строение и перспективы его окончательно не установлены. Однако согласно данным поисковой разведки на Харанорском месторождении можно ожидать весьма значительного прироста запасов, пригодных для отработки их открытым способом.

В районах Забайкалья, помимо Харанорского, есть несколько более мелких месторождений, доступных для открытой разработки, которые представляют интерес для местной промышленности и Министерства путей сообщения. К числу этих месторождений прежде всего следует отнести Гусиноозерское и Черновское месторождения.

Гусиноозерское месторождение расположено на территории Бурят-Монгольской АССР, в 120 км от Улан-Уде, на железнодорожной ветке Улан-Уде—Кяхта. Промышленные контуры месторождения окончательно не установлены. Юрские угленосные отложения сложены в две синклинальные складки северо-восточного простирания. На месторождении 18 рабочих пластов мощностью 0,7—3,5 м простого строения с углом падения до 15°. На 1 января 1956 г. запасы, пригодные для разработки открытым способом, определялись около 5,0 млн. т.

Черновское месторождение расположено на территории Читинской области, в 20 км от г. Читы. Юрские угленосные отложения мощностью до 500 м сложены в брахисин-

клинальную складку. На месторождении 7 рабочих пластов мощностью 0,8—8 м. Строение угольных пластов обычно сложное и угол падения их не превышает 10—15°. Выявленные запасы для открытого способа разработки обеспечивают загрузку одного карьера производственной мощностью до 500 тыс. т/год.

### Буроугольные месторождения районов Дальнего Востока

К районам Дальнего Востока относятся Амурская область, Хабаровский край, Магаданская область, Приморский край и Сахалинская область.

Ученные запасы бурых углей в районах Дальнего Востока на 1 января 1956 г. представлены в табл. 9.

Таблица 9

Край, область	Запасы по категории А+В+С <sub>1</sub> , млн. т	Запасы по категории С <sub>2</sub> , млн. т
Амурская область . . . . .	583,975	3,361
Хабаровский край . . . . .	116,001	26,834
Магаданская область . . . . .	280,262	5,044
Приморский край . . . . .	791,894	407,970
Сахалинская область . . . . .	889,952	446,747
Всего по Дальнему Востоку . .	2662,084	889,956

Вследствие недостаточной разведанности огромной площади Хабаровского края на его территории в настоящее время учтены запасы небольших разрозненных буроугольных месторождений, которые не представляют интереса для разработки их открытым способом.

В Магаданской области разведанные буроугольные месторождения в основном расположены в труднодоступных и неосвоенных районах бассейна рек Колымы, Индигирки, а также побережья Охотского моря.

В настоящее время в Приморской области по причине малой разведанности, несмотря на значительное количество мелких месторождений бурого угля, не удалось установить крупных месторождений, которые целесообразно разрабатывать открытым способом. Известный интерес в этом отношении представляет Супугинское месторождение, расположенное в 4 км на юго-восток от г. Ворошилова. Запасы бурых углей этого месторождения на 1 января 1956 г. по категории А+В+С<sub>1</sub> составляли всего 101,3 млн. т, а по категории С<sub>2</sub>—359,3 млн. т.

В Сахалинской области, за исключением Лермонтовского, других участков, удобных для добычи бурых углей открытым способом, не обнаружено. Запасы Лермонтовского участка ограничены и по категории А+В+С<sub>1</sub> не превышали 9,0 млн. т (на 1 января 1956 г.).

Не вызывает сомнений, что детальное изучение природных ресурсов этих районов позволит обнаружить значительные запасы бурых углей.

Запасы бурых углей в Амурской области сосредоточены в Райчихинском месторождении. Несмотря на то, что запасы ископаемых углей Амурской области составляют всего лишь 9,5% от общих запасов Дальнего Востока, добыча бурого угля здесь составляет 30,4% от общей добычи. Это объясняется интенсивным освоением Райчихинского месторождения с благоприятными условиями разработки открытым способом. Ниже приводится краткое описание природных условий этого месторождения.

Райчихинское бурогольное месторождение расположено в бассейнах рек Кивды и Райчихи, в 40 км к северо-западу от ст. Буря Амурской железной дороги. Райчихинское месторождение связано с отложениями третичного возраста, которые содержат два пласта бурого угля: второй и верхний. Промышленное значение имеет верхний пласт мощностью 5—6 м, залегающий горизонтально на глубине до 67 м.

Все Райчихинское месторождение можно разрабатывать открытым способом в большинстве случаев при коэффициенте вскрыши не выше 3,0 м<sup>3</sup>/т. Месторождение детально разведано и перспектив на прирост запасов не имеет. В настоящее время разработка Райчихинского месторождения проводится 6 карьерами: Северным, Сорокинским, Духовским, Восточным, Широким и Ново-Райчихинским.

На 1 января 1956 г. запасы углей Райчихинского месторождения по категории А+В+С<sub>1</sub> определялись 510,5 млн. т, а по категории С<sub>2</sub> — 0,7 млн. т.

#### ПЕРСПЕКТИВА ДОБЫЧИ БУРОГО УГЛЯ ОТКРЫТЫМ СПОСОБОМ

В Советском Союзе за короткий срок добыча угля открытым способом резко возросла. В 1940 г. добыча угля открытым способом составляла 6308,7 тыс. т, а в 1956 г. — 77530,1 тыс. т, т. е. ее прирост за эти годы выразился в 1228,9%.

Следует отметить, что открытый способ разработки приобрел быстрое развитие не только в нашей стране. За истекшие 40 лет добыча открытым способом в СССР возросла почти на 64 млн. т, в США на 95—96,0 млн. т, в Германии более 200,0 млн. т и в Англии более 11,0 млн. т.

При этом наблюдается повсеместное увеличение добычи бурого угля открытым способом. Ниже показано изменение в мировой добыче бурых углей.

	1913 г.	1939 г.	1946 г.	1952 г.	1955 г.
Добыча бурого угля, млн. т	126,9	290,1	273,9	426,7	489,9

Открытый способ разработки угля выгодно отличается от подземного по производительности труда, себестоимости и капиталовложениям. Производительность труда на открытых разработках в 1955 г. превышала производительность труда на подземной добыче угля в 5,5 раза, а себестоимость в среднем составляла 21,1 против 78,16 руб. на подземных работах. Приведенные средние показатели далеко отстают от лучших и поэтому не вполне ясно отражают действительные возможности снижения стоимости добываемого угля на открытых работах. Например, на Ирша-Бородинском карьере в 1956 г. производительность труда достигла 427 т в месяц и себестоимость тонны угля 7,72 руб.

Наличие в настоящее время совершенного горного оборудования для открытых работ значительно расширило область применения этого способа добычи полезных ископаемых. В практике отечественных угольных карьеров известна отработка угольных пластов мощностью 5—160 м с коэффициентом вскрыши 15,0 м<sup>3</sup>/т. В настоящее время открытым работам доступны месторождения со сложными геологическими условиями в виде пластов различной мощности и переменным углом падения при глубине их залегания 300—500 м.

Для открытой разработки бурых углей могут быть выделены первоочередные участки с утвержденными (ГКЗ) запасами промышленных категорий — более 16,0 млрд. т. Эти участки могут иметь производственную мощность не менее чем на 400 млн. т/год. К участкам второй очереди могут быть отнесены месторождения, на которых требуется дополнительная разведка. По предварительным подсчетам общие запасы бурых углей, пригодных для открытой разработки первой очереди, по всем бассейнам СССР, кроме Тунгусского, Ленского, Якутского, Южно-Алданского, исчисляются около 20 млрд. т.

В 1957 г. по предложению и под руководством чл.-корр. АН СССР Н. В. Мельникова была создана классификация угольных месторождений, пригодных для разработки открытым способом по трудности их освоения. Буроугольные месторождения согласно этой классификации могут быть разбиты на группы, представленные в табл. 10.

Исследованиями Н. В. Мельникова, М. М. Соколовского, А. И. Ястребова и других, исходя из потребностей бурых углей, установлены также технические возможности развития открытой добычи бурого угля на 1960—1970 гг. По материалам этих

Таблица 10

Группа	Характеристика группы			Месторождение
	капиталовложения на 1 т производственной мощности карьера, руб.	коэффициент вскрыши, м <sup>3</sup> /т	себестоимость 1 т угля, руб.	
I	70—100	1—3	4—12	Майкюбенское Итатское, Боготольское, Ирша-Бородинское, Назаровское, Азейское
II	120—160	4—5	20—25	Гусиноозерское, Черновское, Харанорское, Райчихинское Приморья и Сахалина
III	150—200	3,5—10	30—35	Убаганского бассейна, Ангренское
IV	Месторождения со сложными условиями транспортных подходов			Кара-Кичинское

исследований в табл. 11 приводятся ориентировочные объемы добычи бурых углей открытым способом по основным месторождениям и районам.

Таблица 11

Бассейн или месторождение	Добыча фактическая за 1956 г., млн. т	Технические возможности добычи на 1960 г., млн. т	Перспектива добычи, млн. т	
			на 1965 г.	на 1970 г.
Итатское	—	—	12,0	20,0
Михайловское	6,303	8,0	—	—
Тургайский бассейн	—	—	12,0	30,0
Ангренское	2,252	3,7	7,5	9,0
Боготольское	—	—	6,0	12,0
Азейское	—	—	2,0	10,0
Ирша-Бородинское	2,5	13,224	15,0	20,0
Назаровское	1,7		12,0	20,0
Гусиноозерское	—	1,059	0,6	1,0
Черновское	—		0,4	0,5
Харанорское	—		4,0	8,5
Райчихинское	6,766	9,550	11,0	13,0
Супутинское	—	—	1,0	1,0
Лермонтовское	0,593	0,59	0,6	0,5
Всего по СССР	17,90	36,123	84,1	145,5

Следует отметить, что при наличии потребителей намечаемая добыча, приведенная в табл. 11, без особых затруднений может быть увеличена в 1965 г. до 265 млн. т, а в 1970 г. до 390—400 млн. т.

Намечаемое развитие добычи бурых углей открытым способом требует разрешения вопросов, связанных с рациональным использованием угля. В частности, решение этой важнейшей народнохозяйственной задачи прежде всего связано с широкой их газификацией под высоким давлением с получением высококалорийного газа для централизованного газоснабжения населения и промышленности, а также синтезом химических продуктов.

Предварительные расчеты показывают, что в будущем на основных предприятиях открытой добычи бурых углей не исключена возможность добычи угля по стоимости 3—4 руб. за 1 т и ниже.

Следовательно, бурый уголь, добытый открытым способом, в известных условиях может быть конкурентоспособным нефти и природному газу, что в свете развития тяжелой индустрии восточных районов Союза приобретает важное народнохозяйственное значение.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Баланс запасов полезных ископаемых СССР на 1 января 1956 г., вып. 62. Госгеолтехиздат, 1956.
2. Скрипка Л. В. Итатское угольное месторождение. Углетехиздат, 1957.

Н. В. ШИШАКОВ

## ТВЕРДЫЕ ТОПЛИВА ВОСТОЧНЫХ РАЙОНОВ СССР КАК СЫРЬЕ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ГОРЮЧИХ ГАЗОВ

Современная промышленность искусственных горючих газов различает следующие три вида этих газов в зависимости от их назначения:

а) бытовые газы, предназначенные для снабжения потребителей и коммунальных предприятий городов и прочих населенных пунктов. Видовым признаком бытовых газов являются их высокая ( $4000 \text{ ккал/нм}^3$  и выше) теплота сгорания и минимальное содержание балластных и вредных для здоровья компонентов;

б) технологические газы. Они являются сырьем для химической промышленности при производстве аммиака, метанола, углеводородов и других химических продуктов. Характерной особенностью газов этого вида является высокое содержание потенциального водорода ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ), заданные соотношения  $\text{H}_2 : \text{CO}$ ;  $\text{H}_2 : (\text{H}_2 + \text{CO})$  и минимальное содержание балластных компонентов: в одних случаях —  $\text{CH}_4$ , в других —  $\text{CH}_4 + \text{N}_2$ ;

в) отопительные газы, применяемые в промышленности для обогрева нагревательных и плавильных печей, сушильных устройств и пр. Основное требование к отопительным газам — максимально возможная теплота сгорания и наибольший запас физического тепла.

Методами получения бытовых газов в настоящее время являются или могут явиться следующие.

1. Газификация на парокислородном дутье под давлением  $20\text{—}25 \text{ ата}$ . Это единственный метод так называемой безостаточной газификации твердого топлива, позволяющий получить газ с теплотой сгорания до  $4000 \text{ ккал/нм}^3$  и выше. За последние годы этот метод получает все более широкое распространение как в европейских, так и во внеевропейских странах.

2. Комплексное энерготехнологическое использование топлива по схемам, разрабатываемым Энергетическим институтом Академии наук СССР. Метод теоретически проработан и прошел проверку в полупромышленной установке на сланцах. В настоящее время проектируются опытно-промышленные уста-

новки. Производство высококалорийного газа при этом методе комбинируется с энергетическим и имеет подчиненное значение.

3. Комбинированный метод полукоксования и газификации мелкозернистого топлива с применением твердого теплоносителя с пиролизом получающихся в процессе смоляных продуктов (разработан ВНИИ НП). В настоящее время этот метод с обнадеживающими результатами проходит опытную проверку в полупромышленной установке.

4. Периодический процесс получения водяного газа с последующим обогащением газа продуктами пиролиза нефтяных масел (так называемый карбюрированный водяной газ). Метод в качестве резервного применяется для местного (городского) газоснабжения.

Таким образом, крупные централизованные промышленные предприятия по производству бытового газа путем безостаточной газификации твердого топлива можно ориентировать пока только на газификацию под высоким давлением.

Наиболее распространенными в промышленности методами получения технологических газов являются периодический способ получения водяного газа и газификации мелкозернистого топлива на парокислородном дутье в кипящем слое. Реже применяется газификация кускового топлива на парокислородном дутье под атмосферным давлением.

Указанные методы производства технологического газа могут быть использованы также для локального бытового газоснабжения при условии обогащения газа одним из известных методов, например метанированием, карбюрацией и пр.

Основным методом получения отопительных газов была и пока остается газификация кускового топлива на паровоздушный газ с теплотой сгорания  $1200\text{—}1600 \text{ ккал/нм}^3$ . Следует отметить, что в принципе в качестве отопительного газа может быть технически эффективно использован и любой из технологических, и бытовой газы, когда такому использованию не будет препятствовать экономика производства потребителя газа, что, впрочем, практически может наблюдаться в редких случаях.

Газ, полученный при газификации на парокислородном дутье под высоким давлением, в ряде случаев зарубежной практики используется также в качестве сырья для химической промышленности. Особенность газа высокого давления в отношении возможностей его применения делает его универсальным, т. е. пригодным для использования в качестве бытового и промышленного топлива и химического сырья. Указанное обстоятельство может оказаться очень важным в тех случаях, когда масштабы производства газа имеют существенное значение для экономики газовых предприятий, организуемых для централизованного газоснабжения целых промышленных районов. Это относится, в частности, к организации централизованного газоснабжения по схеме комплексного газохимического использования твердого

топлива, в которой головным звеном является газификация под высоким давлением и где масштабы производства газа являются одним из существенных факторов удешевления стоимости производства газа.

Отличия указанных трех видов газа в отношении их состава и теплоты сгорания, а также специфичность методов газификации, применяемых для их получения, определяют собой характер твердых топлив, используемых в качестве сырья при производстве этих газов.

Основным видом сырья для получения бытового газа методом газификации под высоким давлением являются бурые угли, на которых работает большая часть современных газовых заводов (Чехословакия, ГДР, Южно-Африканский союз и др.), оборудованных газогенераторами высокого давления. Высокая активность бурых углей и отсутствие их спекаемости наиболее полно отвечают температурному режиму процесса газификации и особенностям конструкции газогенератора высокого давления.

Из бурых углей СССР опытной газификации в промышленном газогенераторе под высоким давлением подвергали угли подмосковный, богословский, ангренский, назаровский и украинский. Некоторые показатели газификации первых трех указанных углей приведены в табл. 1. Там же для сравнения приведены данные по газификации торфа и черемховского полукокса. Во всех случаях, как это видно из табл. 1, были получены положительные результаты. Назаровский уголь при газификации под высоким давлением на Щекинском газовом заводе также дал положительные результаты.

Из всех имеющихся материалов по газификации под давлением следует заключить, что бурые угли СССР, значительно отличающиеся друг от друга по своим физико-химическим и механическим свойствам, одинаково успешно могут быть использованы для получения бытового газа. Приведенные в табл. 1 величины удельных напряжений сечения шахты газогенератора являются устаревшими, так как в настоящее время газификация под высоким давлением проводится при значительно более высокой интенсивности.

Как увидим далее, в восточных районах СССР расположен ряд крупнейших месторождений бурого угля, некоторые из которых разрабатываются в настоящее время, другие намечены к разработке в ближайшие годы. Ознакомление с запасами и физико-химической характеристикой этих углей, а также возможность открытой их добычи открывают перспективу строительства на месте добычи больших газовых заводов для централизованного газоснабжения бытовых и промышленных потребителей. Крупные масштабы производства, дешевое местное сырье, добываемое открытым способом, комбинирование производства газа с производством из газов ряда ценных химических продуктов — это те факторы, совокупное действие которых

Некоторые показатели газификации торфа и бурых углей СССР под высоким давлением

Показатели	Единица измерения	Торф	Подмосковный уголь	Богословский уголь	Ангренский уголь	Черемховский полукокс
Анализ топлива, загружаемого в газогенератор	%					
$W_p$ . . . . .		26,7	29,7	30,0	20,0	28,0
$A_p$ . . . . .		9,2	21,0	22,4	24,0	17,3
$V_r$ . . . . .		65—75	45,0	43,0	36,0	10—13
Выход смолы на горючую массу		12,5	8,0	4,2	2,5	—
Состав сырого газа	% объемн.					
$CO_2$ . . . . .		32,3	31,1	29,5	30,8	28,2
$H_2S$ . . . . .		—	1,6	0,1	0,6	0,1
$C_mH_n$ . . . . .		0,8	0,7	0,7	0,4	0,5
$CO$ . . . . .		13,8	15,0	18,5	13,9	17,6
$H_2$ . . . . .		39,8	39,9	39,4	42,4	41,7
$CH_4$ . . . . .		10,1	7,3	9,0	8,7	8,2
$C_2H_6$ . . . . .		0,9	2,4	0,1	0,3	—
$N_2$ . . . . .		2,3	2,0	2,7	2,9	3,6
Теплота сгорания высшая	ккал/н.м <sup>3</sup>	2903	2968	2675	2680	2689
Состав очищенного газа	% объемн.					
$CO_2$ . . . . .		2,5	2,1	2,5	2,5	1,1
$C_mH_n$ . . . . .		0,9	1,0	0,6	0,6	0,5
$CO$ . . . . .		21,6	21,8	25,2	19,5	24,1
$H_2$ . . . . .		55,3	58,5	54,7	60,4	58,1
$CH_4$ . . . . .		14,5	10,5	13,5	12,3	11,1
$C_2H_6$ . . . . .		1,5	3,3	0,6	0,7	—
$N_2$ . . . . .		3,7	2,8	3,4	4,0	5,1
Теплота сгорания высшая	ккал/н.м <sup>3</sup>	4162	4150	3870	3830	3643
Напряжение сечения газогенератора	кг/м <sup>2</sup> час	1500	1100	1200	1200	850
К. п. д. газификации <sup>1</sup>	%	64,5	63	67,2	67,9	79,5
Концентрация кислорода в сухом дутье	%	89,8	93,0	81,0	78,0	79,5

<sup>1</sup>  $\frac{\text{Тепло в газе}}{\text{Тепло топлива} + \text{тепло дутья}}$

должно привести к снижению себестоимости производства бытового газа до минимума.

На слабо спекающихся каменных углях в настоящее время работает лишь один газовый завод в ФРГ. Применение слабо спекающихся углей потребовало предусмотреть в газогенераторе дополнительные устройства — приспособления для механического рыхления верхнего спекающегося горизонта топлива. В опытных конструкциях предусматривается, кроме того, предварительное окисление угля для устранения его спекаемости.

Достаточно убедительных данных о результатах газификации под давлением каменных углей не имеется.

Применение сильно спекающихся углей для газификации под давлением противопоказано конструкцией газогенератора.

Контингент твердых топлив, применяемых для получения технологических газов, значительно шире, чем для получения бытового газа, что находится в связи с наличием нескольких значительно отличающихся друг от друга методов газификации на технологические газы.

В качестве сырья для наиболее производительного метода газификации в кипящем слое пригодны исключительно бурые угли. Из советских бурых углей опытную и промышленную проверки в газогенераторах с кипящим слоем с положительными результатами прошли угли сулюктинский, райчихинский, артемовский и бабаевский. Основное требование к углям, применяемым в газогенераторах с кипящим слоем, — высокая реакционная способность. Каменные угли, обладающие более низкой реакционной способностью, для газификации в кипящем слое оказываются непригодными.

Бурые, а также неспекающиеся и слабо спекающиеся каменные угли в некоторых случаях могут быть использованы для получения технологического газа путем газификации их в стационарном слое на парокислородном дутье. Однако вследствие содержания в этом газе значительных количеств метана, указанный метод имеет весьма ограниченное применение.

Сырьем для периодического процесса водяного газа являются, как известно, кокс, антрацит и полукокс.

Газификация на паровоздушный отопительный газ в отношении угольного сырья является универсальным методом газификации, так как позволяет использовать практически любое, за весьма малыми исключениями, минеральное твердое топливо.

Ниже приводятся сведения о сырьевой базе газификации восточных районов СССР для организации крупного централизованного газоснабжения по схемам комплексного газохимического использования топлива. Это, однако, не исключает возможности использования приведенного материала и для решения задач местного (т. е. заводского) газоснабжения для получения технологического и отопительного газов, а также и бытового газа.

#### БУРОУГОЛЬНЫЕ МЕСТОРОЖДЕНИЯ КАЗАХСКОЙ ССР

Основные запасы бурых углей Казахской ССР сосредоточены в Майкюбенском и Убаганском бассейнах, в месторождениях Михайловском, Байканурском и Кияктинском Карагандинской области, в Восточно-Уральском месторождении Актюбинской области. Свыше 70% запасов бурого угля сосредоточено в Майкюбенском и Убаганском бассейнах.

Майкюбинский бурогольный бассейн расположен в Павлодарской области, в 150 км к ЮЮЗ от г. Павлодара.

В Майкюбенском бассейне наибольший промышленный интерес представляет разведанная в настоящее время шоптыкульская подсвета, заключающая в себе два угольных горизонта мощностью 25 и 45 м.

Шоптыкульское месторождение в настоящее время разрабатывается одним карьером.

Рабочая влажность шоптыкульского угля составляет 20—22%, сухое вещество угля содержит от 12 до 25% золы и 0,4—0,7% серы.

Теплота сгорания рабочего тепла колеблется от 3650 до 4100 ккал/кг. В горючей массе угля содержится (в %):

углерода	75,6
водорода	4,8
азота + кислорода	19,6
летучих веществ	40,45

Полукоксование шоптыкульского угля во вращающейся реторте дает (в расчете на горючую массу) 5,0% смолы.

Шоптыкульский уголь подвергался опытной газификации на паровоздушный газ в б. Всесоюзном научно-исследовательском институте искусственного жидкого топлива и газа (б. ВНИГИ). Доставленный для опытов уголь обладал достаточно высокой механической прочностью и при лежании в штабеле на открытом складе в течение 5 месяцев (февраль—июнь) не обнаружил склонности к интенсивному разрушению.

Газификация угля по общему поведению в газогенераторе и по показателям дала вполне положительные результаты. Теплота сгорания паровоздушного газа колебалась в пределах 1440—1500 ккал/нм<sup>3</sup>.

На базе бурых углей Майкюбенского бассейна (Шоптыкульское месторождение) может быть ориентировано централизованное газоснабжение городов, расположенных в радиусе до 400—500 км, в том числе Павлодара, Караганды, Семипалатинска, Акмолинска, Усть-Каменогорска и др.

Убаганский (Тургайский) бурогольный бассейн в основной своей части расположен в Кустанайской области. Общие предполагаемые запасы Убаганского бассейна определяются 40 млрд. т.

Наиболее полно разведаны месторождения Кушмурунское, Приозерное, Харьковское и Кияктинское, в остальных месторождениях проводятся только предварительные разведки.

Среднее качество товарного угля Кушмурунского месторождения по данным ВТИ может быть охарактеризовано следующими показателями:

W <sup>P</sup>	35,0%	C <sup>r</sup>	72,5%
A <sup>c</sup>	20,0%	H <sup>r</sup>	5,3%
S <sub>об</sub> <sup>c</sup>	2,5%	N <sup>r</sup>	1,1%
V <sup>r</sup>	50,0%	O <sup>r</sup>	18,2%

Теплота сгорания рабочего топлива	3230 ккал/кг
Температура плавления золы кушмурунского угля, °С:	
начало деформации . . . . .	1070
начало плавления . . . . .	1155
жидкоплавкое состояние . . . . .	1185

Угли Кушмурунского месторождения могут быть использованы для газоснабжения Кустаная, Кушмуруна, Соколов-Сарбая и др.

### СРЕДНЕАЗИАТСКИЕ МЕСТОРОЖДЕНИЯ БУРОГО УГЛЯ

Ангренское месторождение бурого угля, наиболее мощное среди многочисленных разведанных угольных месторождений Средней Азии, расположено в 110 км от Ташкента.

Таблица 2

Некоторые характеристики бурых углей Убаганского бассейна по данным ВУГИ

Месторождение	A <sup>c</sup>	V <sup>r</sup>	C <sup>r</sup>	H <sup>r</sup>	S <sup>c</sup> <sub>общ</sub>	Q <sup>r</sup> <sub>0</sub>
Эгинсайское . . . . .	14,7	48	68,3	5,3	2,6	6530
Приозерное . . . . .	18,5	49	70,1	—	1,0	6600
Черниговское . . . . .	29,4	53	67,5	—	0,6	6670
Харьковское . . . . .	22,3	48	70,5	—	0,8	6699
Джаныспайское . . . . .	17,5	43	70,8	4,4	0,6	6470
Кызылталское . . . . .	15,6	55	—	—	1,9	—
Кияктинское . . . . .	20,0	—	—	—	1,5	—

В настоящее время Ангренское месторождение разрабатывается двумя карьерами.

По своей химической природе ангрениские угли относятся к тощим бурым углям. Выход смолы при полукоксовании угля в алюминиевой реторте составляет в среднем из многочисленных определений 3,5% в расчете на горючую массу.

Зольность ангрениского угля сильно колеблется по отдельным пачкам, слагающим пласты месторождения. Наименее зольной является пачка № 8 мощного комплекса. По данным б. ВНИГИ она не превышает 10%.

По данным ряда организаций и по своим исследованиям ВНИГИ дает следующую характеристику ангренискому углю.

Влажность рабочего топлива — 31%. В сухом веществе, угля содержится 18,5% золы и 2,5% серы. Низшая теплота сгорания рабочего топлива 3700 ккал/нм<sup>3</sup>. В горючей массе ангрениского угля содержится (в %):

углерода . . . . .	77,0
водорода . . . . .	3,7
серы . . . . .	3,2
азота + кислорода . . . . .	16,1
летучих веществ . . . . .	33,5

Ангренский уголь имеет низкую механическую прочность и при добыче образует большое количество мелочи; при хранении быстро выветривается.

Случаи промышленного применения ангрениского угля для газификации неизвестны. Некоторые попытки применения его в обычных слоевых газогенераторах для получения паровоздушного газа дали отрицательные результаты вследствие разрушения угля в шахте и создания высокого гидравлического сопротивления.

В 1949 г. специальной комиссией Главгазтопрома были проведены опыты по газификации ангрениского угля на парокислородном дутье под давлением 20 ат с целью получения исходных проектных данных газового завода для бытового газоснабжения Ташкента. Ангренский уголь вследствие своей термической и механической непрочности, оказавшийся непригодным для газификации под атмосферным давлением на паровоздушный газ как сырье для газификации вполне себя оправдал при использовании его в газогенераторе высокого давления. В опытах был достигнут устойчивый процесс и получены вполне удовлетворительные показатели по составу и выходу газа и к. п. д. процесса в целом. Таким образом, была доказана возможность использования ангрениского угля для получения бытового газа. Некоторые (из основных) показатели газификации ангрениского угля под давлением приведены в табл. 1.

Из других разрабатываемых в настоящее время бурогоугольных месторождений Средней Азии можно указать на Кизил-Кийское, Сулюктинское и Шурабское. Однако по ограниченности запасов, а также по недоступности для открытых разработок эти месторождения сырьевой базой для крупного централизованного газоснабжения служить не могут.

Сулюктинский уголь неоднократно применялся для газификации в слоевых стационарных и судовых газогенераторах с хорошими показателями.

При газификации сулюктинского угля на парокислородном дутье в плотном слое был получен газ следующего состава (в %):

CO <sub>2</sub> . . . . .	26,7	CO . . . . .	28,1
H <sub>2</sub> S . . . . .	1,6	H <sub>2</sub> . . . . .	35,8
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	0,5	CH <sub>4</sub> . . . . .	2,6
O <sub>2</sub> . . . . .	0,2	N <sub>2</sub> . . . . .	4,5

Теплота сгорания газа высшая — 2366 ккал/нм<sup>3</sup>.

Хорошие результаты дала также газификация сулюктинского угля воздухом, обогащенным кислородом, в газогенераторе с кипящим слоем, проведенная в Государственном институте азотной промышленности (ГИАП). Средний за длительный пе-



Назаровское бурое угольное месторождение расположено в 5 км от ст. Ададым Ачинск-Минусинской железной дороги, в 50 км от г. Ачинска и в 235 км на запад от Красноярска.

Для Назаровского месторождения характерно неглубокое залегание пластов, что благоприятствует широкому развитию открытой добычи угля по всему месторождению. Мощность пласта колеблется от 2 до 21 м. В настоящее время разрабатывается пласт № 1 — Мощный.

Пласт Мощный разрабатывается одним карьером с проектной мощностью 7,5 млн. т (первая очередь — 1,5 млн. т), и, кроме того, готовится 8 участков для карьерной добычи угля 14—15 млн. т/год.

Назаровский уголь относится к типу тощих бурых углей. Уголь характеризуется высокой влажностью (36—40%), низкой или умеренной зольностью (11—16%) и низкой сернистостью (0,4—0,6%).

Характеристика назаровского угля.

Элементарный состав (в % на горючую массу):	
C . . . . .	69—71
H . . . . .	4,5—4,7
S . . . . .	0,4—0,8
O + N . . . . .	24—25

Теплота сгорания горючей массы . . . . .	6400—6700 ккал/кг
Выход смолы на сухое вещество . . . . .	6,0—6,7%

Зола угля тугоплавка, что видно из следующих данных:

температура деформации . . . . .	1180—1340°
" размягчения . . . . .	1270—1500°
" плавления . . . . .	1280—1500°

В соответствии с данными о плавкости золы угля находятся результаты определения ее шлакообразующей способности, позволяющей отнести золу к типу средней интенсивности шлакования и тугоплавкости.

Представление о термической прочности назаровских углей дают результаты опытной газификации этого угля на паровоздушный газ, проведенной в 1951 г. в Восточном научно-исследовательском институте топливоиспользования (ВНИИТ). Опыты показали, что, превращаясь при нагревании в мелочь, уголь образует большое количество пылевых фракций, препятствующих нормальному газораспределению в слоевом газогенераторе. Гидравлическое сопротивление слоя топлива в газогенераторе при работе на назаровском угле в 1,7 раза превышало таковое для бородинского угля при той же интенсивности газификации. Необходимо отметить, что вопреки этому обстоятельству, осложняющему процессу газификации угля, результаты опытной газификации

фикации в отношении качества паровоздушного газа и интенсивности процесса газификации оказались вполне удовлетворительными.

При опытах был получен паровоздушный газ состава (в %):

CO <sub>2</sub> . . . . .	4,5	H <sub>2</sub> . . . . .	15,3
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	0,2	CH <sub>4</sub> . . . . .	1,6
CO . . . . .	31,6	N <sub>2</sub> . . . . .	46,8

Теплота сгорания газа — 1520 ккал/нм<sup>3</sup>, напряжение сечения шахты — 457 кг/м<sup>2</sup> час.

В опыте газификации назаровского угля в промышленном газогенераторе высокого давления, проведенном во ВНИИ НП в 1957 г. на Щекинском газовом заводе, каких-либо помех обнаружено не было, уголь газифицировался легко и с хорошими показателями.

Ирша-Бородинское месторождение бурого угля расположено в 165 км к востоку от Красноярска, вблизи (25 км) ст. Заозерная Красноярской железной дороги.

Из восьми пластов Ирша-Бородинского месторождения с общей мощностью 41,4 м наиболее мощным ныне разрабатываемым является бородинский пласт, средняя мощность которого составляет 33,3 м. Строение пласта простое, без прослоек; глубина залегания от 2,7 до 20,0 м.

Из всех крупных буроеугольных месторождений Красноярского края Бородинское месторождение является наиболее изученным. Полное опробование месторождения в 1951 г. было проведено во ВНИГИ. В 1953 г. в этом же институте был проведен опыт газификации бородинского угля на паровоздушный газ в промышленном газогенераторе. В 1951 г. Восточным научно-исследовательским институтом топливоиспользования были проведены исследования по газификации некоторых бурых сибирских углей, в том числе и бородинского. По данным всех этих и более поздних исследований аналитическая характеристика бородинского угля может быть представлена в следующем виде (табл. 3).

В дополнение к приведенным характеристикам следует добавить, что бородинский уголь в сравнении со многими другими бурыми углями обладает более высокой реакционной способностью и в этом отношении аналогичен райчихинскому углю, давшему при опытной газификации хорошие результаты.

Данные о плавлении золы бородинского угля представляются в следующем виде:

температура деформации . . . . .	1120—1160°
" размягчения . . . . .	1150—1230°
" плавления . . . . .	1230—1260°

Таким образом, зола бородинского угля относится к классу зол средней плавкости и, как показывают исследования, к типу зол средней интенсивности шлакования.

Таблица 3

## Аналитические характеристики бородинского угля

Вид пробы	W <sup>p</sup>	A <sup>c</sup>	S <sup>c</sup> <sub>общ</sub>	Состав горючей массы, %							Выход смолы на сухое вещество, %	Год исследования
				C	H	N	O	S	V	Q <sub>6</sub>		
Товарная . . .	33,0	16,0	0,3	72,0	5,0	1,3	20,7	1,0	48	6750	5,2	1951
" . . .	30,0	5,0	0,3	72,0	4,9	1,3	20,8	1,0	48	6740	6,0	1953
" . . .	32,1	4,9	0,2	72,3	4,7	1,3	19,4	0,5	48	770	—	1951
" . . .	33,3	8—14	0,3—1,0	71,3	5,0	—	23,7	—	—	6700	—	—
" . . .	—	14,5	0,6	71,4	4,4	—	24,1	—	46	6840	—	1957
Средняя характеристика по ВТИ . . .	33	11	0,8	71	5,0	1,3	21,8	0,9	49	6700	—	1957

Как указывалось выше, бородинский уголь подвергался опытной газификации в плотном слое. Кроме упомянутых исследований, в 1952—1953 гг. б. ВНИГИ и ИГИ АН СССР провели опыты газификации бородинского угля в лабораторном газогенераторе с кипящим слоем. Во всех случаях опытной газификации как в отношении общего поведения угля в газогенераторе, так и в отношении показателей были получены хорошие результаты.

В частности, при газификации в плотном слое на паровоздушный газ ВНИИТ был получен газ следующего состава (в %):

CO <sub>2</sub> . . . . .	3,5
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	0,2
CO . . . . .	33,0
H <sub>2</sub> . . . . .	13,3
CH <sub>4</sub> . . . . .	1,6
N <sub>2</sub> . . . . .	48,4

Теплота сгорания газа — 1535 ккал/нм<sup>3</sup>, напряжение сечения шахты — 570 кг/м<sup>2</sup> час.

Аналогичные показатели при газификации в слое были получены ВНИГИ при газификации в промышленном газогенераторе.

Существенными недостатками бородинского угля, присущими, впрочем, всем бурым углям, являются его низкая механическая и термическая прочность и разрушение с образованием мелочи при лежании в штабелях.

По имеющимся данным выход отдельных ситовых фракций из свежедобытого бородинского угля составляет (в %):

выше 150 мм . . . . .	22,1
150—50 мм . . . . .	23,8
" 50—25 " . . . . .	16,4
" 25—13 " . . . . .	12,6
ниже 13 " . . . . .	25,1

Таким образом, фракций, пригодных для газификации в плотном слое под атмосферным давлением в рядовом свежедобывтом угле, содержится около 75%. Это немало. Однако, принимая во внимание быстрое выветривание угля, нельзя не считаться с образованием дополнительного количества мелочи даже при кратковременном пребывании угля в штабелях.

Для газификации под высоким давлением и в кипящем слое приведенный ситовый анализ бородинского угля не является неблагоприятным.

Что касается термической устойчивости бородинского угля, то, как показывают соответствующие исследования, при термическом разрушении уголь дает мало пылевых фракций и превращается главным образом в зернистый материал. Это выгодно отличает бородинский уголь от многих других бурых углей (богословского, южно-башкирского, назаровского, черновского и др.).

Общее заключение о бородинском угле как сырье для газификации может быть только положительным. По ряду основных характеристик (низкие зольность и сернистость, высокая реакционная способность, умеренная шлакуемость) среди бурых углей он является одним из лучших.

Заканчивая обзор буроугольных месторождений Красноярского края с точки зрения использования этих месторождений в качестве сырьевой базы для организации крупных газовых заводов или комбинатов для централизованного газоснабжения населения, а также промышленности высококалорийным газом, следует отметить, что по существу все месторождения могут оказаться перспективными для производства дешевого газа. Это обеспечивается мощными запасами угля, его вполне удовлетворительным и даже высоким качеством и условиями залегания, позволяющими добывать уголь с минимальной себестоимостью. Экономические подсчеты показывают, что при надлежащем развитии угледобычи в любом из рассмотренных месторождений может быть получен уголь по себестоимости 5—7 руб. за 1 т. При таких условиях высококалорийный газ, получаемый по схеме комплексного газохимического использования топлива, может отпускаться потребителю по цене за калорию в природном газе, а стоимость калории франко-котельная в Красноярске в угле и в газе, получаемая, например на Бородинском месторождении, сравнивается.



Тарбогатайское месторождение бурого угля расположено вблизи г. Петровска Забайкальского. По запасам угля и по условиям его залегания (сильное обводнение) это месторождение как сырьевая база для организации более или менее крупного газового производства малоперспективно.

Технический анализ тарбогатайского угля: влажность рабочего топлива — 26,0%, зольность сухого топлива — 21,0%, содержание серы в сухом веществе угля — 1,3%, выход летучих веществ из горючей массы — 43,0%. Элементарный состав горючей массы (в %):

углерод . . . . .	74,0
водород . . . . .	5,1
кислород+азот+сера . . . . .	20,9
выход смолы (на сухое вещество) . . . . .	3,8—4,8

Высшая теплота сгорания горючей массы — 7150 ккал/кг. ВНИИТ при газификации этого угля в опытном газогенераторе получил газ следующего состава (в %):

CO <sub>2</sub> . . . . .	2,5
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	0,1
CO . . . . .	33,0
H <sub>2</sub> . . . . .	14,9
CH <sub>4</sub> . . . . .	1,7
N <sub>2</sub> . . . . .	47,8

Низшая теплота сгорания газа — 1550 ккал/нм<sup>3</sup>.

Тарбогатайский уголь является хорошим сырьем для газификации, обеспечивает ровный ход газогенератора без шлакования и без значительных потерь с уносом.

Газоснабжение Петровска Забайкальского, как и Улан-Уде, возможно ориентировать только на базе Гусиноозерского месторождения.

### Месторождения бурого угля Читинской области

Запасы бурых углей Читинской области сосредоточены в трех месторождениях, различных по величине и состоянию использования, — в Черновском, Харанорском и Арбагарском.

Черновское месторождение расположено в 20 км от Читы.

Аналитическая характеристика черновского угля приведена в табл. 5.

Таблица 5

Средняя аналитическая характеристика бурых углей Читинской области (данные ВТИ)

Месторождение	W <sup>p</sup>	A <sup>c</sup>	S <sup>c</sup> <sub>об</sub>	Состав горючей массы, %						
				C	H	N	O	S	V	Q <sub>б</sub>
Черновское	33	11	0,7	75,0	5,0	1,2	18,0	0,8	43	7150
Харанорское	40	23	0,8	71,5	4,8	1,2	23,7	0,8	45	6600
Арбагарское	29	32	1,2	69,5	4,9	1,4	22,7	1,5	45	6550

Черновский уголь подвергался неоднократному испытанию на газификацию в укрупненной опытной установке и в промышленных газогенераторах. В отношении общего поведения угля в газогенераторе во всех случаях опыты дали удовлетворительные результаты. Однако термическая неустойчивость черновского угля, обуславливающая его растрескивание с образованием пыли в газогенераторе, осложняет нормальную эксплуатацию газопроводов и очистных устройств, в которых отлагается большое количество фусов. Это обстоятельство вынудило газогенераторную станцию Улан-Удинского паровозостроительного завода, работавшую на черновском угле, перейти к работе на смеси черемховского полукокса (25—40%) и черновского угля (75—60%). Состав паровоздушного газа из черновского угля, полученного при его газификации на опытном газогенераторе, приведен ниже.

Харанорское месторождение расположено в 390 км от Харанор Забайкальской железной дороги.

Следует отметить, что в настоящее время геологическая разведка Харанорского месторождения не закончена, но согласно поисковым работам имеются перспективы значительного развития открытой добычи этих углей.

Сведения о составе харанорского угля приведены в табл. 5.

При газификации угля в опытном лабораторном газогенераторе отмечено трудное протекание процесса газификации вследствие шлакования золы и выноса пыли. Путем тщательного ухода за газогенератором удавалось все же достичь удовлетворительных результатов. Нет сомнения, что при газификации под высоким давлением, как и при газификации в кипящем слое, харанорский уголь может оказаться хорошим сырьем.

Учитывая, что расположенное в непосредственной близости к Чите Черновское месторождение является маломощным, сырьевой базой производства газа для Читы и других городов и населенных пунктов может быть только Харанорское месторождение.

Арбагарское месторождение бурого угля находится в 150 км от г. Сретенска. Данные о его составе приведены в табл. 5.

Состав (в %), теплота сгорания газа, полученного при опытной газификации черновского, харанорского и арбагарского углей (ВНИИТ), приведены ниже.

	Черновский уголь	Харанорский уголь	Арбагарский уголь
CO <sub>2</sub> . . . . .	3,7	3,9	4,8
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	0,3	0,1	0,2
CO . . . . .	32,6	33,3	32,0
H <sub>2</sub> . . . . .	14,5	13,9	15,2
CH <sub>4</sub> . . . . .	1,5	1,6	1,6
N <sub>2</sub> . . . . .	47,4	47,2	46,2
Теплота сгорания низшая, ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	1530	1519	1540



месторождениями являются Липовецкое и Подгородненское Верхне-Суйфунского бассейна.

Липовецкое месторождение расположено в 50 км от Ворошилова Уссурийского. Продуктивная толща месторождения представлена двумя рабочими пластами сложного строения — Рабочим и Мощным.

Пласты Липовецкого месторождения состоят из чередующихся прослоек гумусового угля и рабдописсита. Содержание последнего в пласте составляет в среднем 60%. Рабдописсит содержит от 20 до 37% золы и при полукоксовании дает от 17 до 30% смолы в расчете на горючую массу.

Анализ суммарного липовецкого угля характеризуется следующими цифрами:

Влажность (рабочая) . . . . .	4—10%
Содержание золы в сухом веществе . . . . .	30—45%
Элементарный состав горючей массы (в %):	0,3—0,5%
углерод . . . . .	76,2
водород . . . . .	6,9
азот . . . . .	0,7
кислород+сера . . . . .	16,2
выход летучих . . . . .	40—66

Высшая теплота сгорания горючей массы угля составляет 7900 ккал/кг. Температура плавления золы выше 1500°. Будучи высокобитуминозным топливом, липовецкий уголь является весьма перспективным для переработки его в высококалорийный газ по методу, разработанному ВНИИ НП.

Липовецкое месторождение эксплуатируется в настоящее время одной шахтой мощностью 600 тыс. т/год. Месторождение может разрабатываться открытым способом.

Подгородненское месторождение находится в непосредственной близости к Владивостоку. Подгородненское месторождение эксплуатируется шахтами местной промышленности.

Подгородненский уголь относится к типу тощих. Выход летучих из горючей массы угля составляет 16%, выход смолы при полукоксовании (в расчете на сухое вещество) не достигает 0,5%. Уголь имеет высокую (40—45%) зольность. Плавкость золы характеризуется следующими цифрами:

температура начала деформации . . . . .	1295°
„ размягчения . . . . .	1475°
„ жидкоплавкого состояния . . . . .	1495°

Таким образом, зола подгородненского угля относится к типу тугоплавких.

Влажность угля — 3—4%, содержание серы — 0,3—0,4%. Механическая прочность и термическая устойчивость высокие. Однако при добыче уголь дает много мелочи — выход фракции ниже 12,5 мм составляет 50%, в том числе фракции 4—12,5 мм — 27%. Принимая во внимание высокую механическую

и термическую прочность угля, следует считать, что при надлежащей сортировке угля для газификации могут оказаться фракции выше 4 мм, т. е. около 77% от всего угля.

Элементарный состав (в %) горючей массы подгородненского угля: углерод — 84, водород — 5,1, азот — 0,8, кислород — 9,6, сера — 0,5. Теплота сгорания (высшая) горючей массы — 8135 ккал/кг, рабочего топлива — 4305 ккал/кг.

Подгородненский уголь в 1941 г. был подвергнут опытной газификации на водяной газ в промышленном газогенераторе. Несмотря на высокую зольность угля, опыты дали вполне положительные результаты.

При опытах был получен водяной газ следующего состава (в %):

CO <sub>2</sub> . . . . .	7,1
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	0,1
CO . . . . .	32,2
H <sub>2</sub> . . . . .	52,9
CH <sub>4</sub> . . . . .	1,5
N <sub>2</sub> . . . . .	6,2

Низшая теплота сгорания газа — 2485 ккал/м<sup>3</sup>.

При решении вопроса о газоснабжении Владивостока как один из возможных вариантов такого решения должно быть рассмотрено использование для этих целей подгородненского угля. Газификация этого угля на водяной газ с последующим повышением теплоты сгорания газа до необходимого уровня методом метанирования в данном случае может представить определенный интерес.

Сырьевым резервом для подгородненского угля могут служить тощие угли Суражевского и Сучанского месторождений.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Шишаков Н. В. Основы производства горючих газов. Госэнергоиздат, 1948.
2. Тайц Е. М., Титов Н. Г., Шишаков Н. В. Методы оценки ископаемых углей как сырья для промышленного использования. Углетехиздат, 1953.
3. Письмен М. К. Газификация бурых углей в «кипящем слое». Сб. «Газификация твердых топлив». Гостоптехиздат, 1957.
4. Кархов Н. В. Газификация мелкозернистого топлива в газогенераторах ГИАП. Сб. «Газификация твердых топлив». Гостоптехиздат, 1957.
5. Илек Я. Новые способы газификации кислородом. Перевод с чешского. Гостоптехиздат, 1957.
6. Баланс запасов полезных ископаемых СССР на 1 января 1956 г. Госгеологоиздат, 1956.
7. Ангренинский уголь. Отчет ВНИГИ, 1946.
8. Ионов Н. В. Физико-химические свойства углей месторождения Ангрэн. Изд. Узбекского филиала АН СССР, 1942.
9. Шишаков Н. В. Газификация шоптыкульского угля на паровоздушный газ, 1940.
10. Шишаков Н. В. Угли Красноярского края как сырье для газификации. Сборник трудов СОПС АН СССР, 1957.
11. Скрипка Л. В. Итатское угольное месторождение. Углетехиздат, 1957.

12. Шишаков Н. В., Вендров И. Л. Газификация бородинского угля на паровоздушный газ. Отчет ВНИИ НП, 1953.
13. Матвеева И. И. Исследование углей ровых месторождений Иркутского бассейна. Отчет ВНИГИ, 1953.
14. Никитин Д. И. Газификация полукокса черемховского угля. Отчет ВНИГИ, 1947.
15. Проект норм теплового расчета котельных агрегатов. Теплоэнергетика, № 2, 1954.
16. Промышленная классификация углей. Угли Урала и Восточной Сибири, Ин-т горючих ископаемых АН СССР. Министерство угольной промышленности СССР, 1951—1953.
17. Ларина В. А. Химия углей Забайкалья. Изв. физико-математического факультета Иркутского Государственного университета, т. I, 1953.
18. Матвеева И. И. Характеристика углей Черновского месторождения. Отчет ВНИГИ, 1947.
19. Шишаков Н. В., Брискина А. Н. Получение генераторного газа из райчихинского угля. Отчет ВНИГИ, 1936.
20. Решетин Н. И. и др. Основные свойства кушмурунских углей. «За экономию топлива», № 8, 1950.
21. Зикеев Т. А. Характеристика угля Кушмурунского месторождения. Электрические станции, № 9, 1957.
22. Яворский В. И. Новые угли Кузбасса. Уголь, № 4—5, 1945.
23. Безрадецкий Г. Н. Физико-химические свойства каменноугольных коксов СССР. Отчет ВНИГИ, 1940.
24. Зильберг, Ермузевич. Антрацитовые угли Горловского каменноугольного бассейна Западно-Сибирского края. Химия твердого топлива, т. VI, 1925.
25. Зикеев Т. А. Справочник по качеству ископаемых углей и горючих сланцев Советского Союза. Углетехиздат, 1957.
26. Шишаков Н. В. Газификация подгородненского угля на водяной газ. Отчет ВНИГИ, 1941.

В. В. ЛЕБЕДЕВ, И. Ф. БОГДАНОВ

## НАПРАВЛЕНИЯ ПЕРЕРАБОТКИ ИСКУССТВЕННЫХ ГАЗОВ С ЦЕЛЮ ПОЛУЧЕНИЯ ХИМИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ

Решение проблемы газохимического использования твердых топлив должно идти двумя путями.

В настоящее время в промышленности осуществлены различные методы газификации широкой гаммы топлив и многие химические синтезы на основе окиси углерода и водорода. Первый путь, следовательно, сводится к технико-экономическому исследованию возможности и целесообразности совмещения тех или иных методов газификации с синтезом химических продуктов в одном комплексе газохимического комбината [1].

Второй путь решения проблемы газохимического использования твердых топлив должен быть направлен на развитие научных исследований для расширения сырьевой базы газификации, на изучение и регулирование процесса газификации для получения газов заданного состава, на разработку новых способов очистки газов и на решение химической части проблемы. Химическая часть проблемы должна решаться в направлении создания новых синтезов и изучения синтезов из газов некондиционного состава.

Развитие промышленности синтеза на базе окиси углерода и водорода шло по пути получения различных химических продуктов из синтез-газов с заданным составом и с соответствующей степенью очистки от инертных и вредных примесей.

Переработка газов в химические продукты складывается из подготовки синтез-газа и проведения процесса синтеза.

Переработка и подготовка газов для синтеза составляют специальную область, на которой мы здесь останавливаться не будем.

Осуществление синтеза химических продуктов на базе генераторных и других промышленных газов без их специальной подготовки по составу значительно упростит и удешевит производство химических продуктов. Газы, поступающие на синтез, требуют только очистки от вредных и загрязняющих примесей.

Изучение химических синтезов на базе генераторных и других промышленных газов, имеющих некондиционный состав,

составляет основную задачу решения химической части проблемы газохимического использования топлив. Осуществление этих работ позволит расширить сырьевую базу для производства ценных химических продуктов и использовать для синтеза бедные газы, содержащие много балласта и окиси углерода, таких, как воздушный генераторный газ, газ подземной газификации, доменный газ и др. Возможность осуществления синтезов химических продуктов из газов некондиционного состава почти не изучалась.

В промышленности на основе газов кондиционного состава осуществлены синтезы метилового спирта, аммиака, мочевины, формальдегида, синильной кислоты, полиэтилена, парафина, воска, жидкого топлива и пр.; многие синтезы из газов находятся в стадии внедрения.

Несмотря на крупные успехи промышленности переработки газов на ценное химическое сырье, все же масштабы ее еще недостаточны.

Ассортимент синтезируемых веществ необходимо расширить в десятки раз, чему будет способствовать разработка синтезов из газов некондиционного состава. Кроме того, возможности синтезов на основе окиси углерода и водорода еще далеко не исчерпаны, на основе  $\text{CO}_2$  — почти не изучены. В этом направлении предстоит еще большая научно-исследовательская работа. Технологическое использование бедных газов в значительной степени связано также с проблемой производства дешевого водорода.

Большие возможности повышения экономики синтезов из газов лежат также и в сочетании синтезов нескольких химических продуктов.

Из изложенного видно, что разрешение химической части проблемы газохимического использования твердых топлив позволит решить вопрос экономически выгодного сочетания процессов газификации и химического синтеза. Кроме того, это дает возможность использовать для синтеза и производства водорода отбросные промышленные газы, имеющие малую энергетическую ценность ввиду содержания в них большого количества балласта.

В настоящей работе рассматривается возможность использования газов различного, в том числе некондиционного состава, полученных на основе твердых горючих ископаемых, для синтеза различных химических продуктов.

#### ХАРАКТЕРИСТИКА ГОРЮЧИХ ГАЗОВ КАК СЫРЬЯ ДЛЯ ХИМИЧЕСКИХ СИНТЕЗОВ

В горючих газах, полученных из твердых топлив, в больших или меньших количествах содержатся окись и двуокись углерода, на основе которых могут быть осуществлены синтезы многих ценных химических продуктов. Окись углерода может при-

соединяться к различным непредельным соединениям, образуя кислородные соединения (оксосинтез); она может быть использована как восстановитель для получения водорода различными способами, взаимодействовать с водородом и водой, образуя большое количество органических соединений, и т. д.

Гидрирование двуокиси углерода протекает с образованием углеводородов, спиртов и других кислородных соединений.

Однако особенно большое практическое значение приобрел синтез продуктов на основе окиси углерода и водорода, открытый в начале XX в. Сабатье (1902 г.) и Орловым (1908 г.) [2]. В зависимости от условий синтеза из окиси углерода и водорода могут быть получены продукты различного состава. Помимо катализаторов и физико-химических условий, на результаты синтеза существенное влияние оказывает состав синтез-газа; отношение  $\text{H}_2 : \text{CO}$  в исходной газовой смеси, содержание балласта и примесей.

Поэтому в зависимости от содержания окиси и двуокиси углерода, водорода и балласта промышленные газы в различной степени могут быть использованы в качестве технологического сырья для проведения различных химических процессов.

Существует несколько классификаций горючих газов, получаемых из твердых топлив, однако они в большинстве характеризуют газы как энергетическое и бытовое топливо. В имеющихся технологических классификациях газов не представлены полностью все промышленные газы, иногда совсем отсутствуют отбросные газы. В то же время использование для химических синтезов многобалластных газов представляет значительный практический интерес. Не всегда существующие технологические классификации дают представление о газе, как о сырье для осуществления различных химических синтезов. Так, например, в одной из последних технологических классификаций горючих газов в основу классификации положено потенциальное содержание водорода в газах [3]. Такая классификация далеко не полностью характеризует газы как сырье для химических синтезов на базе окиси углерода и водорода.

В дальнейшем принята технологическая классификация искусственных горючих газов, разработанная в ИГИ АН СССР в 1957 г. [4]. В основу этой классификации (табл. 1) положены содержание балласта в горючих газах и имеющееся отношение водорода и окиси углерода ( $\text{H}_2 : \text{CO}$ ).

При синтезе большого числа химических продуктов на основе окиси углерода и водорода требуется, чтобы в газе содержалось небольшое количество балласта и отношение  $\text{H}_2 : \text{CO}$  было от 1 до 3. Из приведенной технологической классификации видно, что этому требованию удовлетворяет большая часть газов, содержащихся в подгруппе А I группы.

Обычно для синтеза на основе  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  используют водяной или парокислородный газ, имеющий отношение  $\text{H}_2 : \text{CO}$  1—1,5.

Технологическая классификация искусственных газов

Газ	Отношение $H_2/CO$	Содержание балласта, %	Отношение $H_2/CO_2$	Состав газа, % объемы.						
				$H_2$	$CO$	$CO_2$	$CH_4$	$\frac{C_n H_m}{C_n H_m + 2}$	$O_2$	$N_2$
<b>I. С малым содержанием балласта (до 40%)</b>										
<b>A. С отношением <math>H_2:CO &gt; 1</math>:</b>										
коксовый	9,3	38,0	18,8	56,0	6,0	3,0	22,0	2,0	1,0	10,0
получаемый при газификации бурого угля при давлении 20 ат	3,1	26,0	18,7	56,0	18,0	3,0	18,0	0,7	0,3	4,0
(после отмычки $CO_2$ )	1,7	26,0	8,07	46,0	27,0	15,0	8,0	0,8	0,2	3,0
двойной водяной	1,5	27,4	1,68	43,7	29,1	25,9	0,9	—	0,2	0,4
парокислородный из бурого угля	1,34	11,0	8,1	51,0	38,0	6,3	0,5	5,0	0,2	4,0
водяной	1,15	28,8	1,91	39,0	34,0	20,3	3,0	—	0,2	3,0
парокислородный	0,51	9,0	4,4	31,0	61,0	7,0	1,0	—	—	1,0
парокислородный из газогенератора с жидким шлакоудалением	0,44	10,0	4,25	27,5	62,5	6,5	3,5	—	—	—
карбиловых печей	0,29	34,1	1,14	14,9	51,0	13,1	4,5	0,9	—	15,6
торфодоменного процесса (кусковой торф, в дутье 59% $O_2$ )	0,15	23,0	0,45	10,0	67,0	22,0	0,5	—	—	0,5
колошниковый газ электрических печей	0,1	7,56	0,1	8,76	83,64	5,57	—	—	—	1,99
углекислотно-кислородный из газогенератора с жидким шлакоудалением										
<b>II. С высоким содержанием балласта (больше 40%)</b>										
<b>A. С отношением <math>H_2:CO &gt; 1</math>:</b>										
подземной газификации углей	2,8	71,5	1,1	21,0	7,5	19,0	—	—	—	52,5
получаемый при газификации бурого угля при давлении 20 ат	2,68	45,7	1,2	39,9	14,4	33,5	9,8	0,7	0,2	1,5
(до отмычки $CO_2$ )	1,0	82,0	0,69	9,0	9,0	13,0	34,0	7,0	0,2	7,8
полукочковый из каменных углей	0,62	66,0	1,3	13,0	21,0	10,0	1,0	—	—	55,0
воздушный из бурого угля при газификации в кипящем слое	0,53	67,87	1,1	10,85	20,32	9,85	1,88	0,75	0,2	56,1
воздушный из фрезерного торфа при газификации во взвешенном слое	0,48	55,8	2,16	13,0	27,0	6,0	0,6	—	—	49,0
генераторный из тощих топлив	0,43	93,7	0,1	1,3	5,0	17,5	—	—	—	76,0
прод. во шты коксовый (при процессе водяного газа)	0,43	67,0	1,1	10,0	23,0	9,0	0,3	—	—	57,7
воздушный из кокса при газификации в кипящем слое	0,3	65,0	0,67	8,0	27,0	12,0	1,8	—	—	51,2
доменный (древесноугольный)	0,26	43,7	0,9	11,6	44,3	12,9	3,9	1,1	—	25,8
торфодоменного процесса (кусковой торф в дутье 40% $O_2$ )	0,26	88,9	0,16	2,3	8,8	14,5	0,2	—	—	74,0
продувочный (антрацит при процессе водяного газа)	0,1	69,3	0,26	2,7	28,0	10,5	0,3	—	—	58,5
доменный (коксовый)										

Если требуется большее содержание водорода, то, как известно, водяной газ частично конвертируется, что приводит к значительному удорожанию получаемого таким способом синтез-газа.

Для получения высококачественного технологического газа возникла необходимость применения парокислородного и углекислотно-кислородного дутья, а также изучения и развития газификации под давлением.

Газы, получаемые на парокислородном дутье из бурых углей и бурого угольного полукокса под давлением, являются хорошим сырьем для синтеза из окислов углерода. Использование этих газов для синтеза очень перспективно, так как позволяет проводить синтез ценных химических продуктов под давлением [5]. Присутствие в этих газах до 15—18% метана не мешает проведению синтеза, а высококалорийный остаточный газ может быть использован для бытового газоснабжения.

Содержание в газе до 15% углекислоты не влияет на протекание синтеза углеводородов из  $CO$  и  $H_2$ , но углекислоту необходимо отмыкать, чтобы избежать коррозии аппаратуры. Однако вместо отмычки газа от  $CO_2$  можно осуществить синтез углеводородов на основе двуокиси углерода. В этом направлении следует проводить работы.

Таким образом, на основе газов подгруппы А без их специальной переработки можно осуществлять многочисленные химические синтезы.

В подгруппу В входят газы с отношением  $H_2:CO < 1$

Особый интерес представляют газы, получаемые на парокислородном и углекислотно-кислородном дутье в газогенераторах с жидким шлакоудалением. Таким способом получают ценные технологические газы, содержащие от 60—90% окиси углерода и до 97%  $CO + H_2$ .

И хотя в газах подгруппы В соотношение  $H_2:CO < 1$ , они являются ценным сырьем для проведения синтезов на основе окиси углерода и водяного пара. Кроме того, смешивая эти газы с водяным газом, можно получить практически смеси с любым отношением  $H_2:CO$ .

Для широкого применения синтеза из  $CO$  и  $H_2$  в промышленности имеет большое значение возможность осуществления синтеза из бедных газов с большим содержанием балласта — азота, метана и пр. В приводимой классификации эти газы относятся ко II группе.

Имеющиеся работы показывают, что многобалластные газы могут быть использованы для осуществления синтеза по Фишеру—Тропшу, если в них содержание балласта снизить до 40% и повысить соотношение  $H_2:CO$  до 1.

Такие газы, как газ подземной газификации, имеющий отношение  $H_2:CO = 2,8$  и 52,5% балласта, могут быть использованы для синтеза, если в них повысить содержание окиси

углерода. Это можно осуществить смешением газов и реконверсией  $\text{CO}_2$ .

Генераторные газы из битуминозных и тощих топлив, имеющие отношение  $\text{H}_2 : \text{CO}_2 = 1,86$  и  $2,16$ , и газ подземной газификации с отношением  $\text{H}_2 : \text{CO}_2 \cong 1$  также в некоторых случаях могут использоваться для синтеза.

Большие возможности для осуществления синтезов из воздушных генераторных газов могут дать проведение процессов с  $\text{CO}$  и водяным паром и обогащение этих газов водородом, полученным по новым методам.

## СИНТЕЗ ИЗ ГАЗОВ С МАЛЫМ СОДЕРЖАНИЕМ БАЛЛАСТА

### Газы с отношением $\text{H}_2 : \text{CO} > 1$

Промышленная разработка синтеза на основе  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  была начата в Германии Фишером и Тропшем в 20-х годах [6].

В зависимости от условий из окиси углерода и водорода получают смеси органических соединений, содержащие то или иное количество насыщенных и этиленовых углеводородов нормального и изостроения, спиртов, альдегидов, кетонов и кислот. При этом требуется газ с малым содержанием балласта и отношением  $\text{H}_2 : \text{CO}$  от 1 до 2, тщательно очищенный от контактных ядов.

Первые работы по синтезу проводились с кобальт-ториевым катализатором при  $180-200^\circ$  и скорости исходного синтез-газа ( $1\text{CO} + 2\text{H}_2$ ) 60—100 объемов на объем катализатора в час.

Практически на заводах из  $1 \text{ м}^3$  смеси  $1\text{CO} + 2\text{H}_2$  получали выход углеводородов ( $\text{C}_3$  и выше) до 150 г.

При синтезе в обычных условиях получают углеводороды нормального строения. Это и обуславливает низкое качество получаемого бензина.

Гораздо более ценными продуктами синтеза являются дизельное топливо и парафин: дизельное топливо благодаря высокому цетановому числу, а парафин как сырье для получения путем окисления жирных кислот, используемых для приготовления мыла.

Повышение давления до 6 ат резко увеличивает выход парафина и уменьшает выход бензина. Давление 16 ат является оптимальным для данных условий синтеза. Дальнейшее повышение давления ухудшает процесс. Опытные работы по усовершенствованию синтеза проводились в заводских условиях в ряде стран [8, 9, 10]. Основное назначение этих заводов — изыскание более рациональных методов получения наряду с жидким топливом различных химических продуктов. Неудивительно, что некоторые из них после отработки процесса перешли на выработку других продуктов.

В настоящее время, пожалуй, единственным крупным промышленным заводом по синтезу из  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  следует считать завод фирмы Сасол, построенный в Южной Африке близ города Йоганенсбурга [5]. Заводы синтеза сейчас начинают строить и другие страны (Индия и др.). Это говорит о том, что синтез жидкого топлива и химических продуктов из  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  в определенных условиях заслуживает внимания.

В данное время, когда имеются еще достаточные запасы нефти, нет надобности направлять синтез в сторону получения жидкого топлива.

Поэтому в настоящее время проводятся работы по повышению рентабельности синтеза, подбирая катализаторы и условия (давление, температуру), синтез направляют в сторону образования более ценных продуктов — этилового спирта и высших спиртов, кислот, а также изопарафиновых углеводородов, дающих бензин с высоким октановым числом.

Разрабатываются способы ведения процесса на бедных технологических газах с высоким содержанием инертных газов: азота, метана и углекислоты, о чем будет сказано ниже.

После войны были начаты большие исследования в области разработки активных железных катализаторов [7]. Достоинством железных катализаторов является то, что они могут работать в более широком диапазоне температур ( $200-325^\circ$ ), для них необязателен строгий контроль состава синтез-газа, так как они могут работать и на газе состава  $\text{H}_2 : \text{CO} = 1 : 1$ ; высокое давление синтез-газа не только не разрушает катализатор, но благоприятствует процессу синтеза. В то же время ведение синтеза под давлением может существенно изменить характер синтезируемых продуктов. С ростом давления выход парафина повышается, а бензиновых и дизельных фракций понижается. На содержание непредельных углеводородов давление почти не оказывает влияния.

Получающиеся при средних температурах синтеза парафиновые углеводороды обычно имеют нормальное строение.

Многие преимущества железных катализаторов способствовали развращиванию исследования активирующих добавок к катализатору и его стабильности. В качестве активирующих добавок применяют окислы меди и щелочных металлов. Наиболее эффективным способом повышения устойчивости железного катализатора против окисления является перевод катализатора в форму нитрида и карбида [12—16].

Важным свойством железного катализатора является также то, что для него характерна линейная зависимость скорости реакции от парциального давления  $\text{CO}$ . Это дает возможность вести синтезы с газами, разбавленными инертными компонентами.

Испытание железного катализатора было проведено в заводских условиях [11]. Катализатор имел состав: общее количество

$Fe^{+3}$  — 69,2%;  $F^{+2}$  — 39,5%;  $MgO$  — 4,6%;  $K_2O$  — 0,6%;  $SiO_2$  — 0,9%. Этот катализатор восстанавливали затем водородом при 800—1000° и после охлаждения заливали маслом. Степень восстановления катализатора была 85—95%. На указанном катализаторе на опытном заводе получали от 6 до 9,5 м<sup>3</sup> жидких продуктов в день. Продукт состоял на 90% из углеводородов.

При разгонке жидкого продукта было получено 70% бензина, 10% дизельного топлива, 10% тяжелого дистиллята и 10% восков. Бензин с 2 мл ТЭС имел октановое число 93, а дизельное топливо после щелочной обработки имело цетановое число от 65 до 80, в то время как нефтяное топливо имело от 45 до 50.

#### Химизация синтеза

Экономика органического синтеза из  $CO$  и  $H_2$  очень зависит от характера продуктов синтеза. Если синтез направлен на получение сравнительно дешевого продукта — жидкого топлива, то расходы по синтезу значительно превосходят стоимость продукта синтеза. Однако ценной особенностью синтеза из  $CO$  и  $H_2$  является возможность направления процесса на образование не только жидких топлив и твердых углеводородов, но и на образование веществ, применяемых в качестве химического сырья. Стоимость многих из таких веществ весьма высока, что дает возможность повысить рентабельность процесса синтеза в целом.

Так, изменением условий процесса и катализатора синтез может быть направлен на получение в качестве главного продукта: 1) метилового спирта; 2) этилового спирта; 3) высших спиртов; 4) парафина; 5) восков; 6) углеводородов изостроения; 7) непредельных углеводородов; 8) альдегидов и кетонов; 9) органических кислот; 10) эфиров.

Даже такое большое число продуктов синтеза не исчерпывает всех возможностей этого процесса, что указывает на перспективность органического синтеза из газов. Так, например, рентабельность завода синтеза фирмы Сасол [5] будет обеспечиваться не только тем, что завод будет вырабатывать значительные количества жидкого топлива, но и тем, что он будет давать ежегодно еще (в млн. л) метанола 0,82, этанола 17,8, пропанола 9,9, бутанола 4,0, ацетона 1,0, метилэтилкетона 1,2, бензола 2,5, толуола и ксилола по 1,2 пропиточного креозота 4,7, жидких углеводородных газов 1,2 и ряд других продуктов.

Из химических продуктов синтеза из газов наибольшее внимание привлекает синтез спиртов, альдегидов, углеводородов изостроения, парафина и восков.

При синтезе с кобальтовым катализатором при атмосферном давлении образуется лишь сравнительно небольшое количество кислородных соединений, с железным катализатором количество спиртов возрастает с увеличением линейной скорости циркуля-

ционного газа, давления и температуры. С этим катализатором при 180—200°, давлении 10 ат и скорости 100 л/час с газом состава  $H_2 : CO = 1 : 1$  и содержанием 10% инертных компонентов был получен продукт, приведенный в табл. 2.

Таблица 2

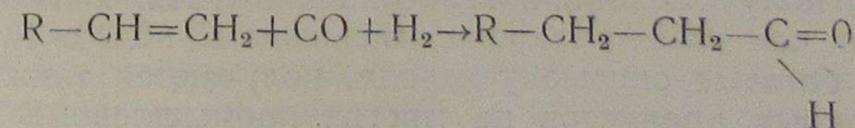
Состав продуктов синтеза, полученных с железным катализатором

Показатели	Фракции		
	до 200°	200—320°	>320°
Выход, % от продукта	69,0	20,9	8,6
Содержание, % объемн.:			
кислоты . . . . .	0,2	0,1	0,2
сложные эфиры . . . . .	3,6	14,4	25,3
спирты . . . . .	51,8	42,7	33,7
альдегиды . . . . .	5,6	5,1	2,8
всего кислородных соединений . . . . .	61,2	62,3	62,0
олефины . . . . .	30,0	28,5	24,5
другие углеводороды . . . . .	8,8	9,2	13,8

Еще лучшие результаты были получены на специальном катализаторе, предложенном для синтеза этилового спирта. Этот катализатор получен сплавлением 89,5% железного порошка, 2,24% двуокиси титана, 2,24% порошка кремния и 1,8% гидроокиси калия. Катализатор затем восстанавливали водородом при 650° в течение 3 суток со скоростью 600—700 л/час.

Синтез спиртов с этим катализатором проводили со смесью  $CO + 3,5H_2$ , т. е. еще более обогащенной водородом. Условия синтеза: температура 290—320°, давление 180 ат. Половину всех полученных продуктов синтеза составляли спирты, из них 50% растворялось в воде. Продукт синтеза (10% влаги) содержал: ацетальдегида 2—3%, ацетона 3—5%, метанола 10—15%, этилового спирта 60—70%, высших спиртов 10—15% [7].

Для синтеза высших спиртов применяют те же катализаторы, что и для синтеза метанола, но активируют их щелочами и применяют меньшие скорости газа и более высокие температуры. Синтез кислородных соединений может быть направлен специально на образование альдегидов и кетонов. Этот процесс получил название оксосинтеза. Альдегиды образуются при взаимодействии окиси углерода и водорода с этиленовыми углеводородами по схеме:



При этом происходит удлинение углеродной цепи олефина.

Группа  $\begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{C} \\ \diagdown \\ \text{H} \end{array}$  присоединяется не только к группе  $\text{CH}_2$  олефина,

но и  $\text{CH}$ , давая альдегид изостроения. Обычно получается примерно 60% альдегидов разветвленного строения и 40% альдегидов с прямой цепью [7].

Известно, что увеличение количества разветвленных углеводородов значительно повышает октановое число топлива. С этой целью начали разрабатывать методы синтеза, при которых в конечных продуктах синтеза содержится значительно больше разветвленных углеводородов [17].

Было установлено, что лучше всего катализируют синтез разветвленных углеводородов трудно восстанавливаемые окиси, главным образом окись тория. Процесс этого требует высоких температур ( $420\text{--}450^\circ$ ) и высоких давлений ( $100\text{--}1000\text{ ат}$ ).

Исходный газ для синтеза должен иметь отношение  $\text{H}_2 : \text{CO} = 1,2 : 1$ . Повышение содержания водорода вызывает увеличение образования метана, а понижение — уменьшение общего выхода жидких продуктов.

Объемная скорость при синтезе может колебаться от 500 до  $1000\text{ час.}^{-1}$ . Изменение температуры и давления также оказывает существенное влияние на протекание синтеза. Повышение температуры до  $420\text{--}450^\circ$  ведет к образованию углеводородов, а выше  $450^\circ$  — к значительному отложению углерода на катализаторе.

Из литературных данных следует, что условия проведения изосинтеза разработаны мало и требуют дальнейшей исследовательской работы.

Большие возможности по получению жидких топлив и различных химических продуктов дает разрабатываемый в последние годы синтез углеводородов из  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  в жидкой фазе, на котором мы остановимся подробнее ниже [18, 19].

Весьма интересные работы проводятся по изучению синтеза из окиси углерода и водорода на природных силикатных минералах [20]. Показано, что при использовании талька и кизельгура в качестве катализаторов образуются преимущественно жидкие углеводороды с хорошим выходом. Использование силикатных катализаторов открывает новые пути в развитии химического синтеза на основе окиси углерода и водорода.

### Газы с отношением $\text{H}_2 : \text{CO} < 1$

Газы с отношением  $\text{H}_2 : \text{CO} < 1$ , или газы, богатые окисью углерода, получаемые при газификации углей, являются более дешевыми, чем газы, имеющие отношение  $\text{H}_2 : \text{CO} > 1$ .

Газы, богатые окисью углерода, получают также в качестве побочных продуктов на многих промышленных производ-

ствах. Поэтому их использование для синтезов представляет большой интерес, так как значительно расширяет сырьевую базу химической промышленности.

При синтезах из газов, богатых окисью углерода, получают продукты, в которых содержание олефиновых углеводородов значительно больше, чем в продуктах синтеза из газов, богатых водородом. Это имеет большое значение при дальнейшей химической переработке продуктов синтеза и для производства моторных топлив.

Кроме того, при синтезе из газов, богатых водородом, всегда в качестве побочного продукта получается метан, что снижает выход более ценных химических продуктов.

Пути использования газов с отношением  $\text{H}_2 : \text{CO} < 1$  могут быть различными. Их можно смешивать с газами, богатыми водородом, частично конвертировать для обогащения водородом (отношение  $\text{H}_2 : \text{CO}$  в газе до  $1\text{--}2$ ) и получать на их основе водород в металлопаровом процессе [21], который также можно использовать для обогащения газов водородом.

Однако, как указывалось выше, более ценным является использование этих газов для синтеза без дополнительной переработки. Для этого можно использовать разрабатываемые в последние годы жидкофазный синтез и синтез на основе окиси углерода и водяного пара [22, 23, 24]. Основной особенностью жидкофазного синтеза является возможность переработки газов с любым отношением  $\text{H}_2 : \text{CO}$  и, в частности, газов, богатых окисью углерода [25]. Процесс основан на том, что синтез-газ пропускают в виде пузырьков через стационарный слой жидких углеводородов, в котором суспендирован мелкозернистый железный катализатор. Катализатор газовым потоком распределяется равномерно по всему слою жидкости.

Установлено, что при  $268^\circ$ ,  $P = 12\text{ ат}$  и отношении  $\text{CO} : \text{H}_2 = 1,5$  на мелкозернистом железном контакте достигается превращение  $9\text{ л/час}$  смеси  $\text{CO} + \text{H}_2$  на  $1\text{ г}$  Fe. При этом степень превращения за одну ступень с прямым проходом достигает 90%, октановое число бензина 83.

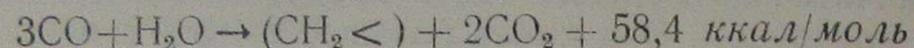
Полученные результаты показывают, что выход продуктов в единицу времени на единицу объема при синтезе в жидкой фазе в 4—5 раз выше, чем при синтезе на кобальтовом катализаторе. Изменяя только катализатор и работая в одну ступень, из одинакового синтез-газа можно получать широкую гамму продуктов с разнообразным по желанию составом.

Жидкофазный процесс благодаря высокой производительности, селективности и гибкости в управлении является перспективным новым процессом синтеза углеводородов на основе окиси углерода и водорода.

Другой многообещающий путь использования газов, богатых окисью углерода, — это сочетание органического синтеза с кон-

версией в одном процессе, т. е. проведение синтеза из окиси углерода не с водородом, а с водяным паром [22, 23, 24].

Реакция взаимодействия окиси углерода с водяным паром в зависимости от условий и катализатора может протекать по уравнению



Термодинамические расчеты этого процесса, проведенные в ИГИ АН СССР [12], показали, что синтез на базе CO и H<sub>2</sub>O термодинамически более благоприятен, чем обычный синтез по Фишеру—Тропшу.

Экспериментальные исследования этого процесса были проведены на лабораторной установке при температурах 150—400°, нормальном или высоком давлении с железным, никелевым, кобальтовым и другими катализаторами на газе состава H<sub>2</sub>O : CO от 1 : 3 до 1 : 2. Синтез опробован и на полупромышленной установке [24].

Опыты показали, что взаимодействие CO и водяного пара идет весьма гладко и приводит к почти полному превращению CO в одну стадию. Выход продукта достигает до 216 г на 1 м<sup>3</sup> CO. Продукты синтеза состоят из метана, парафиновых и олефиновых углеводородов, твердого парафина, кислородных соединений. Катализатор работал более 1000 час., производительность его до 7 л/час газа на 1 г Fe, степень конверсии CO 90%.

Опыты показали также, что весьма важно вести процесс при точном соотношении реагентов. Избыток того или другого реагента вредно действует на катализатор. При избытке окиси углерода катализатор блокируется оседающим на нем парафином, а при избытке пара катализатор окисляется. Хотя синтез идет в широком температурном диапазоне, но оптимальные результаты были получены в узком интервале 220—230°. При этой температуре превращение CO достигает 95—98%, а образование метана в случае восстановленного железного катализатора составляло только 2,5—6% от общего количества углеводородов.

Испытано влияние давления на ход процесса. Оказалось, что давление сильно благоприятствует увеличению выхода продукта, хотя степень конверсии остается почти та же. Кроме того, влияние давления проявляется в изменении природы продукта. Давление, как это видно из табл. 3, благоприятствовало образованию спиртов.

В полученной при 100 ат смеси спиртов примерно 80% приходилось на этиловый спирт. В табл. 4 дано сравнение продуктов, полученных при атмосферном давлении и 100 ат (235—238°).

Как видно из табл. 4, при высоком давлении снижалось количество легких газов и жидких продуктов. Для синтеза пригоден всякий богатый окисью углерода газ, очищенный от серни-

Таблица 3

Влияние давления на выход и состав продуктов синтеза из CO и H<sub>2</sub>O

Давление, ат	Степень превращения CO, %	Выход продуктов, г/м <sup>3</sup> CO	Содержание спиртов, % вес.
0	94,0	163,2	0,1
10	92,0	168,5	0,4
30	92,5	175,5	3,0
50	92,6	174,0	5,2
70	96,0	195,0	12,1
100	91,5	216,0	29,5

Таблица 4

Продукты синтеза из CO и H<sub>2</sub>O при разных давлениях

Фракция	Выход при 1 ат		Выход при 100 ат	
	г/м <sup>3</sup> CO	% вес.	г/м <sup>3</sup>	% вес.
C <sub>1</sub> —C <sub>2</sub> . . . . .	26,6	16,2	23,1	10,7
C <sub>3</sub> —C <sub>4</sub> . . . . .	25,0	15,2	38,0	17,6
30—200° . . . . .	66,8	40,7	60,0	27,8
Выше 200° . . . . .	31,9	19,4	12,4	5,7
Парафин . . . . .	12,9	8,5	18,8	8,7
Спирты . . . . .	0	0	63,7	29,5
Всего . . . . .	163,2	100	216,0	100

стых соединений, смол и смолообразующих веществ. Наличие водорода не мешает синтезу. Однако процесс будет более экономичным при использовании бедных водородом газов. Проведен синтез на колошниковом газе, содержащем 28—30% CO и 55—60% N<sub>2</sub>.

Условия опыта. Fe — катализатор; температура 235°; давление 10 ат; отношение H<sub>2</sub>O : CO = 1 : 3; скорость газа 100—200 л/час; состав газа:

	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
исходный газ . . . . .	29,0	0	1,0	70,0
отходящий „ . . . . .	1,1	17,45	2,4	76,9

Получено углеводородов 195 г/м<sup>3</sup> CO; степень конверсии 97%.

Таковы известные результаты по изучению этого многообещающего синтеза, испытываемого сейчас в полужаводском масштабе. Особенно важным является возможность его осуществления на газах, содержащих большое количество балласта.

### СИНТЕЗ ИЗ ГАЗОВ С БОЛЬШИМ СОДЕРЖАНИЕМ БАЛЛАСТА (> 40%)

Для широкого применения синтеза из окислов углерода в промышленности имеют большое значение возможность и эффективность синтеза из газов с большим содержанием инертных компонентов — азота, углекислоты и метана. При решении этой задачи важно знать, до какого предела должна быть снижена примесь балластных газов, чтобы бедные газы могли найти непосредственное применение для органического синтеза.

Среди многочисленных исследований об условиях синтеза имеется ряд работ по синтезу на газах с большим количеством инертных примесей. Изучены синтезы [10] с газом состава  $\text{CO} + 2\text{H}_2$  с добавкой азота, углекислоты и метана. Опыты велись на кобальтовом катализаторе состава  $100 \text{ Co} + 1\text{ThO}_2 + 3\text{MgO} + 200$  кизельгур при  $185^\circ$  и атмосферном давлении.

Результаты опытов, показывающих влияние содержания инертных примесей в синтез-газе на степень превращения окиси углерода, на выход жидких продуктов синтеза и на газообразование, приведены в табл. 5, 6 и 7 и на рис. 1—3.

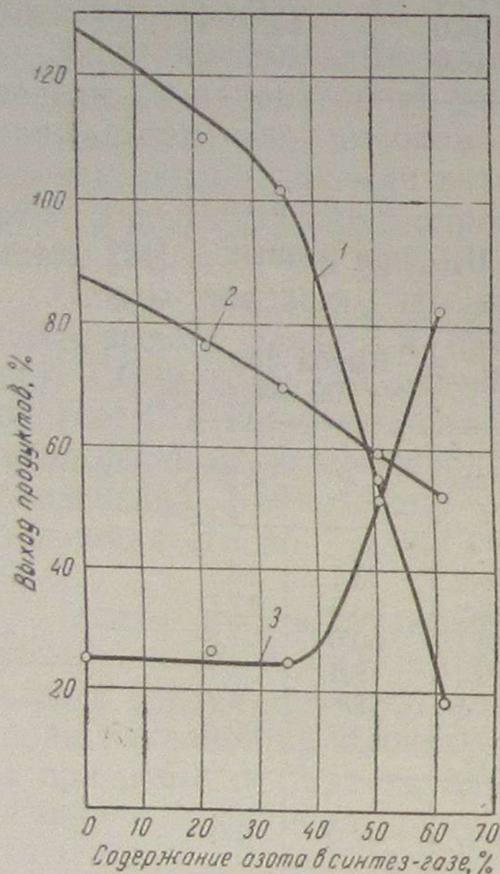


Рис. 1. Влияние разбавления синтез-газа азотом.

1 — выход жидких продуктов в г/м³; 2 — конверсия CO в %; 3 — выход газов  $\text{C}_1-\text{C}_4$  в % к общему выходу.

Как видно из табл. 5 и рис. 1, выход жидких продуктов резко падал после того, как содержание азота в синтез-газе достигало 50%, а количество газообразных продуктов синтеза резко возрастало. Резко снижался и общий выход продукта синтеза, достигающий  $55,3 \text{ г/м}^3$  синтез-газа. Таким образом, пределом содержания азота в синтез-газе является 50%.

Данные табл. 6 и рис. 2 показывают такие же результаты и для  $\text{CO}_2$ . Резкое снижение общего выхода и выхода жидких продуктов и соответственно увеличение выхода газов произошло после введения в синтез-газ около 50%  $\text{CO}_2$ .

Таблица 5

### Влияние разбавления синтез-газа азотом

Содержание азота в синтез-газе, %	Конверсия CO, %	Выход жидких продуктов, г/м³ синтез-газа	Выход жидких продуктов, % от общего продукта	Выход газов $\text{C}_1-\text{C}_4$ , % от общего продукта
Нет	87,5	127,6	75,3	24,7
21,6	76,3	109,9	74,2	25,8
34,6	69,7	101,7	75,3	24,7
51,0	58,8	55,3	48,5	51,5
61,5	52,0	16,0	17,9	82,1

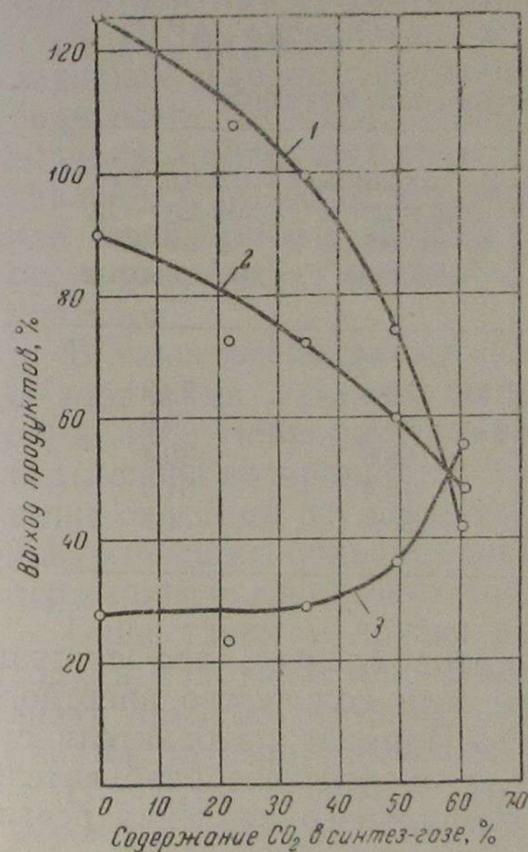


Рис. 2. Влияние разбавления синтез-газа углекислотой.

1 — выход жидких продуктов в г/м³; 2 — конверсия CO в %; 3 — выход газов  $\text{C}_1-\text{C}_4$  в % к общему выходу.

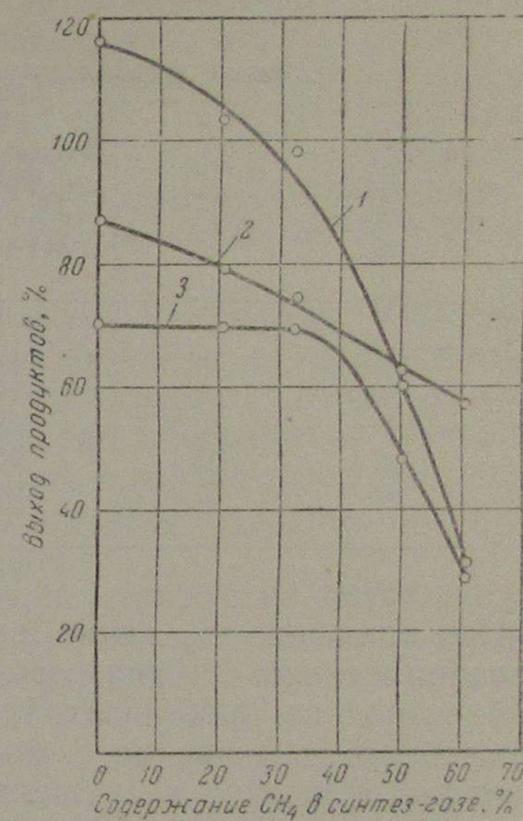


Рис. 3. Влияние разбавления синтез-газа метаном.

1 — выход жидких продуктов в г/м³; 2 — конверсия CO в %; 3 — выход жидких продуктов в % к общему выходу.

Результаты опытов по синтезу с примесями метана (табл. 7 и рис. 3) совпадают с предыдущими. При добавлении к синтез-газу 50% метана резко уменьшаются выход жидкого продукта и конверсия. Вместе с тем изменяется и природа продукта. Жидкие продукты составляют уже не  $\frac{2}{3}$  общего продукта, как это было при 30% примеси, а  $\frac{1}{3}$  (при 60%); остальные  $\frac{2}{3}$  продукта синтеза составляют газообразные продукты.

Таблица 6

## Влияние разбавления синтез-газа углекислотой

Содержание $\text{CO}_2$ в синтез-газе, %	Конверсия $\text{CO}$ , %	Выход жидких продуктов, $\text{г}/\text{м}^3$ синтез-газа	Выход жидких продуктов, % от общего продукта	Выход газов $\text{C}_1-\text{C}_4$ , % от общего продукта
Нет	90,2	125,8	72,1	27,9
21,6	72,7	107,7	76,6	23,4
34,4	72,7	99,3	70,9	29,1
49,2	59,8	74,1	63,9	36,1
60,2	48,3	42,0	44,9	55,1

Таблица 7

## Влияние разбавления синтез-газа метаном

Содержание $\text{CH}_4$ в синтез-газе, %	Конверсия $\text{CO}$ , %	Выход жидких продуктов, $\text{г}/\text{м}^3$ $\text{CO} + \text{H}_2$	Выход жидких продуктов, % от общего выхода	Выход газов $\text{C}_1-\text{C}_4$ , % от общего выхода
Нет	87,1	116,0	70,2	29,8
20,9	78,9	103,3	69,1	30,9
32,6	74,1	98,0	69,6	30,4
50,4	63,1	58,1	48,4	51,6
60,7	57,1	31,1	28,7	71,3

Из приведенных выше результатов следует, что синтезы с разбавленными газами возможны, если количество инертного разбавителя не превышает 40—50%. Природа разбавителя существенного влияния не оказывает, т. е. действие разбавителя проявляется только в снижении парциального давления реагирующих газов ( $\text{H}_2$  и  $\text{CO}$ ).

Рассматривая с этой точки зрения составы газов с большим содержанием балласта, приведенные в табл. 1, можно заключить, что непосредственно органический синтез возможен только из газов, полученных при газификации под высоким давлением до отмывки от  $\text{CO}_2$  ( $\text{H}_2:\text{CO} > 1$ ; балласт 45,7%) и в торфодомном процессе ( $\text{H}_2:\text{CO} < 1$ ; балласта — 43,7%).

Однако существуют другие пути использования многобалластных газов, особенно газов, содержащих большие количества двуокиси углерода. Прежде всего необходимо отметить, что газы типа полукоксового, содержащие свыше 50% метана, целесообразно использовать непосредственно для синтеза. Такие газы следует предварительно конвертировать, получать из

них синтез-газ и затем уже перерабатывать его на необходимые химические продукты.

Газ, получаемый при газификации бурого угля под высоким давлением, содержащий 33,5%  $\text{CO}_2$ , можно синтезировать после отмывки от  $\text{CO}_2$ , а можно и непосредственно использовать для синтеза химических продуктов на основе двуокиси углерода.

Синтез углеводородов из двуокиси углерода и водорода может осуществляться на никеле, кобальте, железе, нанесенными на различные носители (на стали, различных сплавах и других контактах) [25—29]. При температуре 300—400° на кобальте, железе и некоторых их сплавах можно гидрировать двуокись углерода, если использовать газ, имеющий отношение  $\text{H}_2:\text{CO}_2=2$ . При этом наблюдается образование тех же продуктов, что и при гидрировании окиси углерода.

В США разработан метод каталитического гидрирования двуокиси углерода, заключающийся в том, что газ синтеза, свободный от окиси углерода, содержащий двуокись углерода и водород в объемных соотношениях 0,2—1,5 : 1, пропускается при давлениях до 100 ат и температурах 150—380° над неподвижным или взвешенным в жидкой среде катализатором. Объемная скорость газа может изменяться в интервале 100—500  $\text{нм}^3/\text{м}^3$  катализатора.

В качестве катализаторов применяют металлы VIII группы с добавками окислов щелочных металлов в количестве 0,1—6,0% вес. Непрореагировавший газ синтеза после удаления воды снова возвращается в цикл и так многократно. Описанным выше способом осуществляли синтез алифатических углеводородов, имеющих больше одного атома углерода, или кислородсодержащих органических соединений.

Существуют и другие работы по синтезу из двуокиси углерода и водорода; они в аппаратурном оформлении и по условиям проведения синтеза мало отличаются от методов, основанных на гидрогенизации окиси углерода.

Наиболее перспективным направлением синтеза на основе двуокиси углерода является организация процесса с железными катализаторами, взвешенными в жидкой среде.

Практическое использование синтеза на основе  $\text{CO}_2$  в промышленности встречает большие трудности из-за коррозии аппаратуры, которую необходимо изготовлять из специальных сортов стали. Возможность использования для синтеза газов, имеющих соотношение  $\text{H}_2:\text{CO}_2 \leq 1$ , представляет значительный интерес, так как позволяет проводить синтез на многобалластных газах, содержащих достаточное количество двуокиси углерода.

Если газ содержит недостаточное количество водорода для синтеза и в нем, помимо  $\text{CO}_2$ , имеется окись углерода, как, например, в генераторном газе из тощих топлив, то процесс можно организовать с предварительной конверсией окиси углерода, ко-

торая даст дополнительно  $H_2$  и  $CO_2$ , и последующим синтезом на основе двуокиси углерода.

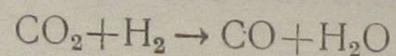
Таким же образом можно осуществить синтез из  $CO_2$  и  $H_2$  на основе газа, полученного в торфодоменном процессе и в ряде других процессов.

Указанный синтез, позволяющий использовать в качестве рабочей составной части балластный газ  $CO_2$ , уменьшает количество инертных компонентов в многобалластных газах и делает их более пригодными в качестве сырья для синтеза.

Газ подземной газификации углей, содержащий 21,0% водорода, 7,5% окиси углерода и 19,0% двуокиси углерода, также может быть использован для синтеза на основе двуокиси углерода. Однако его можно использовать для синтеза и на основе окиси углерода и водяного пара, если увеличить ее количество путем реконверсии  $CO_2$ .

Возможность такого обогащения окисью углерода заключается в проведении реакции реконверсии углекислоты за счет избыточного водорода, имеющегося в газе подземной газификации углей.

Реконверсия протекает по уравнению



Из этого уравнения следует, что из двух объемов  $CO_2$  и  $H_2$  может быть получен один объем  $CO$ . Такой путь обогащения бедных в отношении  $CO$  газов в настоящее время привлекает внимание исследователей [30—32]. Реконверсия может проводиться на железном катализаторе, содержащем 67,6%  $Fe_2O_3$  и 19,4%  $Co$ , при  $538^\circ$  со смесью газов различного состава при скоростях от 300 до 2500 л/час.

Считается, что реакция реконверсии протекает в три стадии: а) адсорбции  $CO_2$  на катализаторе; б) взаимодействие между  $CO_2$  и  $H_2$ ; в) десорбция  $CO$  с поверхности катализатора, стадией, определяющей общую скорость процесса, является стадия «б».

Реконверсия углекислоты в окись углерода является одним из перспективных путей обогащения газов окисью углерода и приспособления их для органического синтеза. Разработана реконверсия недостаточно, она нуждается в дальнейших исследованиях в отношении температуры, катализатора, давления, состава газа, скорости потока и пр.

Разработанный в последние годы металло-паровой процесс получения водорода на основе газов типа доменного, воздушного генераторного, подземной газификации и других открывает новые пути использования этих газов для химических синтезов и процессов гидрогенизации [21].

Использование для химических синтезов дешевых многобалластных газов открывает новые возможности для развития про-

мышленности химического синтеза и комбинирования различных промышленных процессов с получением ценных химических продуктов и сырья.

Кооперирование промышленных процессов, производящих газ, с химическим синтезом из этого газа позволит повысить рентабельность обоих производств.

Заслуживает особого внимания кооперирование газогенераторных процессов производства газа с синтезом, о чем мы упоминали выше, коксования с синтезом аммиака и жидких углеводородов, синтеза с гидрогенизацией и т. д. При таком сочетании производств возможно сокращение расходов на очистку газов, компримирование, нагревание и пр. Так, например, на заводе Лурги газ с содержанием 17%  $CO$  для снижения содержания  $CO$  пропускали над стационарным железным катализатором при 20 ат и  $250^\circ$ . В результате получили 32—40 г продуктов синтеза на 1 м<sup>3</sup> газа, а отходящий газ в количестве 75% от начального с содержанием 5%  $CO$  шел потребителю. Такое же сочетание было применено и на заводе синтеза по Фишеру — Тропшу в Бергкхамене [33].

По опытам исследовательской станции из бытового газа состава (в %):  $CO_2$  — 2,2,  $C_nH_m$  — 2,9,  $CO$  — 13,7,  $H_2$  — 53,9,  $CH_4$  — 21,2 и  $N_2$  — 6,1 на взвешенном железном катализаторе при 20 ат и  $320^\circ$  получили 40 г/м<sup>3</sup> продуктов синтеза, остаточный газ содержал (в %):  $CO_2$  — 4,8,  $C_nH_m$  — 5,9,  $CO$  — 1,8,  $H_2$  — 41,3,  $CH_4$  — 37,0,  $N_2$  — 9,2%.

Имеются полупромышленные исследования по метанированию [34] низкокалорийных газов и получению на их основе бытовых газов. Сочетание метанирования с синтезом также позволяет организовать рентабельное производство газа и химических продуктов. Таковы некоторые примеры комбинирования процессов, осуществленных в СССР и за границей.

Для эффективного решения этих вопросов необходимо разрабатывать синтезы новых веществ из газов на основе  $CO$  и  $CO_2$ , синтезы ценных продуктов из газов, бедных водородом, путем сочетания в одном процессе конверсии окиси углерода водяным паром и синтеза, а также ведение синтеза на газах, разбавленных инертными компонентами.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Альтшулер В. С., Шишаков Н. В. Химия и технология топлива и масел, № 7, 1957.
2. Орлов Е. И. Ж.Р.Х.О., 40, 1588, 1908.
3. Лавров Н. В. Газификация твердого топлива. Сб. статей. Гостоптехиздат, 1957.
4. Лебедев В. В. Отчет ИГИ АН СССР, 1957.
5. Chem. a. Process. Eng., 153—155, 1954; 35, № 5, Petrol. Refiner, 35, № 12, 1956.
6. Fischer, Tropisch. Brennstoff-Chemie, 4, 276—285, 1923; 5, 201—208, 217—227, 1924.

7. Сторч Г., Голомбик Н., Андерсон Р. Синтез углеводов из окиси углерода и водорода. Перевод с англ. под ред. А. Н. Башкирова. Гостоптехиздат, М., 1954.
8. Hoogendoorn, Salomon. Крупнейший завод жидкого топлива из угля. *Brit. Chem. Eng.*, 2, № 6, 308—312, 1957.
9. Kastens et al. *Ind. Eng. Chem.*, 44, № 3, 450, 1952.
10. Hall u Gibson. *J. Appl. Chem.*, 4, 464, 1954.
11. *Oil a. Gas J.*, 53, № 20, 150, 1954.
12. Лавров Н. В., Богданов И. Ф. и др. Отчет ИГИ АН СССР, 1955.
13. Anderson K. *Advances in catalysis.*, V, 355, 1953.
14. Schultz et al. *J. Am. Chem. Soc.*, 77, 213, 1955.
15. Башкиров А. Н. и др. Тр. Ин-та нефти АН СССР, т. 7. Изд. АН СССР, 1956.
16. Башкиров А. Н. и др. Тр. Ин-та нефти, т. 4. Изд. АН СССР, 1954.
17. Эйдус Я. Т. *Успехи химии*, 19, № 1, 32, 1950.
18. Benson et al. *Ind. Eng. Chem.*, 46, 2278, 1954.
19. Storch et al. *Ind. Eng. Chem.*, 43, 1474, 1951.
20. Башкиров А. Н. и др. *Химия и технология топлива*, № 3, 1956.
21. Лебедев В. В. Сб. «Химическая переработка топлива». Изд. АН СССР, 1957.
22. Kölbl H., Engelhardt Fr. *Erdöl u. Kohle*, 5, 1, 1952.
23. Они же. *Erdöl u. Kohle*, 9, 153, 225, 303, 1956.
24. Kölbl H., Vorwerk E. *Brennstoff-Chemie*, 38, № 1/2, 2, 1956.
25. Kölbl H., Akkermann P. *Chem. Ing. Techn.*, № 6, 381—388, 1956.
26. Пат. США 2684975, 27. 07. 54; Stanolid Oil and Gas Co.
27. Kölbl H., Akkermann P. Пат. США 2692274, 19. 11. 54; Rheinpreussen A. G. für Bergbau und Chemie.
28. Stowe R., Russel W. *J. Am. Chem. Soc.*, 76, № 2, 319—323, 1954.
29. Dew J., White R. et al. *Ind. Eng. Chem.*, 47, № 1, 1955.
30. Berkley et al. *Ind. Eng. Chem.*, 44, 1066, 1952.
31. *J. Am. Chem. Soc.*, 76, № 10, 2602, 1954.
32. *Bul. Soc. Chim. Belges*, 55, 160, 1946.
33. *Gas World*, 315, 1950.

С. А. ФЕЙГИН, В. С. АЛЬТШУЛЕР, Н. В. ШИШАКОВ

## ЭКОНОМИКА ПРОИЗВОДСТВА ВЫСОКОКАЛОРИЙНОГО ГАЗА ИЗ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

(На примере переработки итатских углей)

Производство искусственных горючих газов из твердого топлива весьма часто характеризуется неблагоприятной экономикой. Методы производства газов из твердого топлива, удовлетворяющие с технической стороны, не всегда приемлемы по технико-экономическим показателям.

Стоимость тепла в искусственном газе при освоенной в настоящее время технике и организации производства превышает стоимость тепла в твердом и жидком топливах. Причинами высокой себестоимости искусственных горючих газов являются: а) высокая стоимость твердого топлива (доля расходов на твердое топливо составляет от 40 до 70% от общих затрат на производство газа); б) недостаточные масштабы производства, приводящие к относительному увеличению капитальных затрат и эксплуатационных расходов; в) односторонность газового производства, не обеспечивающая полное использование такого комплексного сырья, как твердое топливо, и эффективное применение получаемого газа.

В настоящее время известны два перспективных направления организации производства высококалорийного газа из твердого топлива с высокими технико-экономическими показателями.

1. Комплексное газохимическое использование твердого топлива, разрабатываемое в ИГИ АН СССР.

2. Комплексное энерготехнологическое использование твердого топлива на электростанциях, разрабатываемое в ЭНИН АН СССР.

В данной работе делается попытка определить экономическую эффективность производства газа по этим направлениям. Для этого были выполнены соответствующие технико-экономические расчеты для условий переработки итатского бурого угля. Этот уголь может рассматриваться как типичный для сибирских бурых углей, добываемых открытым способом (итатский, боготольский, назаровский, ирша-бородинский).

Известно, что предусмотренное в Советском Союзе значительное расширение добычи углей открытыми разработками в восточных районах СССР является благоприятным фактором для развития там производства искусственных горючих газов,

поскольку стоимость этих углей в несколько раз ниже стоимости углей, добываемых шахтным способом. Стоимость итатского угля на месте добычи, принятая в данной работе по материалам Центрогипрошахта, составляет 8 р. 16 к. за 1 т.

Следует ожидать, что фактическая стоимость угля будет ниже, о чем свидетельствует, например, фактическая себестоимость ирша-бородинского угля в 1956 г., равная 7 руб. за 1 т.

В работе рассматриваются следующие схемы производства высококалорийного газа.

1. Производство высококалорийного газа газификацией твердых топлив под высоким давлением (принципиальная схема дана на рис. 1).

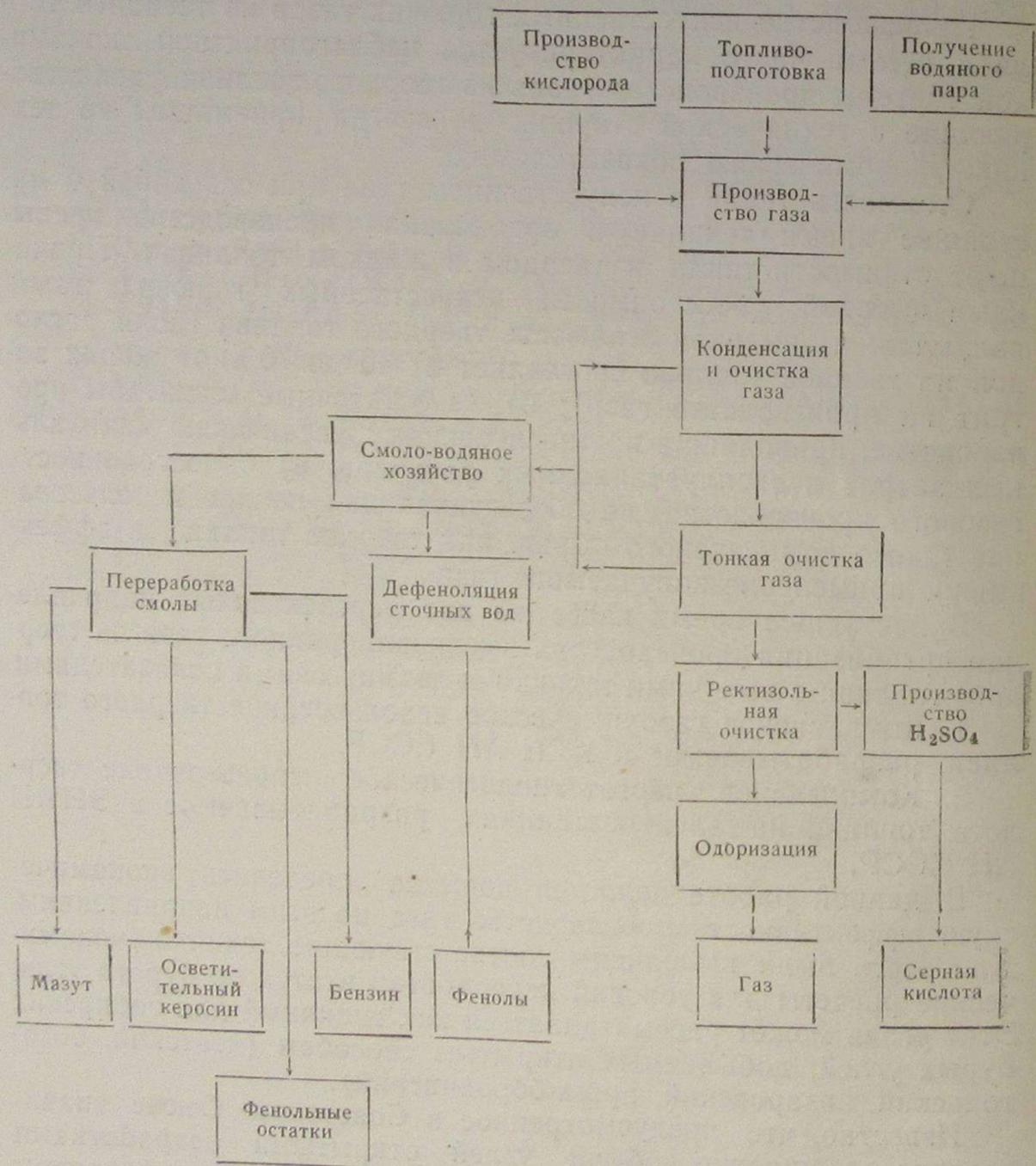
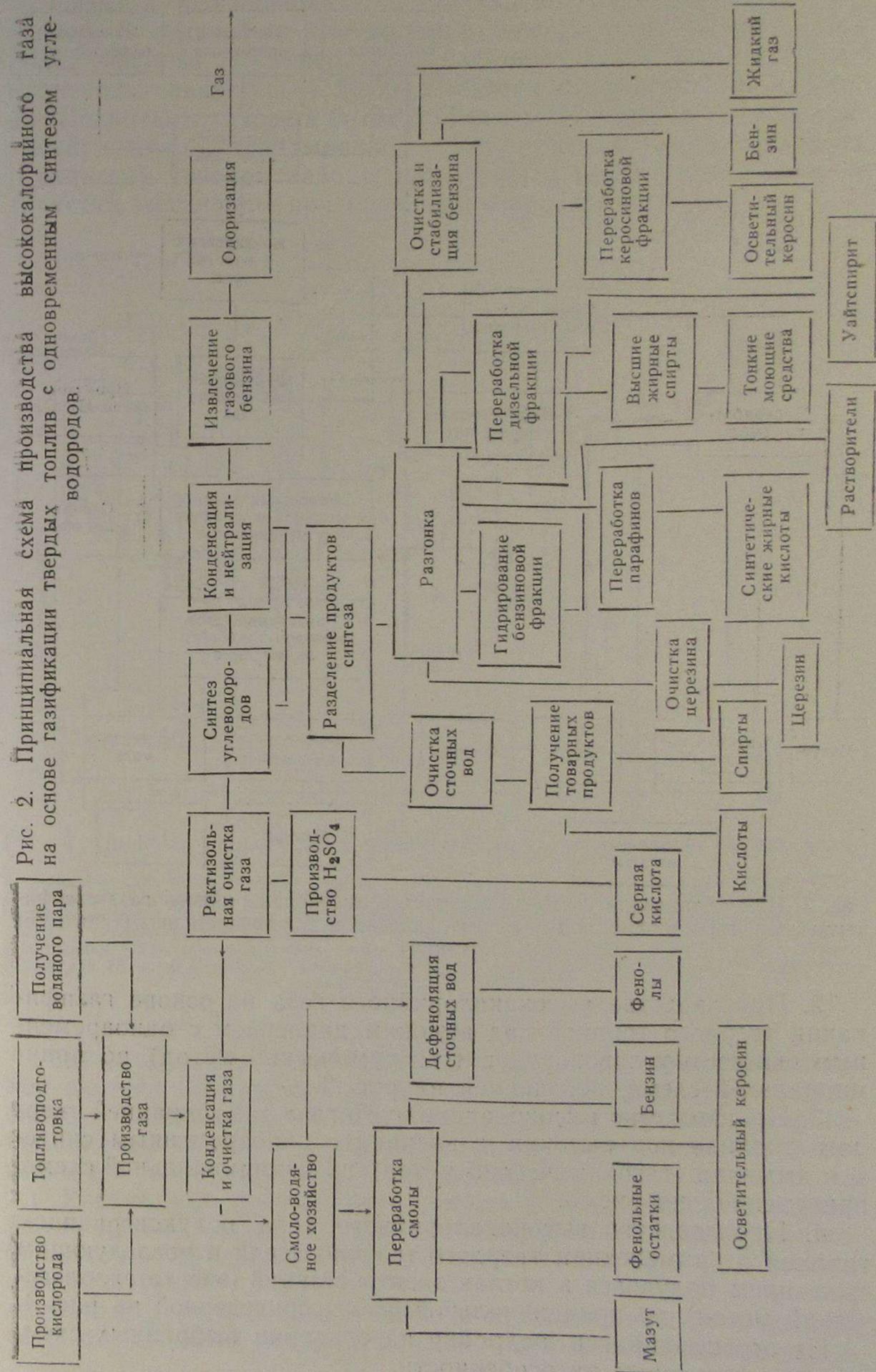


Рис. 1. Принципиальная схема производства высококалорийного газа на основе газификации твердых топлив под высоким давлением.

Рис. 2. Принципиальная схема производства высококалорийного газа на основе газификации твердых топлив с одновременным синтезом углеводородов.



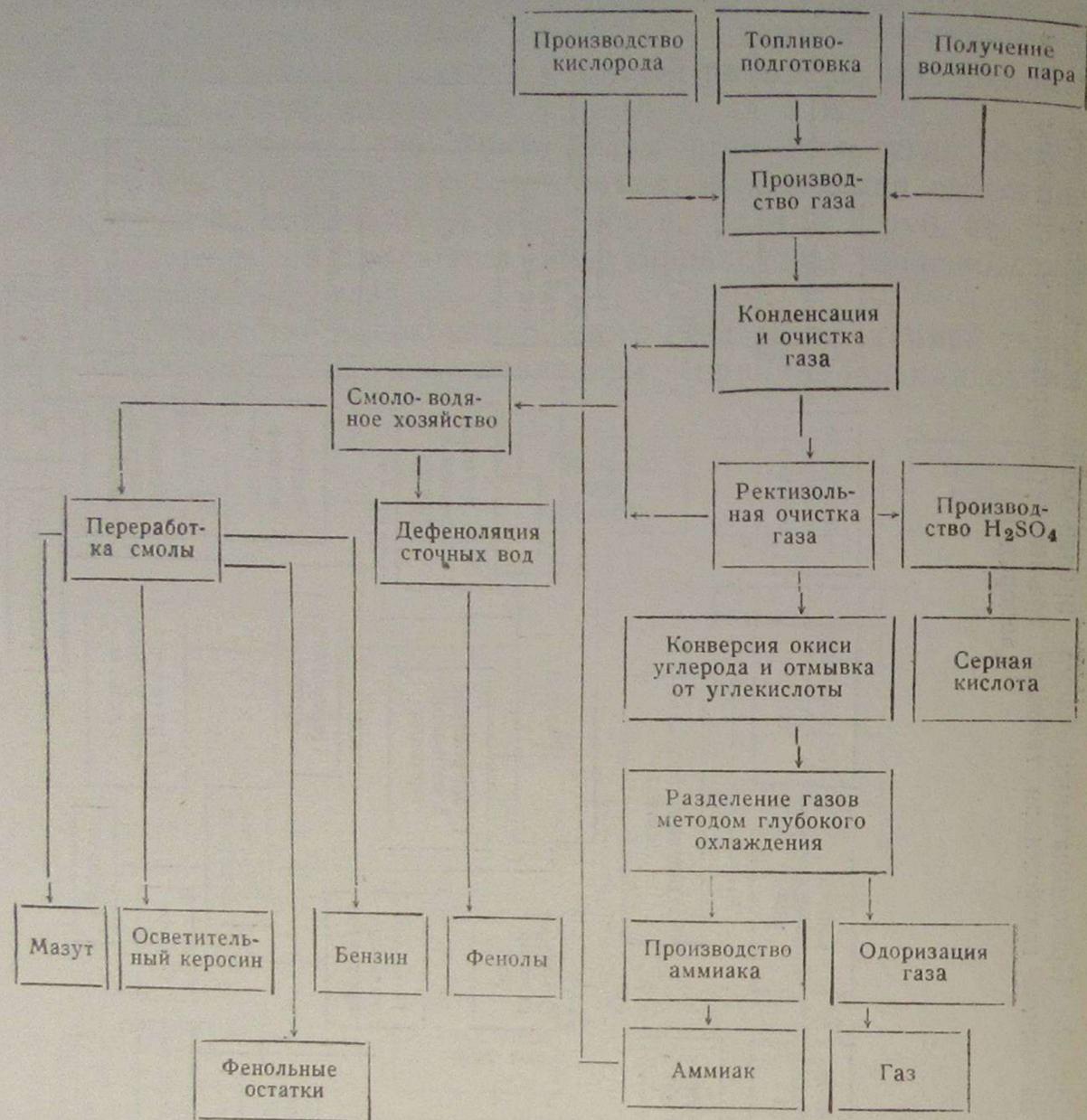


Рис. 3. Принципиальная схема производства высококалорийного газа газификацией твердых топлив под высоким давлением с одновременным синтезом аммиака.

2. Производство высококалорийного газа на основе газификации твердого топлива под высоким давлением с одновременным синтезом углеводородов (газохимический метод) по принципиальной схеме, показанной на рис. 2.

3. Производство высококалорийного газа газификацией твердого топлива под высоким давлением с одновременным синтезом аммиака (газохимический метод) по принципиальной схеме, приведенной на рис. 3.

4. Производство высококалорийного газа полукоксованием топлива с применением твердого теплоносителя и последующим сжиганием полукокса в котлах электростанций (энерготехнологический метод) по принципиальной схеме, приведенной на рис. 4.

Не останавливаясь подробно на описании выбранных схем, отметим некоторые их особенности.

Схема 1 в основном осуществлена на Щекинском газовом заводе. В отличие от схемы этого завода нами принимаются более мощные газогенераторы (диаметр 3,7 м вместо 2,5 м) производительностью  $\sim 20\,000\text{ м}^3/\text{час}$  газа вместо  $4500\text{ м}^3/\text{час}$  на Щекинском заводе и более эффективная очистка газа от примесей; вместо этаноламиновой очистки газа, осуществленной на Щекинском газовом заводе, принимается ректизольная очистка (очистка метанолом при низких температурах).

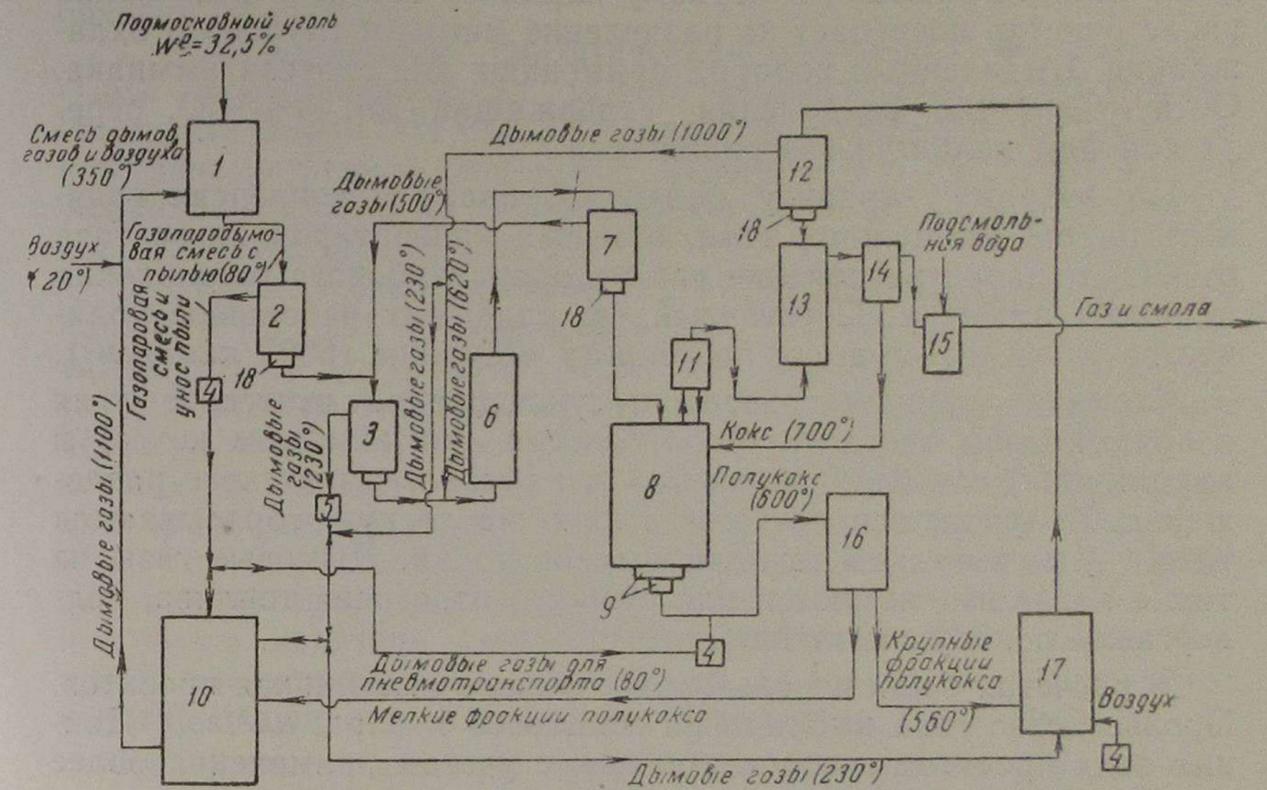


Рис. 4. Принципиальная схема энергетического использования бурого угля.

1 — шахтная мельница (размол и сушка до  $W^P=10\%$ ); 2 — циклон сухой пыли ( $80^\circ$ ); 3 — циклон подогретой пыли ( $200^\circ$ ); 4 — воздушный вентилятор; 5 — газодувка; 6 — реторта подогрева; 7 — циклон горячей пыли ( $480^\circ$ ); 8 — камера термического разложения ( $600^\circ$ ); 9 — блок подачи полукокса; 10 — топка котла; 11 — циклон камеры термического разложения; 12 — циклон горячего кокса ( $100^\circ$ ); 13 — аппарат для пиролиза; 14 — циклон швеллогаза № 1; 15 — циклон швеллогаза № 2; 16 — циклон сепаратора; 17 — технологическая топка; 18 — турникет.

Схема 2 отличается от схемы 1 тем, что газ после ректизольной очистки направляют на синтез углеводородов. В реакторах синтеза связываются в углеводороды наименее теплотворные компоненты газа  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$ . Остаточный газ обогащается метаном и его теплота сгорания повышается.

Рассмотрим три варианта синтеза углеводородов, отличающиеся друг от друга типом применяемого катализатора: кобальт-ториевый ( $\text{Co} - \text{Th}$ ), железо-медный ( $\text{Fe} - \text{Cu}$ ), железный ( $\text{Fe}$ ).

Синтез углеводородов в связи с некондиционностью состава газа осуществляется по упрощенной схеме над кобальт-торие-

вым катализатором в две ступени (обычно в промышленности в три ступени).

Продукты синтеза перерабатывают с целью получения чисто химической продукции (растворителей, кислот, спиртов, сырья для моющих средств и др.). Установлено, что топливную продукцию получать экономически нецелесообразно.

Схема 3 отличается от схемы 1 тем, что газ после ректизольной очистки используют для синтеза аммиака. Рассматриваются два варианта схемы. По первому варианту газ непосредственно после очистки поступает на разделение методом глубокого охлаждения. Выделенный водород применяют для синтеза аммиака. Остаточный газ разделения, содержащий до 40% CO, передается для дальнего газоснабжения.

По второму варианту предусматриваются конверсия водяным паром очищенного газа, отмывка конвертированного газа от CO<sub>2</sub> и далее разделение его методом глубокого охлаждения и синтез аммиака. Остаточный газ содержит небольшое количество CO и имеет высокую теплоту сгорания (6000 ккал/нм<sup>3</sup>).

Схема 4 предусматривает полукоксование итатского угля с применением твердого теплоносителя (раскаленном коксе) и пиролиз 80% смолы, получаемой в камере термического разложения. Полукокс используется в топке котла, куда сбрасываются также дымовые газы технологической топки. Дымовые газы из топки котла используются для сушки и подогрева топлива, подвергаемого полукоксованию.

В расчетах были использованы данные имеющихся проектов. Производство газа выбрано на мощность 1 млрд. нм<sup>3</sup>/год. Данные этих проектов скорректированы с учетом применения более мощных газогенераторов и эффективного метода очистки.

Процессы синтеза углеводородов и переработки продуктов синтеза рассчитаны применительно к имеющимся проектным данным заводов синтеза. Учитывая небольшую мощность запроектированных заводов синтеза, в расчеты капиталовложений и штатов были внесены поправки при переходе на большую мощность. Остальные показатели приняты пропорционально перерабатываемому сырью. Часть процессов, принятых в рассматриваемых схемах и еще не разработанных в проектах, рассчитывалась по укрупненным показателям на основе данных аналогичных процессов, осуществленных на другом сырье.

При расчете показателей по схеме с синтезом аммиака для процессов конверсии окиси углерода, отмывки углекислоты, разделения газов глубоким охлаждением и самого синтеза аммиака использованы укрупненные показатели по одному из крупных заводов для этого процесса. Техно-экономические расчеты по энерготехнологической схеме были проведены с использованием проектных материалов Урал теплоэлектропроекта по Свердловской энерготехнологической электростанции.

Стоимость пара, электроэнергии и воды определена специальным расчетом для условий переработки итатских углей. При определении экономического эффекта продукция оценивалась двумя способами — по действующим отпускным ценам для Красноярского края и по средневзвешенной себестоимости получения аналогичной продукции в нефтяной или других отраслях промышленности.

Некоторые продукты, не вырабатываемые в других отраслях, оценены условно.

1. Гидрированная синтетическая дизельная фракция как сырье для производства тонких моющих средств по методу Института нефти АН СССР оценена по себестоимости и отпускной цене нефтяной дизельной фракции 400 руб. за 1 т, хотя официальная цена на синтетическую дизельную фракцию установлена 4600 руб. за 1 т.

2. Синтетический керосин как сырье для цементации стали принят в 1,5 раза дороже нефтяного, так как при его использовании можно значительно повысить производительность цементационной печи (в 1,5 раза) и улучшить условия труда по сравнению с нефтяным керосином; кроме того, этот керосин, не содержащий ароматических углеводородов, может быть применен для производства моющих средств и для освещения маяков.

3. Стоимость 80% всего количества синтетического церезина принята по себестоимости и отпускной цене самого дешевого нефтяного церезина соответственно 2400 и 3500 руб. за 1 т, а 20% рассчитывалось по 10 000 руб. за 1 т (хотя себестоимость некоторых природных церезинов доходит до 27 000 руб. за 1 т).

Переходим к анализу полученных данных.

В табл. 1—3 представлены данные по производству высококалорийного газа газификацией итатского угля под высоким давлением в двух вариантах с переработкой и без переработки смолы. Как видно из табл. 1, по варианту без переработки смолы, помимо выработки 1 млрд. нм<sup>3</sup> газа с теплотой сгорания  $Q_n = 3700$  ккал/нм<sup>3</sup>, получается более 86,6 тыс. т попутной продукции, из них 20 тыс. т бензина и около 5600 т сырых фенолов.

Для выработки всей этой продукции требуется 270 млн. руб. капиталовложений в технологические цехи, или 675 млн. руб. в завод в целом, а включая транспорт газа на 200 км 775 млн. руб.

Себестоимость 1000 нм<sup>3</sup> высококалорийного газа при оценке побочной продукции по отпускным ценам составит 85 руб., а при оценке этой продукции по себестоимости в других отраслях промышленности — 107,3 руб.

По варианту с переработкой смолы увеличивается выработка бензина, керосина и фенолов, несколько возрастают капиталовложения и себестоимость газа. При оценке продукции по от-

Таблица 1

## Товарная продукция газового завода высокого давления

Продукты	Единица измерения	Вариант I	Вариант II
		без переработки смолы	с переработкой смолы
Газ с $Q_H = 3700$ ккал/нм <sup>3</sup>	млн. нм <sup>3</sup>	1 000	1 000
Попутные:			
бензин . . . . .	т	20 000	24 000
керосин . . . . .	"	—	9 150
фенольная фракция . . . . .	"	5 000	7 250
фенольные остатки . . . . .	"	—	4 470
мазут . . . . .	"	—	35 800
смола . . . . .	"	61 000	—
Итого попутных продуктов . . . . .		86 600	80 670

Таблица 2

Капиталовложения в газовый завод высокого давления мощностью 1 млрд. нм<sup>3</sup>/год (в тыс. руб.)

Процессы	При работе на итатском угле		При работе на подмосковном угле
	вариант I	вариант II	
Топливоподготовка, сушка, сортировка угля . . . . .	49 200	49 200	56 450
Производство кислорода . . . . .	65 000	65 000	73 600
Производство газа, включая конденсацию . . . . .	86 500	86 500	154 650
Очистка газа от смолы и улавливание газового бензина . . . . .	6 700	6 700	6 700
Тонкая очистка газа . . . . .	53 500	53 500	41 400
Дефеноляция сточных вод . . . . .	8 700	8 700	12 200
Получение серной кислоты . . . . .	—	—	35 100
Переработка попутных продуктов . . . . .	—	19 250	19 250
Итого в технологические цехи . . . . .	269 600	288 850	399 350
Общезаводские объекты (150% от технологических цехов) . . . . .	405 000	405 000	631 000
Итого в завод . . . . .	674 600	693 850	1 030 350
Транспорт газа . . . . .	100 000	100 000	100 000
Итого, включая транспорт газа . . . . .	774 600	793 850	1 130 350

Таблица 3

Эксплуатационные затраты на производство газа на газовом заводе высокого давления мощностью 1 млрд. нм<sup>3</sup>/год (в тыс. руб.)

Процессы	При работе на итатском угле		При работе на подмосковном угле
	вариант I	вариант II	
Топливоподготовка, сушка, сортировка угля . . . . .	30 189	30 189	136 364
Производство газа, включая конденсацию . . . . .	43 060	43 060	102 108
Очистка газа от смолы и улавливание газового бензина . . . . .	2 070	2 070	2 716
Тонкая очистка газа . . . . .	15 801	15 801	60 505
Дефеноляция сточных вод . . . . .	4 053	4 053	18 009
Получение серной кислоты . . . . .	—	—	5 708
Переработка побочных продуктов . . . . .	—	15 207	—
Общезаводские расходы . . . . .	25 000	25 000	25 000
Итого . . . . .	120 173	135 380	350 410
Транспорт газа . . . . .	9 000	9 000	11 000
Всего . . . . .	129 173	144 380	361 410
А. Стоимость попутных продуктов по отпускным ценам . . . . .	45 300	53 680	75 052
Себестоимость газа при оценке попутных продуктов по отпускным ценам . . . . .	83 873	90 700	286 358
То же, отнесенные к 1000 нм <sup>3</sup> газа, руб. . . . .	84,9	90,7	286,4
Б. Стоимость попутных продуктов по себестоимости . . . . .	21 900	29 845	43 392
Себестоимость газа при оценке попутных продуктов и средне-взвешенной себестоимости их получения в других отраслях промышленности . . . . .	107 273	114 535	318 018
То же, отнесенные к 1000 нм <sup>3</sup> газа, руб. . . . .	107,3	114,5	318,0

пускным ценам себестоимость 1000 нм<sup>3</sup> газа составит 91 руб., а при ее оценке по себестоимости в других отраслях — 114,5 руб.

Следовательно, при существующей технике переработки смолы такая схема не дает экономических преимуществ.

Существенно отметить, что себестоимость газа получается значительно ниже (почти в 3 раза) проектной себестоимости аналогичного газа из подмосковных углей: 107—114 руб. против 318 за 1000 нм<sup>3</sup> (при оценке побочной продукции по себе-

Таблица 4  
Товарные продукты газохимического завода (в т) при выработке  
1 млрд. н.м<sup>3</sup> газа и синтезе углеводородов из этого газа

Продукты	Вариант		
	I	II	III
Попутные при производстве 1 млрд. н.м <sup>3</sup> газа $Q_H=3700$ ккал/н.м <sup>3</sup> :			
бензин . . . . .	24 000	24 000	24 000
керосин осветительный . . . . .	9 150	9 150	9 150
фенольная и крезольная фракции . . . . .	7 250	7 250	7 250
фенольные остатки . . . . .	4 470	4 470	4 470
мазут . . . . .	35 800	35 800	35 800
Итого . . . . .	80 670	80 670	80 670
Синтез углеводородов из 1 млрд. н.м <sup>3</sup> газа $Q_H=3700$ ккал/н.м <sup>3</sup> . . . . .	Над Со—Th катализато- ром	Над Fe—Cu катализато- ром	Над Fe катализато- ром
Бензин . . . . .	—	28 245	6 040
Растворители . . . . .	38 690	—	—
Керосин осветительный . . . . .	12 330	3 319	8 299
Гидрированная дизельная фракция . . . . .	22 100	4 984	2 033
Высшие жирные кислоты (при окис- лении парафина) . . . . .	6 590	3 370	2 330
Спирты из воды и продуктов син- теза . . . . .	3 850	13 540	4 600
Кислоты из сточных вод синтина . . . . .	1 855	948	10 703
Церезин . . . . .	14 540	8 070	3 730
Бутиловый спирт . . . . .	2 000	1 300	1 600
Формалин . . . . .	3 600	2 350	2 860
Метанол . . . . .	570	—	140
Жирные кислоты $>C_{20}$ после окис- ления парафина . . . . .	1 850	945	655
Итого . . . . .	107 975	67 071	96 990
Всего . . . . .	188 645	147 741	177 660
Остаточные газы синтеза углеводо- родов, млн. н.м <sup>3</sup> :			
$Q_H = 6112$ ккал/н.м <sup>3</sup> . . . . .	342,5	—	—
$Q_H = 4286$ " . . . . .	—	623	—
$Q_H = 5757$ " . . . . .	—	—	383,2
В пересчете на $Q_H = 3700$ ккал/н.м <sup>3</sup>	570	725	595

стоимости). В основном это является результатом низкой стоимости исходного сырья — итатского угля, а также применения более прогрессивной технологии.

Таблица 5  
Капиталовложения по рассматриваемым вариантам

Показатели	Единица измерения	Вариант		
		I	II	III
Суммарные капиталовложения . . . . .	млн. руб.	1515	1128	964
Капиталовложения в технологические цехи . . . . .	" "	643	466	392
Относительное распределение капиталовло- жений в технологические цехи . . . . .	%			
Производство газа . . . . .		39,5	54,5	64,9
Подготовка топлива и сушка . . . . .		7,7	10,5	12,5
Производство кислорода . . . . .		10,1	14,0	16,6
" газа . . . . .		13,4	18,5	22,1
Очистка газа . . . . .		8,3	11,5	13,7
Производство побочных продуктов газифи- кации . . . . .		5,4	7,4	8,9
Синтез и первичная переработка . . . . .		48,8	31,8	17,7
Химическая переработка продуктов синтеза . . . . .		6,3	6,3	8,5
		100,0	100,0	100,0

Значительное улучшение экономических показателей достигается при производстве высококалорийного газа с одновременным синтезом химических продуктов. Показатели производства с одновременным синтезом углеводородов, т. е. в соответствии с принципиальной схемой, изображенной на рис. 2, представлены в табл. 4 и 5<sup>1</sup>. Как видно из этих таблиц, теплота сгорания остаточного газа после синтеза углеводородов значительно повышается, но снижается доля потенциального тепла, остающегося в газе, поскольку часть потенциального тепла переходит в продукты синтеза. Это уменьшение в суммарном количестве тепла по отношению к исходному газу составит при синтезе над Fe—Cu катализатором 27%, над Fe катализатором — 40%, а над Со—Th катализатором — 43%.

По всем вариантам этой схемы выход попутных продуктов газификации одинаковый, а выход продуктов синтеза разный, что обусловлено применяемыми катализаторами.

При синтезе над Со—Th катализатором получается больше сырья для тонких моющих средств, растворителей.

Капиталовложения по рассматриваемым вариантам и их удельный вес по основным процессам переработки показаны в табл. 5.

<sup>1</sup> Принят вариант с переработкой смолы.

Вариант схемы синтеза над  $\text{Co} - \text{Th}$  катализатором характеризуется самыми высокими капиталовложениями (643 млн. руб.) в технологические цехи. Это объясняется значительными капиталовложениями в одновременную загрузку дорогостоящего катализатора ( $\text{Co} - \text{Th}$ ), осуществлением синтеза в две ступени и переработкой большего, чем в других вариантах, количества продукции.

По этому варианту около 45% всех капиталовложений приходится на производство газа и побочных продуктов газификации, а 55% на процессы синтеза и переработки продуктов синтеза.

По другим вариантам, поскольку синтез и переработка осуществляются в меньшем масштабе, на долю процессов синтеза и переработки приходится 26—38% общих капиталовложений. Наименьшая себестоимость газа получается при синтезе над кобальт-ториевым катализатором.

При оценке всей продукции по себестоимости в других отраслях промышленности себестоимость 1000  $\text{нм}^3$  газа с теплотой сгорания  $Q_{\text{H}} = 3700 \text{ ккал/нм}^3$  равна 65 вместо 107,3 руб., т. е. стоимость газа на газохимическом комбинате снижается в 1,7 раза.

При синтезе над железо-медным катализатором себестоимость 1000  $\text{нм}^3$  газа  $Q_{\text{H}} = 3700 \text{ ккал/нм}^3$  составляет 77,5 руб., а над железным катализатором — 82 руб.

Таким образом, по всем комплексным схемам с химической переработкой газа себестоимость 1000  $\text{нм}^3$  товарного газа значительно снижается по сравнению с получением его на чисто газовом заводе.

Сопоставление варианта схемы одновременного производства газа и синтеза углеводородов над  $\text{Co} - \text{Th}$  катализатором с вариантом отдельного производства этой продукции на отдельных заводах показывает, что капиталовложения при отдельном производстве требуются в 1,5 раза выше, чем при одновременной их выработке на газохимическом заводе.

Оценивая химическую продукцию по себестоимости в других отраслях промышленности, себестоимость газа при отдельном получении оказывается значительно выше, чем при комплексном производстве газа и химической продукции. Комплексная газохимическая переработка топлива позволяет улучшить показатели производства газа и химической продукции.

Этот вывод подтверждается также на примере рассмотрения комплексного производства высококалорийного газа и синтеза аммиака. Как мы уже указывали, рассматриваются два варианта этой схемы: первый вариант — без конверсии газа водяным паром и второй вариант — с конверсией до разделения методом глубокого охлаждения.

Выявленные в результате подсчетов показатели по этой схеме даны в табл. 6. Как видно из приведенных данных, доля

Таблица 6

Основные технико-экономические показатели по вариантам комбинированного производства высококалорийного газа и аммиака

Показатели	Единица измерения	Варианты	
		I	II
I. Мощность завода:			
по газу $Q_{\text{H}}=4540 \text{ ккал/нм}^3$ . . .	млн. $\text{нм}^3$	465	—
$Q_{\text{H}}=6000$ " . . .	"	—	250
$Q_{\text{H}}=3700$ " . . .	"	620	405
по аммиаку . . . . .	тыс. $t$	225	270
побочные продукты газификации	"	80,7	80,7
II. Капиталовложения в технологические цехи . . . . .	млн. руб.	608	752
Относительное их распределение . . . . .	%		
производство газа и побочной продукции . . . . .		47,6	38,3
производство водорода . . . . .		36,6	46,5
" аммиака . . . . .		15,8	15,2
Суммарные капиталовложения на завод в целом . . . . .	млн. руб.	1332	1652
Суммарные эксплуатационные расходы . . . . .	"	196,9	220,6
Относительное их распределение . . . . .	%		
производство газа и попутной продукции газификации . . . . .	"	57,5	50,0
производство водорода . . . . .	"	30,0	38,2
" аммиака . . . . .	"	10,0	10,5
транспорт газа . . . . .	"	2,5	1,3
Стоимость аммиака и побочных продуктов . . . . .	млн. руб.		
по отпускным ценам . . . . .	"	256,2	296,7
по себестоимости ( $\text{NH}_3$ по 750 руб. за 1 $t$ ) . . . . .	"	198,5	232,3
по себестоимости ( $\text{NH}_3$ из природного газа 575 руб. за 1 $t$ ) . . . . .	"	158,8	186,2
Стоимость 1000 $\text{нм}^3$ газа $Q_{\text{H}} = 3700 \text{ ккал/нм}^3$ при оценке дополнительной продукции:			
по отпускным ценам . . . . .	"	Бесплатно	Бесплатно
" себестоимости . . . . .	"	"	"
" себестоимости $\text{NH}_3$ . . . . .	"	"	"
из природного газа . . . . .	"	61,5	85,0

потенциального тепла газа, переходящего в продукты синтеза, составляет по первому варианту 40%, а по второму — 60%. Выработка аммиака по первому варианту составляет 225 против 270 тыс.  $t/\text{год}$  по второму варианту. Второй вариант является более капиталоемким. По этому варианту требуется 750 млн. руб. капиталовложений в технологические цехи, в том числе 62% на производство аммиака.

По первому варианту капиталовложения меньше почти на 150 млн. руб., причем химическое производство требует не более половины всех капитальных затрат. Эксплуатационные

затраты, приходящиеся на производство газа по обоим вариантам, составляют 50—58%.

Оба варианта довольно близки по экономическому эффекту. Если принять себестоимость 1 т аммиака в среднем по Союзу 750 руб., а себестоимость побочной продукции газификации по стоимости ее получения в других отраслях промышленности, то газ может быть получен как бесплатный продукт производства. Если же себестоимость 1 т аммиака принять равной 575 руб., т. е. по себестоимости его получения из природного газа, то себестоимость 1000 нм<sup>3</sup> газа с теплотой сгорания  $Q_H = 3700$  ккал/нм<sup>3</sup> будет 61,5 руб. по первому варианту и 85 руб. по второму варианту.

При раздельном получении тех же количеств газа и синтетического аммиака из угля по первому варианту требуется в 1,35 раза больше капиталовложений.

Следовательно, оба варианта схемы позволяют значительно улучшить показатели производства газа. Из двух сравниваемых вариантов с точки зрения увеличения ресурсов газоснабжения более приемлемым представляется первый вариант, но в этом случае получается газ с повышенным содержанием окиси углерода, возможность использования которого для бытового газоснабжения требует уточнения.

В табл. 7 представлены результаты выполненных технико-экономических подсчетов для производства высококалорийного газа методом энерготехнологического использования твердого топлива на электростанциях.

Поскольку энерготехнологический метод весьма часто противопоставляется методу газификации твердых топлив под высоким давлением, для сравнения в этой же таблице приведены данные и по второму методу.

Как видно из приведенных данных, выход газа из 1 т рабочего топлива по энерготехнологической схеме меньше, чем при газификации под высоким давлением, в 7,3 раза. Поэтому для получения одного и того же количества газа приходится перерабатывать по энерготехнологическому методу значительно большие количества угля, чем при газификации под высоким давлением.

Энергетический к. п. д. производства газа по энерготехнологическому методу выше на 8%, чем при газификации под высоким давлением, что обусловлено сочетанием агрегатов полукоксования с топкой котла и возможностью использования отходов производства. Следует отметить, что показатели по энерготехнологическому методу подсчитаны на основе результатов опытно-промышленных работ, в то время как аналогичные показатели по газовому заводу высокого давления являются итогом долговременной промышленной практики и, следовательно, более достоверны.

Суммарные капиталовложения на энерготехнологический

Таблица 7

Основные технико-экономические показатели производства газа по энерготехнологическому методу

Показатели	Единица измерения	Энерготехнологический комбинат	Газовый завод высокого давления без переработки смолы
Мощность завода по газу $Q_H = 3700$ ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	млн. нм <sup>3</sup>	1080	1000
Количество вырабатываемой дополнительной товарной продукции:			
побочная продукция газификации . . . . .	т	108740	86600
электроэнергия . . . . .	квт-ч	$6,75 \cdot 10^9$	—
Выход товарного газа из 1 т рабочего топлива . . . . .	нм <sup>3</sup>	86	810
То же в пересчете на газ $Q_H = 3700$ ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	"	111	810
Суммарные капиталовложения в том числе на электростанцию, вырабатывающую товарную электроэнергию . . . . .	млн. руб.	1670	775
Суммарные эксплуатационные затраты с транспортом газа на 200 км . . . . .	"	965	—
Себестоимость дополнительной товарной продукции . . . . .	"	336,6	129,2
Эксплуатационные затраты, за вычетом себестоимости дополнительной товарной продукции . . . . .	"	203,8	21,9
Себестоимость 1000 нм <sup>3</sup> газа $Q_H = 3700$ ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	руб.	132,8	107,3
		123,0	107,3

комбинат составляют 1670 против 775 млн. руб. для газового завода высокого давления. Если отбросить капиталовложения на электростанцию мощностью 965 тыс. квт, которая вырабатывает товарную электроэнергию, являющуюся необходимым элементом энерготехнологического комбината, то капиталовложения, которые следует отнести на производство газа, будут одного порядка для обоих вариантов. Однако себестоимость 1000 нм<sup>3</sup> газа  $Q_H = 3700$  ккал/нм<sup>3</sup>, получаемого на газовом заводе, будет несколько ниже себестоимости такого же газа на энерготехнологическом комбинате (107 против 123 руб.).

Следовательно, производство газа по энерготехнологическому методу не имеет каких-либо технико-экономических преимуществ по сравнению с газовым заводом высокого давления.

Переходим к сравнительному анализу всех наиболее перспективных схем и вариантов. Основные показатели для этого анализа представлены в табл. 8.

Сопоставление технико-экономических показателей по различным вариантам

Таблица 8

	Единица измерения	Варианты газоснабжения			
		газовый завод	газовый завод с синтезом $NH_3$	газовый завод с синтезом углеводород над $Co-Th$ катализатором	энерготехнологический комбинат
Количество вырабатываемого газа в пересчете на $Q_H=3700$ ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	млн. нм <sup>3</sup>	1000	405	570	1080
Расход рабочего топлива ( $W^P = 40\%$ ) . . . . .	млн. т	2,3	2,9	2,9	9,8
Количество вырабатываемой дополнительной товарной продукции:					
попутная продукция газификации . . . . .	т	86600	80670	80670	108740
аммиак . . . . .	"	—	270000	—	—
синтетические углеводороды . . . . .	"	—	—	107955	—
электроэнергия . . . . .	квт-ч	—	—	—	$6,75 \cdot 10^9$
Капиталовложения всего . . . . .	млн. руб	775	1732	1515	1670
В том числе:					
производство газа . . . . .	"	270	270	270	—
получение дополнительной продукции . . . . .	"	—	482	373	605
общезаводские объекты, включая электростанции и жилстроительство . . . . .	"	405	900	770	965
транспорт газа . . . . .	"	100	80	102	100
Суммарные эксплуатационные затраты с транспортом газа . . . . .	"	129,2	220,6	217,7	336,6
Стоимость дополнительной товарной продукции:					
по себестоимости . . . . .	"	21,9	232,3	181,0	203,8
„ отпускным ценам . . . . .	"	45,3	296,7	231,4	—
„ себестоимости ( $NH_3$ из природного газа 575 руб. за 1 т) . . . . .	"	—	186,2	—	—
Эксплуатационные затраты, за вычетом стоимости дополнительной товарной продукции:					
при оценке по себестоимости . . . . .	"	107,3	Окупаются	36,7	132,8
при оценке по отпускным ценам . . . . .	"	83,9		Окупаются	—

Продолжение табл. 8

	Единица измерения	Варианты газоснабжения			
		газовый завод	газовый завод с синтезом $NH_3$	газовый завод с синтезом углеводород над $Co-Th$ катализатором	энерготехнологический комбинат
по себестоимости и при оценке $NH_3$ по самой низкой себестоимости . . . . .	руб.	—	34,4	—	—
Себестоимость 1000 нм <sup>3</sup> газа $Q_H=3700$ ккал/нм <sup>3</sup> при оценке дополнительной продукции:					
по себестоимости . . . . .	"	107	Бесплатно	65	123,0
по отпускным ценам . . . . .	"	84		Бесплатно	—
при самой низкой стоимости $NH_3$ . . . . .	"	—	85	—	—

Из данных табл. 8 достаточно убедительно выявляется экономическая эффективность схем комбинированного производства высококалорийного газа и химической продукции.

На газохимическом заводе газ по себестоимости получается значительно ниже, чем на чисто газовом заводе или на энерготехнологическом комбинате.

По капиталовложениям газохимический завод с производством аммиака и энерготехнологический комбинат близки между собой. Несколько меньше (почти на 200 млн. руб.) требуется капиталовложений в газохимический завод с производством углеводородов. Капиталовложения по всем этим вариантам примерно в 2 раза выше капиталовложений в чисто газовый завод.

Энерготехнологический метод переработки углей не дает существенного улучшения технико-экономических показателей производства газа по сравнению с другими вариантами. Производство газа по этому методу тесно связано с производством электроэнергии.

Для рассмотренной мощности газового завода (1 млрд. нм<sup>3</sup>/год газа) требуется в этом случае строительство электростанции мощностью ~ 1 млн. квт.

В заключение необходимо отметить, что химическая продукция, которая может быть получена на газохимическом за-

воде, в основном является дефицитной и сбыт ее обеспечен. Так, по схеме с синтезом углеводов над кобальтовыми катализаторами получают высококачественные дефицитные растворители.

Керосиновая фракция не содержит ароматических углеводородов и серы и является прекрасным осветительным керосином, который относится к числу дефицитных продуктов, особенно на Востоке СССР. Этот керосин представляет большую ценность и как заменитель бензола и нефтяного керосина при цементации стали, так как при его применении повышается производительность цементационных печей и облегчаются условия труда. Он является ценным продуктом освещения маяков и как сырье для производства моющих средств.

Синтетическая дизельная фракция имеет цетановое число 90 и может явиться высококачественной добавкой и низкоцетановым нефтяным топливом. Основная ценность фракции состоит в том, что она пока является единственным сырьем для получения тонких моющих средств по методу АН СССР. Потребность в ней большая и не может быть удовлетворена существующими заводами. В ближайшее время возможно получение аналогичного сырья на основе нефти, однако процесс его получения пока не освоен.

Парафин является дефицитным продуктом, и сбыт его обеспечен. По своему качеству синтетический церезин лучше нефтяного или природного церезина. Потребители на значительные количества церезина пока не найдены, но он уже начал широко применяться в ряде отраслей промышленности (для получения смазок, гуталина, для пропитки конденсаторов, в текстильной промышленности) и может найти в ближайшее время большое распространение.

Следует учесть также, что по схеме с синтезом над  $\text{Co—Th}$  катализаторами можно получить ценные индивидуальные предельные углеводороды и эталонные топлива типа *n*-гептан, цетан и др.

Получающиеся при газификации фенолы и при синтезе аммиака являются продуктами, находящими широкое применение в народном хозяйстве, спрос на которые не удовлетворяется.

На основании изложенного можно сделать следующие выводы.

1. Проведенные технико-экономические исследования показали целесообразность решения задачи централизованного газоснабжения восточных районов СССР на основе комплексного газохимического использования твердого топлива и газа.

2. Комплексное газохимическое использование углей позволяет значительно улучшить экономику производства высококалорийного газа и химической продукции. Наряду с этим облегчается организация газоснабжения городов и промышлен-

ности в соответствии с сезонным и суточным графиком потребления.

3. По схемам комплексного газохимического использования углей можно получить дешевый газ и химическую продукцию по себестоимости ее выработки в других отраслях промышленности.

4. Выбор той или иной схемы комплексного газохимического использования топлива должен решаться с учетом потребности в химической продукции как в районе газохимического завода, так и по Союзу в целом.

5. Энерготехнологическая схема переработки углей не обеспечивает улучшение топливно-экономических показателей по сравнению с другими схемами. Ее осуществление зависит от строительства мощных электростанций. Поэтому выбор такой схемы может быть сделан только в отдельном случае совместно с решением вопроса о строительстве электростанций.

## ОПЫТЫ ПО ПОЛУКОКСОВАНИЮ ИТАТСКИХ БУРЫХ УГЛЕЙ ПОД ВЫСОКИМ ДАВЛЕНИЕМ

Для установления показателей процесса газификации итатских бурых углей под давлением необходимо было выяснить данные о процессе полукоксования в условиях, приближающихся к реальной подготовке топлива в газогенераторах.

Как известно, в зону подготовки топлива газогенератора высокого давления поступает газ, содержащий значительное количество водяных паров — примерно 40—50%.

Установлено, что в зоне подготовки газифицируемого слоя, в частности бурых углей, образуется ощутимое количество газа от разложения части этого водяного пара. Поэтому в зоне полукоксования промышленного газогенератора высокого давления к газу, образующемуся непосредственно при термическом разложении органического вещества топлива, добавляется газ, получаемый при разложении некоторого количества водяного пара.

Для приближения к реальным условиям опыты по полукоксованию итатского угля были проведены в токе парозотной смеси (50%  $H_2O$  и 50%  $H_2$ ) при давлениях 1, 20 и 30 *ати*, при постоянном времени пребывания  $\tau = 16$  сек., что соответствует условиям газификации топлив в газогенераторе высокого давления при  $P = 20$  *ати* с напряжением сечения шахты, равном 1000  $кг/см^2$  час.

Технологическая схема лабораторной установки и ее описание приведены в журнале «Химия и технология топлива» (№ 10, стр. 45, 1950).

Опыты проводились с итатским бурым углем, весовой состав которого дан в табл. 1. Размер частиц 3—5 *мм*.

Таблица 1

$W^p$	$A^c$	$V^r$	$C^r$	$H^r$	$S^r$	$N^r$	$O^r$	Выход продуктов полукоксования в алюминиевой реторте при $t = 500^\circ$ , % вес., на сухое топливо			
								полу-кокс	смола	пирогенетическая влага	газ + потери
31,36	11,27	48,32	71,47	4,66	0,54	0,90	22,43	70,25	9,0	6,5	14,25

*Порядок проведения опытов.* После проверки азотом герметичности системы высокого давления устанавливали рабочее давление и включали обогрев наружной стенки аппарата. При достижении температуры на наружной стенке аппарата, равной температуре насыщенного пара при данном давлении, в реакци-

Г. С. ШАФИР, В. С. АЛЬТШУЛЕР

## ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПОЛУКОКСОВАНИЯ И ГАЗИФИКАЦИИ ИТАТСКИХ БУРЫХ УГЛЕЙ ПОД ДАВЛЕНИЕМ ДО 30 *ат*

В связи с перспективами возможного развития производства газов из твердых топлив значительный интерес представляет исследование бурых углей Сибири, в первую очередь бурых углей Канско-Ачинского бассейна, для оценки этих углей как сырья для газификации. Наиболее крупными месторождениями в Канско-Ачинском бассейне являются: Итатское, Боготольское, Назаровское и Ирша-Бородинское. Типичным в этой группе является Итатское месторождение, расположенное на северной окраине Кемеровской области, на базе которого возможно строительство крупных газовых предприятий.

Производство газа из бурых углей Сибири целесообразно осуществлять по схемам комплексного газохимического использования твердого топлива, в основе которых лежит газификация под высоким давлением. В настоящее время отсутствуют какие-либо данные о поведении итатских углей при газификации, в том числе и при газификации под давлением. Поэтому нами была выполнена экспериментальная работа с целью определения предварительной технологической характеристики итатских бурых углей как сырья для газификации под высоким давлением.

Опыты проводились на лабораторных установках ИГиАН СССР для полукоксования и газификации твердых топлив под высоким давлением. Были проведены опыты по полукоксованию итатского угля и газификации образующегося в этих опытах полукокса при давлении 1, 20 и 30 *ат*.

Оценка суммарного процесса газификации итатского угля проводилась путем совместного рассмотрения процессов, происходящих в зонах полукоксования и газификации.

Как показала сравнительная оценка получаемых при таком рассмотрении результатов, лабораторные исследования позволяют делать правильные выводы о возможности газификации под высоким давлением и об ориентировочных показателях процесса в промышленных условиях.

онный аппарат подавали пар. Одновременно включали обогрев на реакционной трубке. Во время продувки аппарата паром температура в слое угля не превышала 200°. По окончании продувки, что определялось появлением конденсата в первом холодильнике, начинали подачу заданного количества азота. При этом повышали температуру слоя топлива по определенной кривой нагрева, которая также приведена в указанном журнале. При достижении температуры в слое, равной 600°, производили спуск давления из системы в течение 10 мин. Затем включали обогрев и прекращали подачу пара и азота, после чего производили продувку азотом в течение 10 мин.

Во время опыта через определенные промежутки времени отбирали пробы газа. Газовый анализ производился на аппарате ВТИ.

После охлаждения установки полученные твердые и жидкие продукты взвешивали.

Опыты были проведены при давлениях 1, 20 и 30 ат.

В табл. 2 приведены средние результаты по выходам и составу полукокса и газа.

Таблица 2

Показатели	Давление, ат		
	1	20	30
Выход полукокса, % вес. на сухое топливо	62,3	48,5	49,5
Содержание летучих, % вес. на горючую массу	10,77	14,87	14,34
Содержание золы, % вес. на сухое топливо	20,21	23,53	25,39
Элементарный состав полукокса, % вес.:			
С <sup>r</sup>	93,25	89,77	89,13
Н <sup>r</sup>	2,13	2,94	2,81
Н <sup>r</sup>	1,21	0,74	0,72
С <sup>r</sup>	1,05	0,82	0,62
О <sup>r</sup>	2,36	5,73	6,72
Состав газа, % объемн.:			
СО <sub>2</sub>	31,10	35,40	34,34
С <sub>n</sub> Н <sub>m</sub>	1,93	1,13	1,01
СО	16,89	4,80	3,72
Н <sub>2</sub>	34,02	46,87	47,73
СН <sub>4</sub>	16,06	12,40	13,20
Удельный вес газа при 0°	0,9704	0,8390	0,8126
Теплота сгорания газа Q <sub>в</sub> , ккал/нм <sup>3</sup>	3105	2900	2971
Количество газа, нл/кг сухого топлива	217	424	417
Степень газификации, %	11,5	20,8	21,1

Как видно из таблицы, с увеличением давления от 1 до 20 ат резко уменьшается выход полукокса, изменяется элементарный состав полукокса в сторону уменьшения содержания углерода, серы и увеличения водорода и кислорода.

Одновременно увеличивается выход газа, в газе повышается содержание водорода, повышается степень газификации топлива в зоне полукоксования.

Из материальных балансов проведенных опытов было установлено, что в процессе полукоксования при давлении 20 и 30 ат имеет место расходование водяного пара. Так, при P = 20 ат степень разложения водяного пара равна 10,8%, при P = 30 ат — 4,55%.

В опытах были получены также данные по выходу смолы. Так, при P = 1 ат выход смолы и газового бензина равен 7,4% (на сухое топливо), при P = 20 ат — 11,9%, при P = 30 ат — 11,3%.

По сравнению с результатами полукоксования в алюминиевой реторте в наших опытах при давлении 20 и 30 ат получен больший выход смолы. Это объясняется тем, что полукоксование при повышенном давлении проводилось в парогазовой среде.

Полученные данные еще раз подтверждают вывод об активном воздействии водяного пара на процесс термического разложения топлива, причем особенно резко это выявляется в условиях применения высоких давлений.

Наличие водяного пара в зоне полукоксования увеличивает глубину распада органического вещества угля и одновременно предотвращает процессы полимеризации и конденсации парогазовой смеси на поверхности твердого остатка, что приводит к уменьшению выхода полукокса, увеличению выхода смолы.

Существенной особенностью полукоксования топлива в присутствии водяного пара является возможность в этих условиях некоторого разложения водяного пара на поверхности полукокса, что также ведет к дальнейшему уменьшению количества твердого остатка и увеличению выхода газа и содержания водорода в газе. При этом большое значение имеет реакционная способность получаемого полукокса. При полукоксовании молодых топлив с повышенной реакционной способностью имеется частичное совмещение зон полукоксования и газификации. В суммарном процессе газообразования повышается относительная роль зоны полукоксования и увеличивается доля потенциального тепла топлива, переходящего в газ.

#### ОПЫТЫ ПО ГАЗИФИКАЦИИ ПОЛУКОКСА ИТАТСКОГО БУРОГО УГЛЯ ПОД ДАВЛЕНИЕМ

Для опытов применялся полукокс, полученный при полукоксовании итатского угля под высоким давлением, которое соответствовало давлению при процессе газификации.

Состав средних проб полукокса приведен в табл. 2.

Технологическая схема установки, на которой производились опыты по газификации, показана на рисунке. Установка в основном аналогична той, на которой производилось полукоксование угля.

В опытах по газификации отсутствовали холодильники высокого давления. Высота слоя топлива была 450 мм. Количество подаваемого кислорода замерялось по реометру высокого давления, а затем кислород, проходя буфер, вводили непосредственно в реакционную трубку сверху. Перегретый в подогревателе пар подвели сбоку в нижнюю часть кольцевого пространства газогенератора. Температура перегрева пара ~ 350°.

Для лучшего смешения кислорода и пара на реакционную трубку сверху насаживали сетчатый цилиндр высотой 150 мм, в котором помещался дробленый шамот размером частиц 8—10 мм. Продукты газификации отводили снизу непосредственно из реакционной трубки, и после дросселирования они поступали в систему низкого давления. Штуцер, через который отводим газ, охлаждался снаружи змеевиком холодильником.

Во время опыта температура слоя регистрировалась платиноплатинородиевыми термопарами, установленными в центре слоя на расстоянии 10, 350 и 450 мм от дна реакционной трубки. Кислород подавали после продувки генератора паром при температуре слоя, равной 400°. Через определенные промежутки времени регистрировали температуры в слое, показания газового счетчика и отбирали пробы газа. Каждая проба газа, взятая в тот или иной момент времени, соответствовала различной высоте слоя, которая подсчитывалась по выгоревшему количеству углерода на основе отдельных анализов газа.

Окончание опыта определяли по падению температуры газа на выходе из реакционной трубки. По окончании опыта взвешивали твердый остаток, выгруженный из реакционной трубки.

Опыты были проведены при давлениях 1, 20 и 30 ат. Количество подаваемого дутья соответствовало напряжению сечения шахты генератора 1000 кг/м<sup>2</sup> час, скорость дутья была 1 м/сек, считая на свободное сечение шахты при нормальных условиях. Соотношение водяного пара и кислорода в дутье было  $H_2O : O_2 = 9,2 \div 9,5$  кг/мм<sup>3</sup>. Результаты этих опытов даны в табл. 3.

Из табл. 3 видно, что как при  $P = 1$  ат, так и при повышенном давлении 20 и 30 ат на высоте слоя примерно 25—30 мм процесс газообразования практически заканчивается. Состав газа незначительно меняется и на остальной высоте слоя. При этом чем больше давление, тем больше содержание метана в газе. Это находится в соответствии с выводами термодинамического анализа процесса газификации топлив под давлением и исследованиями, проведенными нами ранее по газификации

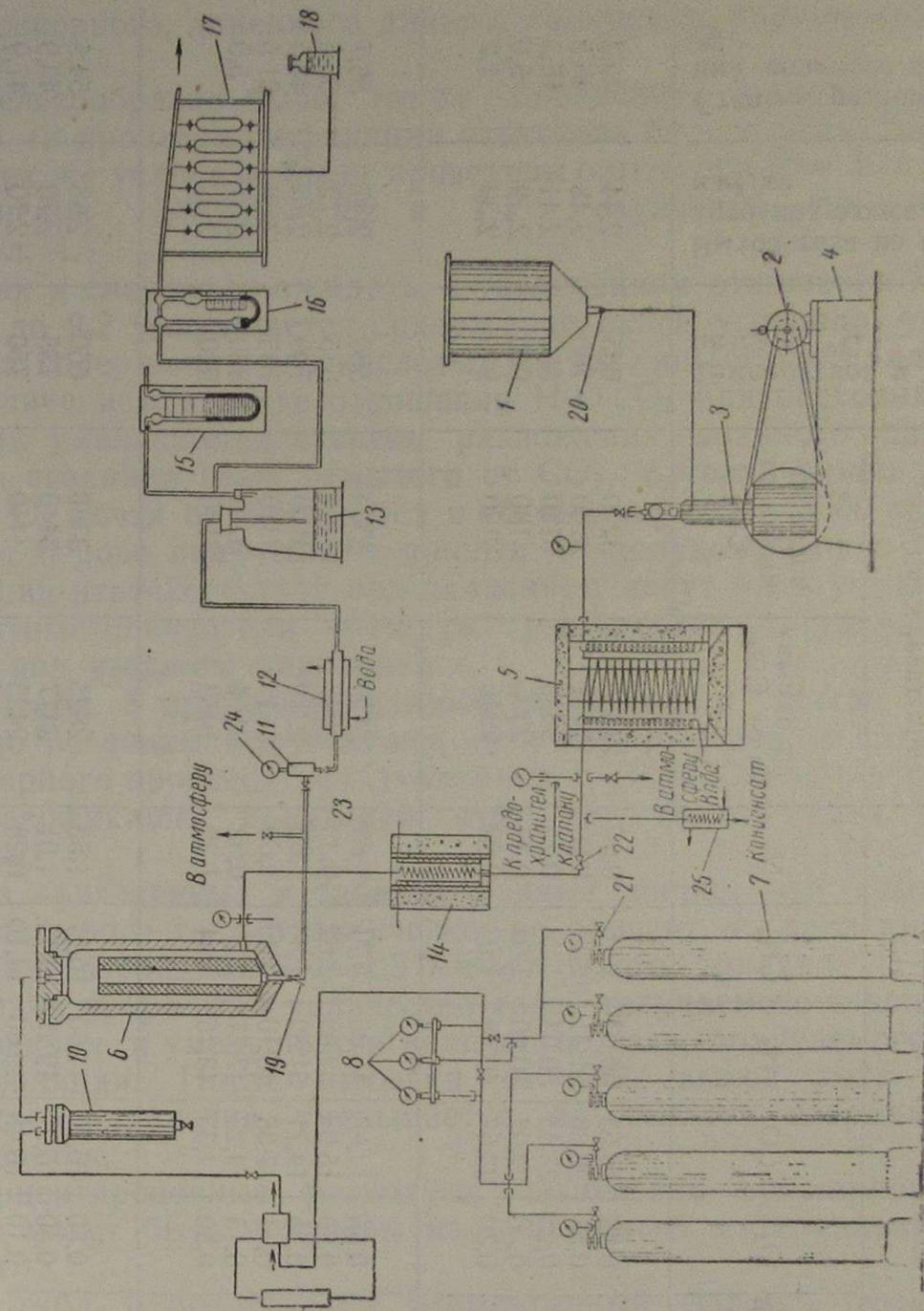


Схема лабораторной установки газогенератора высокого давления.

- 1 — бак; 2 — мотор; 3 — насос;
- 4 — рама для насоса; 5 — паровой мотор; 6 — газогенератор;
- 7 — газовые баллоны; 8 — манометры; 9 — реометр высокого давления; 10 — буфер высокого давления; 11 — пробоборник газа; 12 — трубчатый холодильник; 13 — сборник конденсата; 14 — пароперегреватель; 15 — ртутный манометр; 16 — реометр; 17 — батарея пилеток; 18 — напорная склянка; 19 — термометр; 20 — водопроводный вентиль; 21 — угловой вентиль 3/4"; 22 — то же 1/2"; 23 — то же 1/4"; 24 — кислородный манометр; 25 — змеевиковый холодильник.

Таблица 3

P, атм	Отношение $H_2O/O_2$ , кг/нм <sup>3</sup>	Высота слоя, м	Состав сухого газа, % объемн.						Высшая теплота сгорания газа, ккал/нм <sup>3</sup>		Температура в концевом слое, °C	Выход газа из сухого полукокса, нм <sup>3</sup> /кг	Степень разложения водяного пара, %	
			CO <sub>2</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	O <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	до отмывки от CO <sub>2</sub>				после отмывки от CO <sub>2</sub>
1	9,2	287	27,46	0,12	0,32	18,63	50,63	2,18	0,66	2335	3220	685	2,44	45,2
		162	4,98	0,24	0,34	20,30	51,31	2,11	0,69	2421	3230	700	2,48	46,5
		30	24,50	0,04	0,25	23,45	50,03	1,28	0,45	2368	3140	850	2,41	16,5
		19	24,66	0,50	0,6	22,97	50,00	1,04	0,47	2395	3180	905	2,39	5,0
		16	24,64	0,18	0,30	23,67	49,38	1,03	0,80	2345	3120	940	2,39	1,2
20	9,3	340	30,95	0,07	0,65	14,08	45,06	6,71	1,88	2459	3560	560	2,47	58,7
		241	28,66	0,18	0,20	15,93	52,08	2,62	0,33	2347	3290	685	2,72	55,5
		167	30,10	0,16	0,35	14,71	51,80	1,33	1,05	2219	3160	700	2,76	43,5
		80	29,39	0,30	0,14	17,38	48,10	3,09	1,60	2340	3310	735	2,58	31,5
		20	34,83	0,20	0,15	14,23	47,77	2,20	0,62	214	3260	880	2,51	5,0
30	9,5	16	39,43	0,39	0,30	14,33	43,76	1,41	1,38	1933	3190	920	2,32	
		336	26,90	—	0,50	16,20	44,60	10,27	1,53	2825	3360	660	2,68	54,5
		223	28,00	0,25	0,50	16,24	49,29	4,71	1,01	2477	3440	735	2,70	43,9
		118	29,20	0,23	0,10	16,49	49,60	4,10	0,28	2435	3440	750	2,70	47,9
		46	30,56	0,12	0,14	15,12	50,56	2,14	1,36	2222	3200	775	2,53	34,0
25	30,80	0,34	0,20	13,01	51,76	2,50	1,39	260	3270	800	2,49	10,3		

подмосковного, донецкого длиннопламенного, украинских бурых углей.

Целесообразно было также определить влияние состава дутья на процесс газификации итатского бурого угля. Для этого при тех же условиях были проведены опыты при  $P = 30$  атм и соотношении  $H_2O : O_2 = 9,2$  и  $7,1$ . Результаты представлены в табл. 4.

Как и следовало ожидать, с увеличением отношения  $H_2O : O_2$  с  $7,1$  до  $9,2$  уменьшается содержание окиси углерода, увеличивается содержание углекислоты. Из таблицы также видно, что с увеличением в дутье отношения  $H_2O : O_2$  при постоянном давлении уменьшается степень разложения водяного пара. Теплота сгорания газа, отмытого от  $CO_2$ , с увеличением в дутье  $H_2O : O_2$  почти не изменяется и составляет  $3000—3500$  ккал/нм<sup>3</sup>.

На основе полученных данных по полукоксованию и газификации итатского угля под давлением могут быть установлены вероятные показатели процесса газификации натуральных топлив под высоким давлением.

В табл. 5 приведены данные по выходу и составу газа отдельно по зонам полукоксования и газификации, а также для суммарного процесса при давлениях  $1, 20$  и  $30$  атм (состав газа при газификации полукокса взят при высоте слоя, равной  $100$  мм).

Из приведенных в таблице данных видно, что суммарный выход сырого газа практически не зависит от давления и составляет в среднем  $1,1—1,3$  нм<sup>3</sup>/кг сухого топлива. С ростом давления возрастает количество газа, получаемого в зоне полукоксования, и уменьшается количество газа, получаемого в зоне газификации. После отмывки от  $CO_2$  выход газа с увеличением давления уменьшается, но теплота сгорания увеличивается.

Ориентировочные расходные показатели суммарного процесса могут быть получены из суммарного материального баланса.

В табл. 6 представлен элементарный баланс суммарного процесса газификации итатского угля при давлении  $20$  атм (в кг/100 кг топлива) с применением парокислородного дутья ( $H_2O : O_2 = 9,3$  кг/нм<sup>3</sup>). Из этого баланса получены следующие показатели процесса при  $P = 20$  атм: расход кислорода  $0,135$  нм<sup>3</sup>, перегретого водяного пара  $1,238$  кг на  $1$  нм<sup>3</sup> сухого газа, отмытого от  $CO_2$ . Суммарная степень разложения водяного пара равна  $39,2\%$ .

Следует отметить, что в промышленных газогенераторах имеются более благоприятные условия для газификации топлива: большая высота слоя, более высокий перегрев водяного пара. Поэтому можно ожидать лучших показателей процесса, чем полученные в лабораторных опытах, что подтверждается результатами газификации украинского бурого угля, получен-

Таблица 4

Отношение $H_2O/O_2$ в дутье, кг/нм <sup>3</sup>	Высота слоя то- плива, м	Состав сухого газа, % объемн.						Высшая теплота сгора- ния газа $Q_v$ , ккал/нм <sup>3</sup>		Температура в кон- це слоя, °С	Выход газа из су- хого полукокса, нм <sup>3</sup> /кг	Степень разложе- ния водяного пара, %	
		до отмывки от CO <sub>2</sub>		после отмывки от CO <sub>2</sub>		CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>				
		CO <sub>2</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>								
7.1	322	35,11	0,64	0,43	8,96	48,01	5,74	1,11	2372	3650	655	2,43	61,6
	219	31,17	0,08	0,91	13,37	48,97	4,38	1,12	2323	3380	700	2,52	53,7
	97	27,30	0,10	0,30	20,96	47,96	3,11	0,88	2391	3290	750	2,40	53,9
	32	27,60	—	0,54	20,22	47,77	2,50	1,37	2308	3190	905	2,46	49,0
	7	27,90	0,20	0,20	23,67	44,68	1,73	1,62	2275	3150	1030	2,31	19,0
9.2	341	32,15	0,09	0,27	14,82	46,80	5,17	0,70	2380	3510	315	2,37	39,4
	227	35,54	0,33	0,22	10,60	49,00	3,63	0,68	2210	3430	425	2,46	37,4
	102	51,21	0,41	0,02	5,18	39,40	2,88	0,80	1682	3430	640	2,08	13,9
	74	55,70	0,20	2,28	4,56	34,35	2,20	0,71	1424	3220	710	1,97	3,6
	65	54,64	0,23	5,67	4,35	32,17	2,26	0,68	1360	3000	765	2,01	1,4

Таблица 5

Состав сухого газа, % объемн.	P=1 ат				P=20 ат				P=30 ат			
	полу- кокс- вание	газифи- кация	суммар- ное									
CO <sub>2</sub> . . . . .	31,10	24,75	25,80	35,40	29,00	31,27	34,34	29,40	31,25	34,34	29,40	31,25
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> . . . . .	1,93	0,20	0,48	1,13	0,24	0,56	1,01	0,23	0,52	1,01	0,23	0,52
CO . . . . .	16,69	22,05	21,20	4,80	17,50	12,95	3,72	15,50	11,01	3,72	15,50	11,01
H <sub>2</sub> . . . . .	34,02	50,45	47,79	46,27	49,60	48,43	47,73	49,50	48,85	47,73	49,50	48,85
CH <sub>4</sub> . . . . .	16,06	1,75	4,06	12,40	2,80	6,24	13,20	3,40	7,15	13,20	3,40	7,15
O <sub>2</sub> . . . . .	—	0,31	0,25	—	0,25	0,16	—	1,07	0,66	—	1,07	0,66
N <sub>2</sub> . . . . .	—	0,50	0,42	—	0,61	0,39	—	0,90	0,56	—	0,90	0,56
Высшая теплота сгорания сухого газа $Q_v$ , ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	3370	270	2560	2900	2343	2542	2971	2315	2580	2971	2315	2580
Выход сухого газа, н/м <sup>3</sup> сухого исходного топлива . . . . .	0,217	1,12	1,337	0,424	0,764	1,188	0,417	0,75	1,092	0,417	0,75	1,092
Высшая теплота сгорания сухого газа после отмывки от CO <sub>2</sub> , ккал/нм <sup>3</sup> . . . . .	4900	3590	3450	4490	3300	3700	4520	3320	3760	4520	3320	3760
Выход газа после отмывки от CO <sub>2</sub> , нм <sup>3</sup> сухого исходного топлива	0,149	0,843	0,992	0,274	0,542	0,816	0,274	0,477	0,751	0,274	0,477	0,751
К. п. д. газификации ( $Q_v$ сухого топлива = 5880 ккал/кг) . . . . .	12,4	51,0	63,4	20,9	30,4	51,3	21,0	27,0	48,0	21,0	27,0	48,0

Таблица 6

	С	Н	О	Н	С	W	А	Σ
Топливо . . . . .	43,56	2,84	13,70	0,55	0,25	31,36	7,74	100,00
Водяной пар:								
разложенный в								
зоне полукок-								
сования . . . . .	—	1,12	8,94	—	—	—	—	10,06
разложенный в								
зоне газифика-								
ции . . . . .	—	3,26	26,28	—	—	—	—	29,54
неразложенный								
техниче-								
ский . . . . .	—	—	15,50	0,21	—	61,40	—	61,40
Кислород								
Σ . . . . .	43,56	7,22	64,42	0,76	0,25	92,76	7,74	216,71
Сухой газ из зоны:								
полукоксования . . . . .	8,85	1,95	16,25	0,30	—	—	—	27,35
газификации . . . . .	21,50	4,02	43,40	0,41	0,21	—	—	69,54
Влага газа:								
из топлива . . . . .	—	—	—	—	—	31,36	—	31,36
пирогенетическая								
влага . . . . .	—	0,51	4,05	—	—	—	—	4,56
неразложенный								
водяной пар . . . . .	—	—	—	—	—	61,40	—	61,40
Смола . . . . .	4,89	0,50	0,60	0,05	0,04	—	—	6,08
Газовый бензин . . . . .	2,13	0,24	0,12	—	—	—	—	2,49
Шлаки . . . . .	0,88	—	—	—	—	—	7,74	8,62
Унос и потери . . . . .	5,31	—	—	—	—	—	—	5,31
Σ . . . . .	43,56	7,22	64,42	0,76	0,25	92,76	7,74	216,71

ными на данной установке и на полупромышленной установке в Институте теплоэнергетики АН УССР.

Таким образом, при промышленной газификации итатских бурых углей следует ожидать снижения удельного расхода кислорода и получения газа с более высокой теплотой сгорания (по сравнению с лабораторными опытами).

М. И. ДЕРБАРЕМДИКЕР, Б. Л. РОЗОВ

### ГАЗИФИКАЦИЯ НАЗАРОВСКОГО УГЛЯ ПОД ДАВЛЕНИЕМ

Главгазом СССР в 1957 г. было организовано промышленное испытание назаровского угля с целью получения данных для проектирования газовых заводов в Сибири.

Опытный цех Щекинского газового завода, в котором проводились испытания,<sup>1</sup> является крупнейшей в Советском Союзе экспериментальной установкой по газификации твердого топлива. Он состоит из ряда отделений, где в промышленном масштабе воспроизведены основные технологические процессы производства газа: подготовка топлива, газификация, очистка газа от смолы, пыли и влаги, очистка газа от сернистых соединений, дефеноляция сточных вод.

Установленный в опытном цехе генератор высокого давления однопоточный с генераторами основного цеха завода. Внутренний диаметр его шахты 2,5 м. Промышленные размеры оборудования установки позволяют использовать показатели испытаний для проектирования новостроек без коррективов.

До опытов с назаровским углем на установке проводились испытания подмосковного угля, которые показали, что применяемая система контроля обеспечивает получение достаточно достоверных данных.

Прибывший на завод назаровский уголь содержал до 40% влаги. Ситовым анализом было установлено, что содержание в угле фракции выше 40 мм составляет около 20%. В связи с тем, что топливоподготовка опытного цеха выдает уголь размером кусков от 5 до 40 мм и, учитывая термическую непрочность назаровского угля, можно было рассчитывать, что более крупное топливо будет измельчено без дробления только путем подсушки и этим уменьшено количество отходов. В результате подсушки в дымовой сушилке и грохочения был получен уголь обычного для цеха зернового состава с влажностью около 33%. При этом половина всего топлива была использована для газификации.

<sup>1</sup> Испытания проводились коллективом опытного цеха Щекинского завода совместно с сотрудниками лаборатории газификации ВНИИ НП.

фикации, остальная часть — мелочь меньше 5 мм — подавалась на ТЭЦ. Проведены два опыта: поисковый и балансовый продолжительностью 40 час. В поисковом опыте была установлена максимально возможная производительность опытного генератора, найдено оптимальное соотношение пара и кислорода и определен режим золоудаления.

Применяемое для газификации подмосковного угля соотношение пара и кислорода, равное около 8 кг пара на 1  $\text{нм}^3$  100%-ного кислорода, для газификации назаровского угля оказалось слишком высоким, обуславливающим получение очень мелкой пыльной золы, склонной к зависанию в шахте генератора. Такую золу вращающаяся колосниковая решетка выгребала с перебоями. Для укрупнения частиц золы вследствие их слипания при высокой температуре был применен более горячий режим: соотношение пара и кислорода в дутье было около 7  $\text{кг}/\text{нм}^3$ .

Средняя производительность газогенератора составляла 8000  $\text{нм}^3/\text{час}$  неочищенного газа, что почти в 2 раза превышает проектную производительность генератора на подмосковном угле. В конце испытания производительность была доведена до 10 000  $\text{нм}^3/\text{час}$ .

Несмотря на высокую производительность генератора, количество выгрузок золы при работе на назаровском угле было в 1,5 раза меньше, чем при проектной производительности генератора на подмосковном угле. Это объясняется значительным различием в зольности указанных топлив. Зольность назаровского угля в 3 раза ниже зольности подмосковного угля. Это имело решающее значение в достижении высокой производительности генератора на назаровском угле.

При форсированной работе на подмосковном угле, проводившейся на той же установке, производительность генератора ограничивалась высокой зольностью топлива, так как частые выгрузки золы отрицательно влияют на ход процесса, помимо того, что являются трудоемкими операциями и уменьшают межремонтный пробег.

Кроме того, зола назаровского угля — тугоплавкая, чем она выгодно отличается от интенсивно шлакующей золы подмосковного угля. Высокое качество золы и полное отсутствие колчедана в угле позволили уверенно применять более горячий режим, что способствовало повышению производительности генератора и улучшению показателей процесса.

Достигнутая производительность генератора на назаровском угле не является предельной, так как возможности основных операций — загрузки топлива и выгрузки золы — не были исчерпаны. Дальнейшую форсировку ограничивали чисто местные условия — подача дутья, в частности пропускная способность паропровода. Предположение о том, что форсировка будет ограничиваться увеличением количества уносимой газом пыли, не

подтвердилось. Конденсационные горшки, сбрасывающие из системы смесь смолы с фенольной водой и пылью, были чистыми.

Осмотренная после окончания опыта внутренняя поверхность купола генератора также была чистой, несмотря на то, что генератор перед испытаниями назаровского угля специально не очищался и на нем проводились различные опыты, в том числе и форсированные на подмосковном угле.

Количество уноса определяется скоростью газа, выходящего из слоя топлива, или площадью газоотбора. В генераторе Щекинского завода площадь газоотбора нетрудно увеличить в 1,5 раза, сняв футеровку. Для предстоящих опытов с бородинским углем это будет осуществлено. Имеются и другие средства для увеличения площади газоотбора.

В течение всего опыта генератор и все оборудование работали бесперебойно: без остановок и без снижения производительности. Основные результаты опыта приведены в таблице, в которой для сравнения представлены показатели газификации подмосковного угля.

Показатели	Единица измерения	Назаровский уголь	Подмосковный уголь
Топливо, загружаемое в газогенератор			
Состав рабочей массы . . . . .			
	% вес.		
$\text{C}^p$ . . . . .		41,1	37,4
$\text{H}^p$ . . . . .		2,7	2,8
$\text{O}^p$ . . . . .		13,5	11,3
$\text{N}^p$ . . . . .		0,6	0,6
$\text{S}^p$ . . . . .		0,6	3,1
$\text{A}^p$ . . . . .		7,9	22,6
$\text{W}^p$ . . . . .		33,6	22,2
Фракция угля . . . . .	мм	5—40	5—40
Средний размер зерна . . . . .	"	18,5	19,7
Теплота сгорания рабочего топлива			
	ккал/кг		
высшая . . . . .		3820	3656
низшая . . . . .		3473	3373
Производительность газогенератора			
Расход угля . . . . .	т/час	6,3	4,8
Напряжение сечения шахты по топливу . . . . .	кг/м <sup>2</sup> час	1260	960
Выход неочищенного газа . . . . .	нм <sup>3</sup> /час	8000	4900
очищенного " . . . . .	"	5400	3220

Показатели	Единица измерения	Назаровский уголь	Подмосковный уголь
<b>Пар 26 ати</b>			
Расход . . . . .	т/час	6,5	4,67
Температура . . . . .	°С	460	440
Расход на 1 н.м. <sup>3</sup> очищенного газа . . . . .	кг/н.м. <sup>3</sup>	1,2	1,45
Расход на 1 н.м. <sup>3</sup> 100%-ного кислорода . . . . .	кг/н.м. <sup>3</sup>	7,0	8,0
Степень разложения водяного пара . . . . .	%	43,0	37,0
<b>Кислород 25 ати</b>			
Расход 100%-ного кислорода . . . . .	н.м. <sup>3</sup> /час	920	570
Концентрация технического кислорода . . . . .	%	77	75
Расход на 1 н.м. <sup>3</sup> очищенного газа . . . . .	н.м. <sup>3</sup> /н.м. <sup>3</sup>	0,17	0,177
<b>Неочищенный газ</b>			
Выход газа на рабочее топливо . . . . .	н.м. <sup>3</sup> /кг	1,26	1,02
Состав газа . . . . .	% объемн.		
CO <sub>2</sub> . . . . .		32,2	32,8
H <sub>2</sub> S . . . . .		0,30	1,50
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> . . . . .		0,70	0,50
O <sub>2</sub> . . . . .		0,20	0,20
CO . . . . .		12,60	11,50
H <sub>2</sub> . . . . .		41,00	41,20
CH <sub>4</sub> . . . . .		9,20	8,60
N <sub>2</sub> . . . . .		3,80	3,70
Теплота сгорания газа (высшая) . . . . .	ккал/н.м. <sup>3</sup>	2640	2590
Содержание влаги . . . . .	г/н.м. <sup>3</sup>	825	950
Температура газа на выходе из генератора . . . . .	°С	230	240
<b>Очищенный газ</b>			
Выход на рабочее топливо . . . . .	н.м. <sup>3</sup> /кг	0,85	0,67
Состав газа . . . . .	% объемн.		
CO <sub>2</sub> . . . . .		0,2	0,3
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> . . . . .		1,0	0,7
O <sub>2</sub> . . . . .		0,3	0,3
CO . . . . .		18,6	17,7

Показатели	Единица измерения	Назаровский уголь	Подмосковный уголь
H <sub>2</sub> . . . . .		60,7	62,4
CH <sub>4</sub> . . . . .		13,6	13,0
N <sub>2</sub> . . . . .		5,6	5,6
Теплота сгорания газа (высшая) . . . . .	ккал/н.м. <sup>3</sup>	3860	3780
<b>Зола (выгреб)</b>			
Содержание горючих . . . . .	% вес.	11,6	2,5
Химический состав . . . . .	% вес.		
SiO <sub>2</sub> . . . . .		38,00	42,30
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .		18,50	39,90
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .		14,00	11,40
CaO . . . . .		23,50	4,30
MgO . . . . .		3,50	0,60
SO <sub>3</sub> . . . . .		2,50	0,66
К. п. д. газификации . . . . .	%	85,0	78,5

Из таблицы видно, что влажность назаровского угля на 50% больше подмосковного, однако показатели процесса газификации назаровского угля значительно лучше: удельный выход товарного газа из рабочего топлива выше на 30%; производительность генератора по товарному газу выше почти на 70%; степень разложения водяного пара выше на 15%; напряжение поперечного сечения шахты по топливу выше на 30%, а по газу на 65%; к. п. д. газификации выше на 8% и т. д.

Учитывая возможность дальнейшей форсировки процесса и сокращения времени пребывания топлива в зонах подготовки, целесообразно подсушивать топливо до 25—26% влажности.

При подготовке угля для газификации обнаружались значительные потери топлива с фракцией 0—5 мм. Целесообразно поэтому отсеивать мелочь до 2 мм, а верхний предел снизить до 20—25 мм, что также будет способствовать улучшению показателей процесса.

Теплота сгорания товарного газа может быть доведена до 4000 ккал/н.м.<sup>3</sup> в результате применения 95—97% технического кислорода.

## ВЫВОДЫ

1. Газогенератор Щекинского газового завода без каких-либо переделок может производить на назаровском угле до 6000—7000  $\text{нм}^3/\text{час}$  товарного газа.

2. Технологические и эксплуатационные показатели работы генератора на назаровском угле значительно выше, чем на подмосковном угле<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> В период подготовки сборника к печати в опытном цехе Щекинского газового завода были проведены промышленные испытания по газификации бородинского угля под давлением 20 ат на парокислородном дутье. Четырехсуточными опытами установлена производительность газогенератора по сырому газу 10000—11000  $\text{нм}^3/\text{час}$  при более высоких показателях газификации — степени разложения водяного пара, выходу газа. — *Прим. ред.*

В. С. АЛЬТШУЛЕР, Г. С. ШАФИР

## ПРОЦЕСС ГАЗООБРАЗОВАНИЯ ПРИ ПОЛУЧЕНИИ БЫТОВОГО И ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ГАЗОВ ПУТЕМ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДЫХ ТОПЛИВ ПОД ВЫСОКИМ ДАВЛЕНИЕМ

Одним из новых, прогрессивных методов газификации твердых топлив является газификация под высоким давлением. Этот метод позволяет получать из твердых топлив при высокой интенсивности процесса газ высокой теплоты сгорания и использовать дешевые мелкозернистые низкокачественные виды топлив. Газификация под давлением получила промышленное распространение прежде всего как метод производства газа, пригодного для бытового газоснабжения. Здесь этот метод явился по существу единственным практически приемлемым методом безостаточной газификации с целью получения газа необходимого состава и требуемой теплоты сгорания.

Существенно отметить также и то, что газификация под давлением позволяет строить бытовое газоснабжение на основе использования не дальнепривозных, а местных топлив, в большинстве случаев низкокачественных, мелкозернистых.

Огромный ассортимент неспекающихся топлив, имеющих в различных районах СССР, является прекрасной сырьевой базой для производства бытового газа из местного сырья.

Значительные перспективы имеет газификация под давлением также и для получения газов, пригодных для химических синтезов.

Гибкость процесса под давлением, возможность регулирования в широких пределах состава дутья, температур и давлений создают предпосылки к получению газа любого заданного состава.

Особенно интересным представляется производство технологического газа под давлением с последующим его использованием для синтезов, проводимых также под высоким давлением. В этом случае сокращаются энергетические затраты, возможно применение менее активных катализаторов, улучшается экономика получения химических продуктов.

Сочетание газификации под давлением с применением получаемого газа высокого давления для химических синтезов и последующего централизованного газоснабжения лежит в основе эффективных схем комплексного газохимического использования топлива, разрабатываемых в ИГИ АН СССР.

Несмотря на промышленное осуществление газификации твердых топлив под высоким давлением, основы этого процесса изучены недостаточно. В связи с этим в лаборатории газификации ИГИ АН СССР в последние годы проводятся экспериментальные и теоретические исследования газогенераторного процесса. Для этой цели в институте сооружена крупная лабораторная установка, позволяющая экспериментально изучать суммарный процесс газификации твердого топлива и его отдельные стадии под давлением до 100 ат.

Ниже приводятся результаты некоторых наших исследований, проведенных на этой установке, применительно к вопросам получения бытового и технологического газов.

#### МЕХАНИЗМ ГАЗООБРАЗОВАНИЯ ПРИ ГАЗИФИКАЦИИ ТОПЛИВ ПОД ДАВЛЕНИЕМ С ЦЕЛЬЮ ПОЛУЧЕНИЯ БЫТОВОГО ГАЗА

Известно, что газ, получаемый при газификации топлив под высоким давлением, характеризуется повышенным содержанием газообразных углеводородов, преимущественно метана, что и определяет повышенную теплоту сгорания газа. Распространенное в настоящее время объяснение этого факта сводится к тому, что источником образующихся углеводородов являются реакции синтеза метана, протекание которых с ростом давления ускоряется. Термодинамически это вполне обосновано, что подтверждается результатами специальных термодинамических исследований, в том числе и наших [1], выполненных при давлениях до 300 ат и разных составах дутья (паровое, парокислородное, паровоздушное, водородное).

Более глубокий анализ данных по газификации натуральных топлив под давлением указывает на неполноту и недостаточность приведенного объяснения источников появления газообразных углеводородов. Об этом свидетельствуют балансы водорода при газификации разных углей под давлением 20 ат. Такие подсчитанные нами балансы водорода (в % вес.) при газификации под давлением 20 и 1 ат подмосковного, богословского, а также немецкого бурого углей приведены в табл. 1.

Как видно из табл. 1, с увеличением давления повышается количество связанного водорода в газе. Если при газификации топлив в нормальных условиях эта величина не превышает 20%, то при газификации тех же топлив под давлением  $P=20$  ат количество связанного водорода повышается до 30%.

Таблица 1

Статьи баланса	Подмосковный уголь		Богословский уголь		Немецкий бурый уголь	
	$P=1$ ат	$P=20$ ат	$P=1$ ат	$P=20$ ат	$P=20$ ат	не за 1914 г.
Приход	Топливо	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
	Разложенный водяной пар	65,0 35,0	44,3 55,7	61,0 39,0	35,0 65,0	48,6 51,4
Расход	Свободный $H_2$ в газе	40,6	49,6	48,5	54,4	43,0
	Связанный $H_2$ " "	20,6	31,4	18,5	29,7	35,2
	Смола и водорастворимые соединения	14,6	8,1	7,5	5,5	9,2
	Пирогенетическая влага и потери	24,2	10,9	25,5	10,4	12,6
$a =$	количество связанного $H_2$ в газе	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
	количество $H_2$ в угле	31,7	70,9	30,4	84,9	72,5
$b =$	количество $H_2$ от разложенного водяного пара	86,2	112,0	80,5	119,5	119,8
	количество свободного $H_2$ в газе	91,5	114,2	84,2	130,0	116,5
$c =$	общее количество связанного $H_2$					
	количество $H_2$ в угле					

Особенно интересной является оценка количества связанного водорода по отношению к водороду, первоначально содержащемуся в топливе. При газификации под давлением 20 ат значительная часть этой величины составляет 70—80% против 30—32% при давлении 1 ат. Это показывает, что источником значительного количества газообразных углеводородов в условиях промышленной газификации топлив под давлением 20 ат является непосредственно органическая масса топлива.

Однако общее количество связанного водорода в газе, смоле, водорастворимых соединениях, пирогенетической влаге и других продуктах при газификации под давлением несколько превышает количество водорода, первоначально содержащегося в топливе. Это указывает на то, что в процессе под давлением наряду с водородом топлива участвует и водород разложенного водяного пара. Это подтверждается также сравнением приведенных в табл. 1 данных по разложению водяного пара и по количеству свободного водорода в газе.

При газификации под давлением 20 ат около 85% водорода, полученного от разложения водяного пара, переходит в газ в виде свободного водорода и 15% водорода взаимодействует с продуктами термического разложения и газификации топлива.

При газификации под нормальным давлением в свободный водород газа переходит не только весь водород разложенного водяного пара, но частично и водород органической массы топлива.

Повышение давления тормозит образование свободного водорода из топлива, и даже часть свободного водорода, полученного от разложения водяного пара, связывается. Следовательно, повышение давления способствует получению газообразных углеводородов непосредственно из топлива. В этом случае возможно появление, кроме метана, также и других газообразных углеводородов. Это подтверждается анализами газов, полученных при газификации натуральных твердых топлив под давлением 20 ат. Так, в газе, полученном при газификации подмосковного угля под давлением 20 ат, было установлено наличие от 2,5 до 5% этана. Все это говорит о том, что источниками газообразных углеводородов при газификации натуральных топлив под давлением являются не только реакции синтеза метана, но и процесс термического разложения органической массы топлива.

Очевидно, для более полного выяснения механизма газобразования требуется охарактеризовать протекание этих процессов под высоким давлением. В этом направлении нами были проведены многочисленные эксперименты. Исследования процесса полукоксования показали, что с изменением давления меняется роль этого процесса при газификации топлива [2, 3].

Это обусловлено влиянием трех основных факторов, изменяющихся при переходе к газификации под высоким давлением:

собственно давления, времени пребывания продуктов в аппарате и состава газовой среды.

Изменение давления при прочих равных условиях в инертной среде не влияет на выход продуктов полукоксования. Увеличение времени пребывания продуктов в аппарате, обычно обусловленное увеличением давления, влияет на процесс в сторону повышения выхода полукокса и газа при одновременном уменьшении выхода смолы. При этом количество смолы уменьшается в результате увеличения легких фракций, а теплота сгорания газа заметно растет.

Влияние активных компонентов газовой среды (водяного пара, водорода) приводит к уменьшению выхода полукокса, увеличению выхода смолы и газа.

Совместное действие указанных факторов обуславливает то, что при газификации под давлением наблюдается увеличение легких фракций в смоле при практическом постоянстве ее выхода, рост выхода и теплоты сгорания газа при одновременном некотором уменьшении выхода полукокса.

Для выявления роли процесса термического разложения топлива в суммарном газообразовании при газификации под высоким давлением необходимо оценить долю потенциального тепла топлива, переходящего в газ в результате термического разложения.

Проведенная такая ориентировочная оценка для разных топлив показала, что роль процесса термического разложения в суммарном газообразовании при высоких давлениях повышается.

Так, при полукоксовании эстонского сланца при 1 ат в газ переходит 5—8% тепла сланца, а при 20—100 ат эта величина достигает 15—20%. При полукоксовании украинских бурых углей в парозотной среде при давлении 1—3 ат в газ переходит 10—12% потенциального тепла топлива, при 10 ат эта величина уже равна 14—15%, а при 20—30 ат — 20—22%.

Все эти данные свидетельствуют о том, что в процессе газификации под давлением органическая масса топлива является источником значительного количества газообразных углеводородов, повышающих теплоту сгорания получаемого газа. Это определяет повышение роли термического разложения в суммарном газообразовании и соответствующее улучшение показателей процесса, в частности по удельному расходу кислорода и водяного пара.

Многочисленные эксперименты были проведены также с целью изучения реакций синтеза метана, возможных в условиях газификации под высоким давлением [4]. Такими реакциями могут быть реакция между водородом и окисью углерода, а также реакция между водородом и углеродом топлива.

Были подробно изучены механизм и кинетика этих реакций при давлениях до 100 ат.

Экспериментально был установлен факт значительного роста количества образующегося метана путем прямого гидрирования углерода при высоких температурах и давлениях, открывающий новые возможности в использовании высоких давлений в газогенераторной технике. На рис. 1 показано количество образующегося метана при взаимодействии с водородом электродного и древесного углей при разных температурах и давлениях. При температурах выше 800—900° наблюдается резкое увеличение количества образующегося метана.

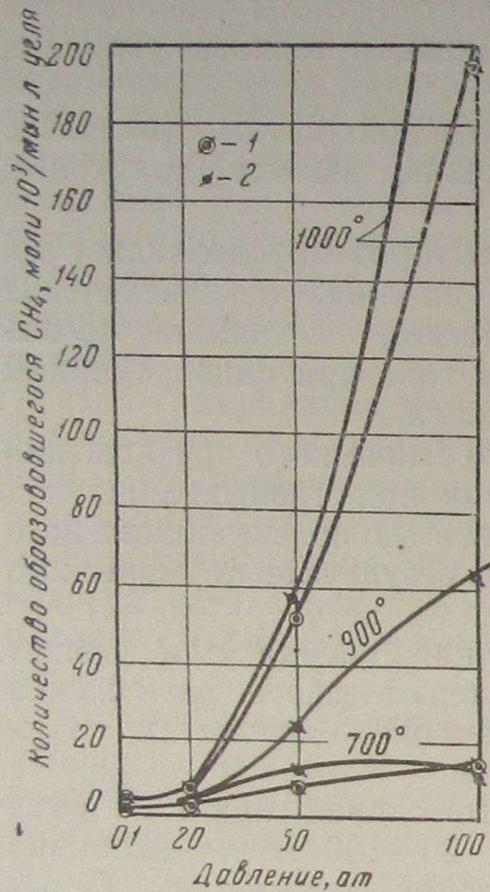


Рис. 1. Количество образовавшегося метана при взаимодействии электродного и древесного углей с водородом при разных температурах и давлениях.

1 — электродный уголь; 2 — древесный уголь.

Таким образом, результаты изучения влияния давления на процесс термического разложения топлив и на реакции синтеза из компонентов генераторных газов подтверждают, что применение высоких давлений способствует появлению в газе повышенных количеств газообразных углеводородов (преимущественно метана), увеличивающих суммарную теплоту сгорания получаемого газа.

Однако отсюда не следует делать вывод о том, что получение газа высокой теплоты сгорания обязано этому фактору. Как показывает анализ структуры теплоты сгорания газа, получаемого в газогенераторах высокого давления, повышенная теплота сгорания газа является результатом не только образования увеличенных количеств метана, но также применения

парокислородного дутья и дополнительной технологической операции — отмывки газа от углекислоты.

Так, при газификации подмосковного угля на паровоздушном дутье теплота сгорания газа составляет около 1400 ккал/нм³, при переходе на парокислородное дутье теплота сгорания достигает 2400 ккал/нм³, а при парокислородном дутье под давлением до 20 ат она равна 3000 ккал/нм³.

После отмывки от CO₂ теплота сгорания газа может быть доведена:

для газа на паровоздушном дутье (9%—CO₂) . . . . .	до 1550 ккал/нм³
„ „ „ парокислородном (25%—CO₂) . . . . .	„ 3200 „
„ „ „ парокислородном под давлением 20 ат (32%—CO₂) . . . . .	до 4440 ккал/нм³

Таким образом, высокая теплота сгорания газа, получаемого при газификации под высоким давлением, является суммарным эффектом роста количества метана в газе, применения парокислородного дутья и использования отмывки газа от углекислоты.

Наряду с изучением процесса термического разложения топлива под давлением и реакций синтеза метана необходимо было также разобраться в вопросе о влиянии давления на химические реакции основного газогенераторного процесса. С этой целью нами были проведены экспериментальные исследования влияния давления на процесс газообразования в кислородной зоне и влияния давления на скорость реакции восстановления углекислоты углеродом.

Опыты по исследованию газообразования в кислородной зоне проводились в угольном канале диаметром 10 мм при давлениях до 100 ат, температурах до 1200°, разных скоростях и составах дутья [4].

Особенностями методики опытов являлись тщательные замеры температур стенок угольного канала по его длине, а также дутья и выходящего газа и особые меры для предотвращения возможного частичного догорания горючих компонентов на выходе из канала. С этой целью газоотвод имел наружное водяное охлаждение.

Кроме того, отвод всего количества газов через узкое кольцевое пространство газоотвода и малое время пребывания газов в нем способствовали минимальному сгоранию газов.

Опыты с применением воздушного дутья показали, что с увеличением давления при постоянном весовом расходе и при прочих равных условиях увеличивается количество потребляемого кислорода.

Степень выгорания угля с ростом давления увеличивается, что подтверждается, в частности, прямыми замерами профиля выгорания угольного канала. Размеры кислородной зоны сокращаются. Выходящий газ содержит преимущественно угле-

кислоту, причем даже значительное увеличение скорости (до 42,5 м/сек при нормальных условиях) не меняло результаты — газ содержал только углекислоту.

Закономерности процесса на воздушном дутье подтвердились также и при изменении состава дутья — вместо воздушного было применено парокислородное и паровоздушное дутье.

Опыты проводились при давлении до 100 ат и температурах до 1200°. Здесь также с увеличением давления увеличивалось количество реагирующего кислорода. При этом в выходящем газе практически отсутствовали водород и метан. Полученные экспериментальные данные позволили сделать вывод о том, что механизм газообразования в кислородной зоне с увеличением давления не меняется. Аналогично процессу при нормальном давлении получаемый газ является результатом совместного протекания окислительных и восстановительных реакций на поверхности и догорания горючих компонентов в объеме.

Касаясь образования метана в кислородной зоне, можно отметить, что для высоких температур прежде всего имеются термодинамические ограничения для протекания этих реакций. Здесь требуются очень высокие давления для получения практически ощутимых количеств метана.

Кроме того, с ростом давления ухудшаются условия для образования водорода, необходимого для реакции метанообразования, уже не говоря о том, что в условиях кислородной зоны метан может получиться в основном на последних ее участках. Поэтому метанообразование при синтезе из газов в кислородной зоне весьма невелико.

Наконец, с ростом давления ускоряются объемные реакции, что в условиях наличия кислорода приводит к практически полному догоранию горючих компонентов газа.

Поэтому необходимо считаться с тем, что с увеличением давления значительно снижаются возможности получения горючего газа из кислородной зоны. В связи с этим основное внимание при газификации твердых топлив под давлением следует обращать на надлежащую организацию процесса в других зонах, в первую очередь в зоне восстановительных реакций, где также интенсивно протекают реакции метанообразования.

#### МЕХАНИЗМ ГАЗООБРАЗОВАНИЯ ПРИ ГАЗИФИКАЦИИ ТОПЛИВ ПОД ДАВЛЕНИЕМ С ЦЕЛЮ ПОЛУЧЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ГАЗА

Общие представления об условиях, при которых получается газ заданного состава, могут быть установлены термодинамическим анализом газогенераторного процесса.

Выполненное нами в этом направлении исследование [1] показывает, что изменением температуры процесса и состава

дутья при высоком давлении можно получить нужное соотношение активных компонентов в газе.

Газ, содержащий активные компоненты, необходимые для химических синтезов углеводородов ( $H_2 : CO$  от 1 до 3), получается при газификации под давлением при сравнительно невысоких температурах (до 1000°), причем увеличение давления способствует получению необходимого газа при повышенных температурах.

Для получения под высоким давлением газа, пригодного для синтеза  $NH_3$ , требуются высокие температуры (1100—1200°) и дутье, обогащенное кислородом. Термодинамический анализ процесса показывает, что применение высоких давлений при газификации топлив приводит также к увеличению в газе нежелательных для синтеза компонентов ( $CO_2$  и  $CH_4$ ). Углекислый газ может быть сравнительно просто удален из полученного синтез-газа. Освобождение синтез-газа от метана является громоздкой технологической операцией, весьма усложняющей весь процесс производства газа. Поэтому наши исследования имели своей целью изучение газогенераторного процесса под высоким давлением в направлении получения газа с необходимым соотношением активных компонентов при минимальном содержании метана.

Очевидно, необходимо найти способы воздействия на газогенераторный процесс под давлением для торможения реакций метанообразования и усиления роли реакций, способствующих потреблению метана, если он все же образуется.

#### Определение условий, способствующих минимальному образованию метана при газификации топлив под высоким давлением

Как было указано ранее, наше исследование механизма газообразования под высоким давлением при получении бытового газа показали, что источниками образования метана при газификации топлив под давлением являются термическое разложение органической массы топлива и синтез метана по реакциям  $CO + 3H_2$  и  $C + 2H_2$ .

Изучение полукоксования твердых топлив под давлением в различных условиях показало, что при заданном топливе меньший выход метана может быть достигнут уменьшением давления и осуществлением процесса в среде водяного пара.

Радикальным способом снижения метана в газе может явиться также применение для газификации тощих топлив.

Эти способы не всегда могут быть использованы при газификации топлив под давлением и потому полностью избежать появления метана в газе при термическом разложении топлива весьма затруднительно.

Переходя к вопросам образования метана при синтезе из газов, следует подчеркнуть слабое развитие этих реакций в кислородной зоне. Для выявления средств и методов торможения образования метана при газификации топлив под давлением нами были проведены опыты по газификации торфяного полукокса парокислородной смесью разного состава ( $H_2O : O_2 = 1; 5; 10$ ) при давлениях 1, 20 и 50 ат, а также опыты по изучению процесса взаимодействия разных смесей  $CO_2 + H_2O$  с торфяным полукоксом при температурах до  $950^\circ$  и давлениях 1 и 20 ат.

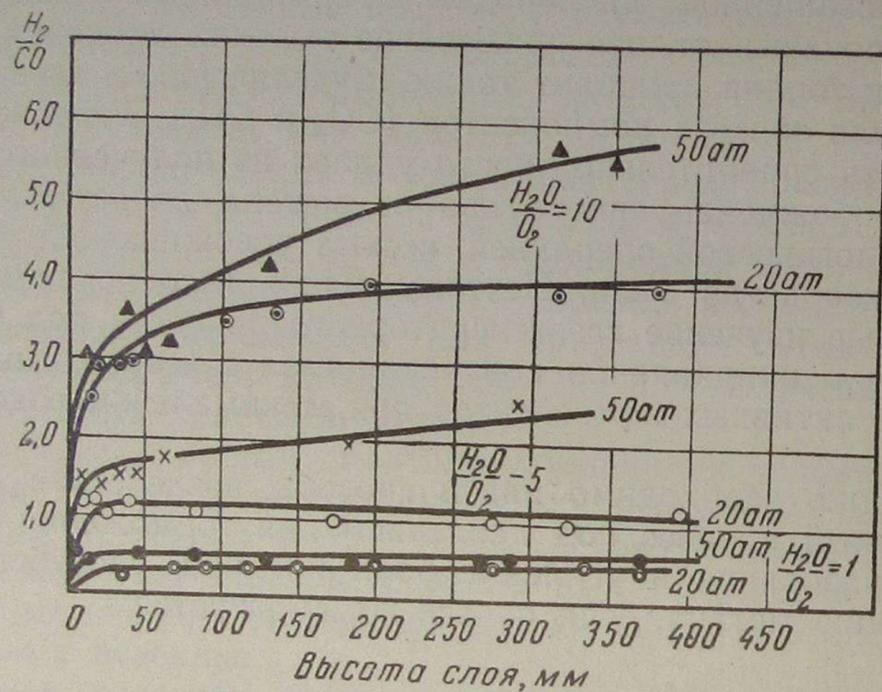


Рис. 2. Изменение отношения  $H_2 : CO$  по высоте слоя при газификации торфяного полукокса парокислородным дутьем разного состава под давлением.

Проведенные опыты подтвердили вывод термодинамического исследования о возможности получения при газификации под давлением газа с определенным соотношением окиси углерода и водорода (рис. 2), причем для каждого заданного отношения  $H_2 : CO$  требуются свой оптимальный состав дутья и соответствующее давление в аппарате.

Увеличение давления при прочих равных условиях приводит к росту отношения  $H_2 : CO$  в газе. Однако большее по сравнению с давлением влияние на отношение  $H_2 : CO$  оказывает состав подаваемого дутья. Влияние состава дутья обусловлено воздействием двух факторов: изменением температурного режима слоя, а при постоянной температуре процесса — составом дутья.

Полученные в опыте данные о скорости образования метана в суммарном процессе газификации торфяного полукокса под давлением показаны на рис. 3.

Как видно из рис. 3, скорость образования метана падает с уменьшением температуры слоя и давления в аппарате. Однако выше  $1300-1350^\circ$  наблюдается противоположное влияние температур, что следует, по-видимому, объяснить ускорением реакции конверсии метана с неразложившимся водяным паром.

Значительно снижается содержание метана в газе с уменьшением высоты слоя. Во второй серии опытов исследовалось метанообразование в зоне восстановительных реакций.

На рис. 4 показана зависимость содержания метана в сухом газе от температуры при различном отношении  $CO_2 : H_2O$  и давлении 1 и 20 ат.

Увеличение отношения  $CO_2 : H_2O$  приводит к уменьшению содержания  $CH_4$  в газе. При увеличении давления при прочих равных условиях

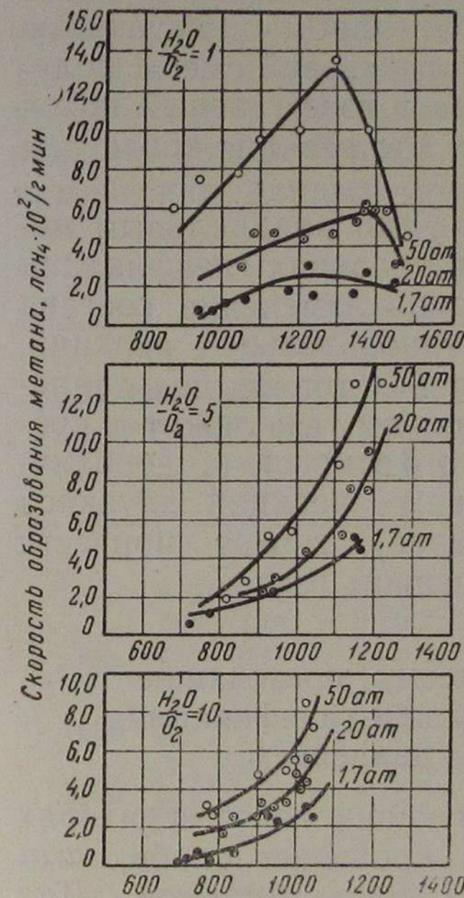


Рис. 3. Скорость образования метана в суммарном процессе газификации торфяного полукокса под давлением.

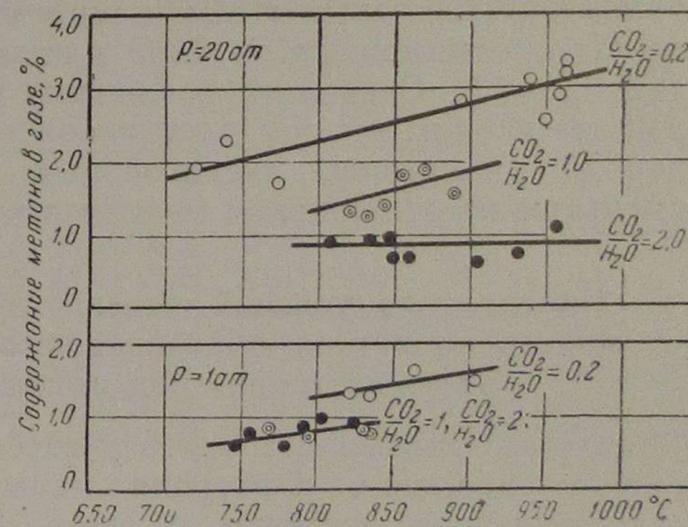


Рис. 4. Содержание метана в сухом газе, получаемом при взаимодействии торфяного полукокса со смесью  $CO_2 + H_2O$  при разных температурах и давлениях.

содержание метана в газе повышается. При увеличении температуры процесса содержание метана в газе растет, причем этот рост тем больше, чем выше давление и чем меньше отношение  $CO_2 : H_2O$ . Кажущееся несоответствие этого результата с выводами термодинамического анализа, где установлено падение содержания метана с ростом температуры, можно объяснить недостаточной степенью достижения равновесия при исследованных температурах.

В газифицируемом слое топлива наблюдается последовательность протекания реакций: разложение водяного пара, син-

тез метана, конверсия метана. Это приводит к тому, что время пребывания газов в слое мало для достижения полного равновесия главным образом в связи с недостаточной скоростью реакции конверсии метана при температурах опытов. В силу этого в условиях опытов, характерных для зоны восстановительных реакций при обычной газификации топлив под давлением, суммарная скорость образования  $\text{CH}_4$  больше суммарной скорости его разложения.

При современном оформлении процесса газификации топлив под давлением в газогенераторе не созданы благоприятные условия для конверсии метана водяным паром и двуокисью углерода, хотя эти реагенты имеются в парогазовой смеси, получаемой в процессе. К моменту появления в газе газовый поток уже находится в зоне низких температур, где реакция конверсии метана протекает слабо.

В целом проведенные опыты показали, что радикальным методом торможения образования метана в условиях газификации топлив под давлением можно считать лишь изменение состава газовой смеси, поступающей в зону восстановительных реакций.

При промышленной газификации твердых топлив под давлением 20 ат отношение  $\text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O}$  в выходящем газе лежит в пределах 0,2—0,5. Очевидно, увеличение этого отношения дополнительным вводом в зону восстановительных реакций двуокиси углерода (например, экспанзерных газов) может привести к уменьшению содержания метана в конечном газе.

#### Определение условий, способствующих протеканию конверсии метана, образовавшегося при газификации твердых топлив под высоким давлением

Мы уже указывали, что в существующих газогенераторах высокого давления конверсия метана протекает слабо, хотя соответствующие реагенты в газовой смеси имеются. Для использования этой реакции при получении газов заданного состава, очевидно, необходимо подробно разобраться в условиях ее осуществления как непосредственно в слое газифицируемого топлива, так и вне его в отдельном аппарате на нейтральной насадке.

С этой целью нами были выполнены термодинамическое и экспериментальное исследования реакции взаимодействия метана с водяным паром под высоким давлением и нормальным давлением в присутствии угля или нейтральной насадки.

Как известно, реакция  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$  осуществляется в технике при атмосферном давлении в присутствии катализаторов. В присутствии твердого топлива эта реакция не нашла промышленного применения и почти не изучена.

Небольшое число опытов в этом направлении было проведено в 1930 г. Н. А. Клюквиным [5], однако результаты их не

позволяют сделать каких-либо выводов по этой реакции и о влиянии отдельных факторов на ее протекание. Отсутствуют в настоящее время также материалы по термодинамическому равновесию реакции  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$  при высоких давлениях в присутствии угля или нейтральной насадки. Известны только расчетные данные В. А. Каржавина [6] для равновесного состава газа, получаемого при конверсии метана при нормальном давлении с различным количеством пара при температурах 500—1200° на угле и шамоте.

Были выполнены термодинамические расчеты равновесия реакции  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$  при давлениях 1, 20 и 40 ат, температурах 700—1100° и отношениях  $\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4 = 1; 5; 10$  в присутствии углерода или нейтральной насадки. Результаты подсчетов показаны на рис. 5. В табл. 2 приведены подсчитанные по термодинамическим данным степени конверсии метана водяным паром.

Таблица 2

Температура процесса, °С	$\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4 = 1$			$\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4 = 5$			$\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4 = 10$			
	1 ат	20 ат	40 ат	1 ат	20 ат	40 ат	1 ат	20 ат	40 ат	
700	с углем	75,6	6,0	5,6	57,0	0,0	0,0	30,9	0,0	0,0
	без угля	76,2	27,8	20,8	99,5	67,9	54,2	100,0	89,0	76,6
900	с углем	76,0	54,5	43,6	93,0	23,5	0,0	88,7	0,0	0,0
	без угля	96,7	67,9	52,5	100,0	97,9	93,4	100,0	99,6	99,0
1000	с углем	98,0	70,2	56,5	96,9	46,1	17,5	94,0	12,2	0,0
	без угля	98,5	80,5	69,4	100,0	99,5	98,5	100,0	99,9	99,9
1100	с углем	99,0	83,0	72,0	98,0	69,6	47,5	97,0	48,0	15,5
	без угля	99,4	89,5	81,5	100,0	100,0	99,7	100,0	100,0	100,0

Как видно из рис. 5, с увеличением температуры в присутствии угля и без него содержание метана в равновесном газе падает при всех рассмотренных давлениях и отношениях  $\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4$ . Однако скорость падения содержания метана в равновесном газе в присутствии угля меньше этой скорости в присутствии нейтральной насадки.

Поэтому с ростом температуры отношение  $\frac{\% \text{CH}_4 \text{ уголь}}{\% \text{CH}_4 \text{ насадка}}$  увеличивается, что является суммарным эффектом усиления реакции метанообразования на угле и повышения степени конверсии метана водяным паром на нейтральной насадке.

Изменение состава дутья в сторону увеличения отношения  $\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4$  при конверсии метана в присутствии угля приводит к уменьшению степени конверсии, что обусловлено увеличением влияния реакций образования метана.

Иная картина при конверсии метана на нейтральной насадке, где степени конверсии с ростом отношения  $H_2O : CH_4$  увеличиваются. На нейтральной насадке при отношении  $H_2O : CH_4 \geq 5$  и температурах выше  $900^\circ$  изменение давления практически не влияет на состав получаемого газа.

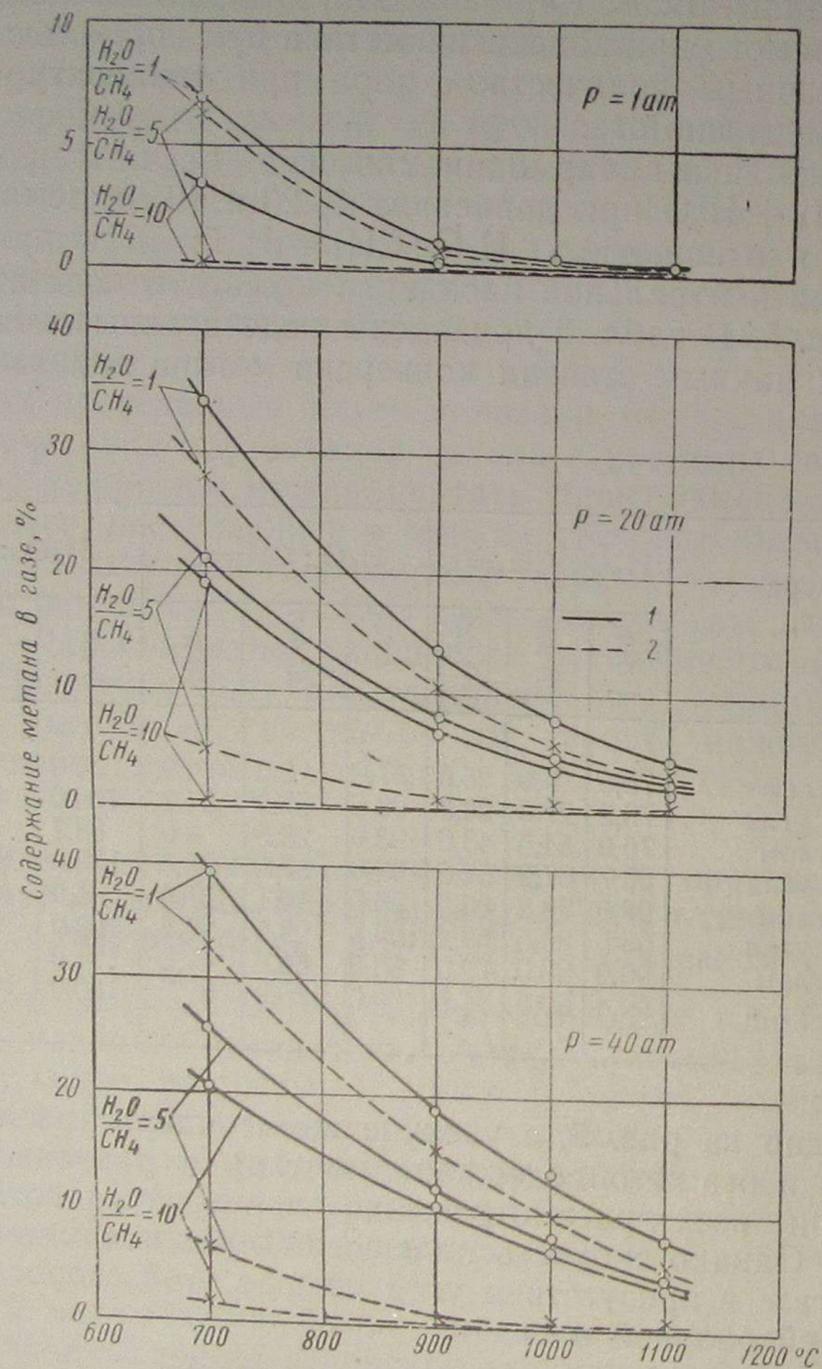


Рис. 5. Содержание метана в газе при разных температурах и давлениях.  
1 — уголь; 2 — нейтральная насадка.

При температурах ниже  $900^\circ$  и отношении  $H_2O : CH_4 \leq 5$  на нейтральной насадке степень конверсии метана водяным паром с увеличением давления падает. В присутствии угля степень конверсии метана водяным паром при всех рассмотренных условиях с увеличением давления также падает.

На основе выполненного расчета термодинамического равновесия реакции  $CH_4 + H_2O$  можно установить, что оптимальными условиями этого процесса будут:

- 1) на нейтральной насадке — температура выше  $900^\circ$ , отношение  $H_2O : CH_4 \leq 5$ , все рассмотренные давления;
- 2) в присутствии угля — температура выше  $1100^\circ$ , отношение  $H_2O : CH_4 \leq 1$ , давления возможно более низкие.

В этих условиях на угле и на нейтральной насадке может быть достигнута практически полная конверсия метана.

Оценивая выявленные оптимальные условия применительно к реальному процессу газификации твердых топлив под давлением, следует указать, что использование здесь реакции  $CH_4 + H_2O$  в присутствии угля вряд ли целесообразно. При газификации твердых топлив под давлением с кусковым золоудалением температуры процесса всегда ниже оптимальных в силу того, что они ограничены температурами плавления золы, т. е. порядка  $1100^\circ$ .

Процесс при этом осуществляется с большим избытком водяного пара и потому отношение  $H_2O : CH_4$  значительно превышает единицу, т. е. выявленную в термодинамических расчетах оптимальную для конверсии величину. Отношение  $H_2O : CH_4$  в неочищенном газе, выходящем из газогенератора высокого давления ( $P = 20 \text{ ат}$ ), работающего на бурых углях, составляет 6—10.

О проведении реакции  $CH_4 + H_2O$  в присутствии угля можно говорить лишь в случае высокотемпературной газификации под давлением, например при газификации под давлением с жидким шлакоудалением.

Более эффективной является реакция  $CH_4 + H_2O$  в присутствии нейтральной насадки. В этом случае регулировка состава газа по метану, очевидно, должна осуществляться в отдельном аппарате высокого давления, заполненного нейтральной насадкой.

Необходимо подчеркнуть, что целесообразность применения высоких давлений для любого химического процесса определяется не только характеристикой изменения равновесных концентраций, но также интенсивностью процесса, габаритами установки, условиями технологического оформления процесса и др.

В связи с этим необходимо было получить экспериментальные данные о скорости протекания реакции  $CH_4 + H_2O$  на нейтральной насадке под давлением в условиях возможного использования этого процесса.

Проведенные опыты показали, что с увеличением скорости дутья при прочих равных условиях скорость реакции  $CH_4 + H_2O$  возрастает (рис. 6).

Влияние скорости дутья начинает сказываться при температурах выше  $800\text{—}850^\circ$ .

Опыты также показали, что степень превращения метана при его взаимодействии с водяным паром при разных температурах и давлениях практически не зависит от отношения  $H_2O : CH_4$ , т. е. от концентрации  $CH_4$  в дутье (рис. 7). Следовательно, реакция  $CH_4 + H_2O$  в изученных условиях идет по первому порядку.

Этот вывод подтверждается также серией опытов, проведенных при разных температурах, давлении 20 ат, отношении  $H_2O : CH_4 = 5$ , но с разным содержанием азота в исходном газе (от 0 до 71,8% объемн.).

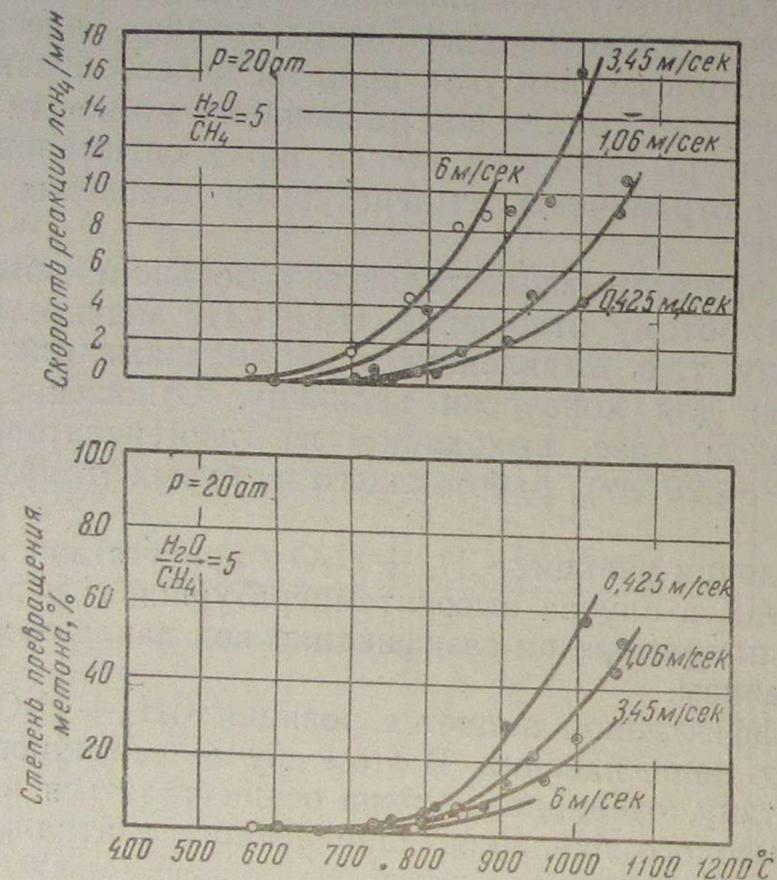


Рис. 6. Влияние температуры и скорости дутья на степень превращения и скорость реакции взаимодействия метана с водяным паром (нейтральная насадка).

Полученные экспериментальные данные позволяют также установить эффект изменения давления на протекание реакции  $CH_4 + H_2O$  при различных температурах. Влияние этого фактора показано на рис. 8, из которого достаточно очевидным становится то, что с увеличением давления при прочих равных условиях степень превращения метана возрастает.

Обнаруженное в опытах влияние давления следует рассматривать как эффект изменения двух факторов: времени пребывания газов в аппарате и константы скорости реакции.

С увеличением давления увеличивается время пребывания газов в реакционном аппарате и уменьшается видимая кон-

станта скорости реакции (диффузионная или близкая к ней область кинетического режима). Уменьшение видимой константы скорости реакции с ростом давления происходит медленнее, чем увеличение времени пребывания, что приводит к наблюдаемому росту степени превращения.

Полученные в опытах данные о скорости реакции  $CH_4 + H_2O$  в присутствии нейтральной насадки показывают возможность достижения практически полной конверсии метана, например при давлении до 20 ат и при температурах примерно 1100°, причем концентрация метана в исходном газе не влияет на скорость процесса.

В заключение необходимо подчеркнуть, что осуществление конверсии метана водяным паром в отдельном аппарате на нейтральной насадке хорошо увязывается с основным технологическим процессом газификации твердых топлив под высоким давлением. В этом случае представляется возможным полезно использовать значительные количества неразложившегося водяного пара, содер-

Рис. 8. Влияние давления на степень конверсии метана водяным паром при разных температурах (нейтральная насадка  $V = 0,425$  м/сек).

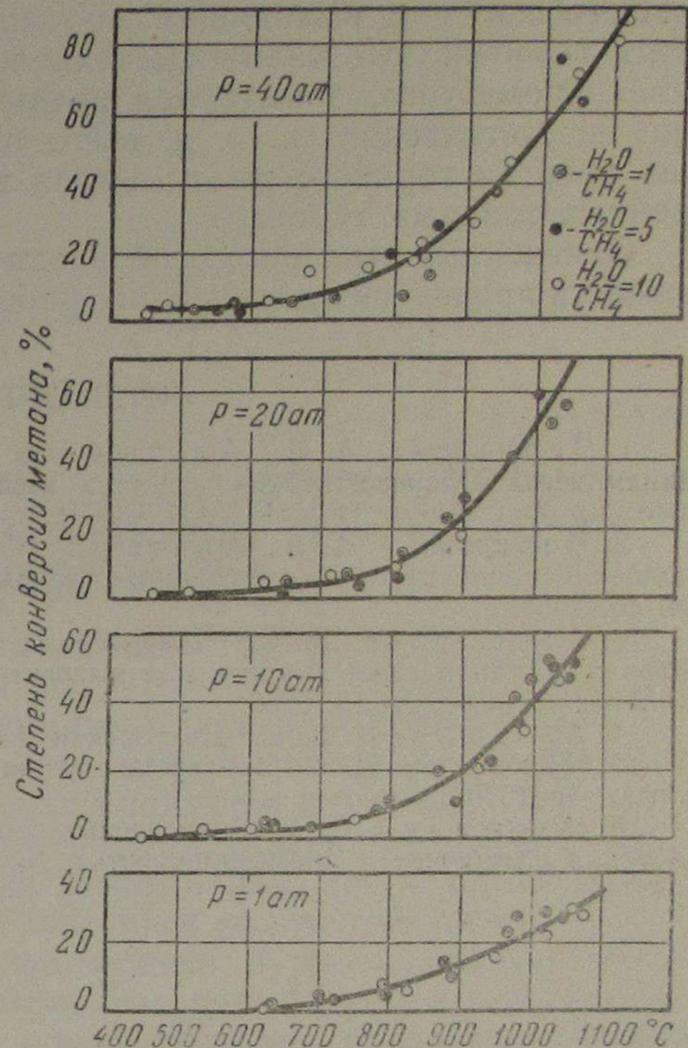
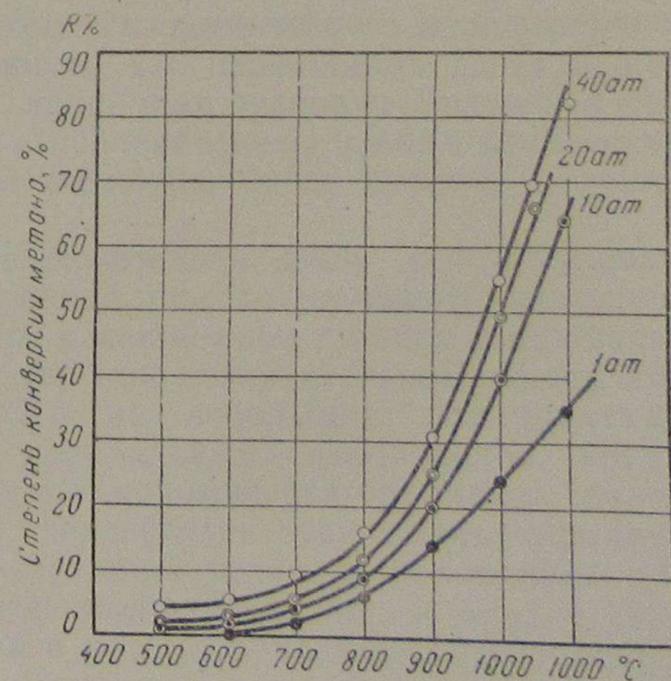


Рис. 7. Влияние температуры и состава дутья на степень конверсии метана водяным паром при разных давлениях (нейтральная насадка  $V = 0,425$  м/сек).



жащегося в газе, выходящем из газогенератора, а также упростить газоочистные элементы технологической схемы производства. Кроме того, появляются реальные возможности повышения энергетического к. п. д. всего процесса путем использования энергии горячего сжатого газа высокого давления в упрощенных газовых турбинах.

Отмеченные выгодные особенности процесса диктуют необходимость проведения дальнейших работ в этом направлении.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Чернышев А. Б., Альтшулер В. С., Шафир Г. С. Термодинамические характеристики процесса газификации твердого топлива под высоким давлением. Тр. ИГИ АН СССР, т. III. Изд. АН СССР, 1954.
2. Чернышев А. Б., Альтшулер В. С., Шафир Г. С. Влияние давления на процесс полукоксования твердых топлив. Изв. ОТН АН СССР, № 10, 1953.
3. Альтшулер В. С., Шафир Г. С. Полукоксование твердых топлив в активной газовой среде под высоким давлением. Химия и технология топлива и масел, № 10, 1956.
4. Альтшулер В. С. Докторская диссертация ИГИ АН СССР, 1953.
5. Ключкин Н. А. Конверсия метана и метансодержащих газов. Госхимиздат, 1930.
6. Каржавин В. А. Равновесные соотношения при конверсии метана. Журнал «Химическая промышленность», № 6, 1932.

Е. И. КАЗАКОВ

### ХИМИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ДЕГТЕЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НАЗАРОВСКОГО И ИТАТСКОГО БУРЫХ УГЛЕЙ

Бурые угли Назаровского и Итатского месторождений вследствие низкого выхода дегтя при термической переработке и высокого содержания в них фюзенизированных компонентов не могут рассматриваться как сырье для получения искусственного жидкого топлива и химических продуктов методами полукоксования и гидрогенизации. Вместе с тем указанные угли и им подобные вполне пригодны для газификации, при которой наряду с газом образуется также и некоторое количество дегтя.

Предстоящая широкая разработка бурых углей восточной Сибири и создание на их базе централизованного газоснабжения будут, таким образом, сопровождаться получением заметных количеств дегтя, рациональная переработка которого на химические продукты может представить определенный интерес с точки зрения удешевления стоимости основного получаемого продукта — газа и должна поэтому явиться необходимым звеном в общей комплексной схеме газохимического использования этих углей. Следует подчеркнуть, что переработка дегтя может оказаться целесообразной лишь при условии получения его в значительных количествах и переработке на ценные химические продукты путем применения возможно более простых и дешевых методов.

Использование дегтя исключительно лишь для получения искусственного жидкого топлива при современном состоянии этого вопроса нельзя считать в какой-либо степени рациональным. В ряде случаев, например при незначительном общем количестве дегтя, получаемого на небольших предприятиях в пунктах, отдаленных от центральных газопроводов, когда переработка его не может быть экономически оправдана, более целесообразно, по-видимому, подвергнуть этот деготь пиролизу в процессе термического разложения угля с образованием дополнительных количеств высококалорийного газа и легкого бензина. Такое решение вопроса в рассматриваемом случае значи-

тельно упростило бы очистку получаемого газа и подсмольных вод, что само по себе является немаловажным фактором при осуществлении термической переработки углей, горючих сланцев и торфа.

Как показали исследования автора, а также имеющиеся в литературе [1] данные, летучие продукты термического разложения твердого топлива следует подвергать пиролизу до их охлаждения и конденсации. Такая организация процесса пиролиза имеет ряд преимуществ, одним из которых является отсутствие значительных потерь тепла, имеющих при охлаждении и конденсации летучих продуктов, и расхода тепла при нагреве и испарении дегтя при его пиролизе.

Процесс пиролиза летучих продуктов термического разложения твердого топлива до их конденсации может быть осуществлен различным путем: в специальных выносных аппаратах — пиролизерах со стационарной или движущейся насадкой или в самом процессе термического разложения путем рециркуляции образующихся летучих продуктов через камеру разложения (например, при термической переработке мелкозернистого твердого топлива в установках с подвижным слоем и т. д.) с одновременным повышением температуры самого процесса разложения.

При пиролизе парогазовых продуктов полукоксования прибалтийских горючих сланцев до их конденсации в выносном пиролизере с движущейся насадкой при температуре 850—900° был получен хороший бытовой газ [1]. Применение в данном случае пара в количестве до 30% от парогазовых продуктов резко снижает величину коксообразования. Реакции взаимодействия водяного пара со смоляным коксом, отлагающимся на насадке, являются заметным источником газообразования.

Исследование процесса пиролиза парогазовых продуктов термического разложения битуминозных украинских бурых углей в выносном пиролизере с коксовой насадкой при температуре ~ 700—800°, проведенное автором и его сотрудниками, показало резкое увеличение выхода легкокипящих масел дегтя и газа с повышенной теплотой сгорания.

При указанной температуре пиролиза выход дегтя снижался примерно в 4 раза с одновременным увеличением в нем содержания легких масел (выкипающих до 200°) до 53% против 10—13% в дегте полукоксования этого угля. Абсолютный выход легких масел увеличился примерно на 70% по сравнению с его выходом при полукоксовании. Выход тяжелых трудно используемых масел, выкипающих выше 300°, снижался при этом почти в 10 раз.

Выход газа при температуре пиролиза 700—800° увеличился в 1,7 раза; его теплота сгорания возросла от 3890 до 4735 ккал/м<sup>3</sup>.

При температуре пиролиза ~ 900° выход жидких продуктов оказался весьма незначительным, а выход газа с теплотой сгорания 4418 ккал/м<sup>3</sup> достигал 420 м<sup>3</sup>/т угля.

Увеличение выхода газа при повышении температуры пиролиза происходит за счет разложения летучих продуктов и вторичного термического крекинга смоляного кокса, отлагающегося на насадке пиролизера.

Необходимо отметить, что предварительная термическая обработка бурых углей до температуры начала выделения дегтя при умеренных скоростях нагрева (до 250° С/мин.) заметно улучшала состав газа последующего процесса термического разложения угля в результате удаления балластных продуктов, выделяющихся в начальной стадии процесса [2].

Хотя в настоящее время нет еще вполне законченной рациональной технологической схемы переработки дегтя на химические продукты, тем не менее результаты ведущихся в этом направлении работ показывают возможность получения на базе отдельных компонентов буроугольных и торфяных дегтей ряда ценных химических продуктов: фенол-формальдегидных смол, поверхностно-активных веществ типа ДС и РАС (приближающихся по качеству к получаемым из нефти), флотореагентов и пр. Решающим в этом вопросе является качество дегтя, поэтому разработка условий получения дегтей улучшенного состава представляет одну из важных задач технологии комплексного использования твердого топлива.

В настоящей статье изложены результаты химического исследования дегтей, полученных при термическом разложении назаровского и итатского бурых углей в различных технологических условиях.

Дегти были получены при термическом разложении назаровского угля в лабораторной стандартной реторте (500°), во вращающейся реторте (500°) и на установке с кипящим слоем (500 и 650°)<sup>1</sup> при термическом разложении итатского угля на установке под давлением 1,20 и 30 ат<sup>2</sup> (500—550°).

Образцы дегтей обезвоживали и в них определяли содержание пыли, карбонидов, парафина, карбоновых кислот, фенолов, растворимых и не растворимых в петролейном эфире, пиридинового оснований, асфальтенов, смол и нейтральных масел. Дегти подвергались также фракционной разгонке с определением выходов отдельных фракций и содержания в них фенолов (анализы выполнены лаборантами З. В. Любимовой и Т. Б. Ворониной и младшим научным сотрудником И. А. Парфеновым).

В табл. 1 приведены данные, характеризующие компонентный состав дегтей термического разложения назаровского бу-

<sup>1</sup> Дегти получены в лаборатории автора при участии В. И. Якимовича, В. Н. Изумрудского, П. М. Чурсина и Ф. М. Жинкина.

<sup>2</sup> Образцы дегтей итатского угля были переданы автору для исследования из лаборатории газификации ИГИ АН СССР.

Таблица 1

## Компонентный состав дегтей термического разложения назаровского бурого угля в различных технологических условиях

Компоненты	Стандартная реторта, 500°, выход дегтя 7,9%		Вращающаяся реторта, 500°, выход дегтя 7,8%		Кипящий слой, 500°, выход дегтя 7,9%		Кипящий слой, 650°, выход дегтя 1,4%	
	% на деготь	% на сухой уголь	% на деготь	% на сухой уголь	% на деготь	% на сухой уголь	% на деготь	% на сухой уголь
Карбоиды	0,8	0,06	5,8	0,43	0,50	0,04	2,1	0,03
Парафин	6,7	0,53	5,9	0,44	6,65	0,53	2,1	0,03
Фенолы	14,2	1,10	14,2	1,10	14,21	1,13	24,0	0,33
Основания	1,1	0,08	1,1	0,08	1,14	0,09	4,6	0,07
Карбоновые кислоты	0,8	0,06	0,7	0,05	0,60	0,04	1,4	0,02
Асфальтены	1,6	0,12	1,8	0,14	2,10	0,17	5,5	0,08
Нейтральные масла и смолы	70,7	5,54	63,2	4,9	70,50	5,58	55,0	0,82
Потери	5,3	—	7,3	—	4,3	—	5,3	—

рого угля в различных условиях. Как показывают данные, решающим фактором при воздействии на состав дегтя является температура. При одинаковой температуре термического разложения назаровского угля, независимо от того, в каком аппарате оно происходит (в стандартной реторте, вращающейся реторте или на установке с кипящим слоем), выход и состав дегтя практически близки.

Так, выход при 500° в указанных трех аппаратах составляет 7,9, 7,8 и 7,9%. Содержание основных компонентов в дегтях также колеблется в близких пределах.

Содержание парафина для трех указанных образцов дегтя составляет 6,7, 5,9 и 6,65%; содержание фенолов характеризуется одной и той же цифрой — 14,2%. Такая же примерно картина наблюдается и в отношении содержания пиридиновых оснований, количество которых составляет 1,1%. Содержание карбоновых кислот колеблется в пределах 0,6—0,8%, а асфальтенов — 1,6—2,1%.

Таким образом, деготь термического разложения назаровского бурого угля при температуре 500° характеризуется низким содержанием асфальтенов (1,6—2%), сравнительно высоким содержанием фенолов (14,2%) и парафина (6,7%). Выход бензина, улавливаемого активированным углем при этих условиях, незначителен и составляет 0,1% на уголь для лабораторной стандартной реторты и вращающейся реторты и около 0,3% на уголь для установки с кипящим слоем. Вместе с тем по фракционному составу деготь термического разложения назаровского

угля при 500° характеризуется чрезвычайно низким содержанием легких фракций (табл. 2).

Таблица 2

## Фракционный состав дегтей термического разложения назаровского бурого угля на установке с кипящим слоем

Фракции	Выход, % вес.	Сульфидующиеся, % объемн.	Парафинонафтеновые углеводороды, % объемн.
Деготь, полученный при 500°:			
до 200°	3,7	88,4	11,6
200—300°	24,9	47,0	53,0
300°	71,4	—	—
Деготь, полученный при 650°:			
до 200°	10,2	98,9	1,1
200—300°	42,0	89,5	10,5
300°	47,8	—	—

Фракции до 200° получается всего 3,7% вес. Выход средней фракции, выкипающей в пределах 200—300°, сравнительно не высок и составляет 24,9%. Основная масса дегтя назаровского угля указанного температурного режима представлена фракциями, выкипающими выше 300°, т. е. трудно используемыми маслами. Содержание таких фракций в дегте достигает 71,4%, т. е. весьма значительной величины даже для дегтей полукоксового режима.

При получении незначительных количеств такого дегтя более рациональным будет, по-видимому, парогазовую смесь процесса до ее охлаждения и конденсации подвергнуть пиролизу в самом процессе термического разложения путем повышения температуры или в специальном выносном пиролизере. Такая переработка даст дополнительное количество высококалорийного газа и газового бензина.

Повышение температуры процесса термического разложения назаровского бурого угля в установке с кипящим слоем до 650° резко сказывается на выходе и составе дегтя. Наряду с резким увеличением выхода газа, достигающего 32—33% (вместо 15—16%) на уголь, выход дегтя уменьшается от 7,9 до 1,4%. При этом заметно изменяется состав дегтя как компонентного, так и фракционного.

Уменьшается содержание в дегте парафина от 6,65 до 2,1%. Увеличивается содержание фенолов и оснований, карбоновых кислот и асфальтенов. Это связано, по-видимому, с тем, что при указанной температуре более глубокое изменение вплоть до расщепления до газа претерпевают другие, менее стойкие компоненты дегтя, вследствие чего происходит относительное обогащение дегтя указанными выше компонентами. По фракционному составу данный деготь характеризуется более высоким содержанием по сравнению с полукоксовым легких и средних фракций и более пониженным содержанием тяжелых фракций. Выход легкой фракции, выкипающей до 200°, возрастает от 3,7 до 10,2%; выход средней фракции, выкипающей в пределах 200—300°, достигает 42 против 24,9%, и, наконец, выход тяжелой фракции, кипящей выше 300°, снижается от 71,4 до 47,8%. Выход газового бензина повышается от 0,3 до 0,6% на сухой уголь.

Есть основания предполагать, что дальнейшее повышение температуры процесса термического разложения назаровского и подобного ему бурого угля на установке с кипящим слоем 750—800° будет сопровождаться полным расщеплением летучих продуктов преимущественно в газ и газовый бензин без образования ощутимых количеств дегтя.

Следует отметить, что повышение температуры процесса термического разложения бурого угля в кипящем слое до 600—750° сопровождается также заметным уменьшением количества полукокса в результате некоторого его догазовывания.

В ряде случаев подобный процесс глубокого расщепления органического вещества угля на установках с кипящим слоем небольшой производительности или в комбинации с выносным пиролизером может служить одним из методов получения газа.

Значительный интерес представляют дегти, полученные при термическом разложении бурого угля на установках под давлением.

В табл. 3 представлены данные компонентного состава дегтей, полученных при термическом разложении итатского бурого угля (близкого по характеру к назаровскому бурому углю) под различным давлением.

На составе и характере дегтей сказывается величина давления, при котором происходит термическое разложение угля. С увеличением давления резко уменьшается содержание парафина. Если деготь, полученный в опытах при 1 ат, содержит 6,41% парафина, то в дегте, полученном при 30 ат, содержание его снижается до 3,3%, т. е. почти в 2 раза.

Содержание остальных компонентов дегтя, особенно фенолов, с увеличением давления в опытах заметно возрастает.

Так, например, количество фенолов, составляющее в дегте, полученном в опытах при 1 ат, 10,5%, возрастает в дегте, полученном при 30 ат, — до 16,5%.

Компонентный состав дегтей термического разложения итатского бурого угля под давлением (в % на обезвоженный деготь)

Компоненты	$P = 1 \text{ ат}$	$P = 20 \text{ ат}$	$P = 30 \text{ ат}$
Пыль и карбоиды . . . . .	6,13	6,46	5,04
Парафин . . . . .	6,41	6,06	3,36
Фенолы (общее содержание) . . . . .	10,47	15,6	16,47
Фенолы, растворимые в петролейном эфире . . . . .	8,20	12,0	11,2
Фенолы, не растворимые в петролейном эфире . . . . .	2,27	3,6	5,9
Основания . . . . .	0,91	1,7	2,1
Карбоновые кислоты . . . . .	Нет	Нет	Нет
Смолы, выделяющиеся при экстракции фенолов и оснований . . . . .	6,23	9,15	11,54
Асфальтены . . . . .	1,50	1,73	2,6
Нейтральные масла . . . . .	54,47	54,46	59,47

Интересно отметить, что преобладающая часть фенолов растворяется в петролейном эфире, причем с возрастанием давления растет и содержание растворимых в петролейном эфире фенолов (от 8,2 до 12%).

Содержание не растворимых в петролейном эфире фенолов, так называемых кислых асфальтенов, колеблется от 2,2 до 5,9%.

С повышением давления в опытах повышается в дегте также и содержание пиридиновых оснований: от 0,91% в дегте, полученном при 1 ат, до 2,1% в дегте, полученном при 30 ат. Наряду с повышением содержания в дегте фенолов и оснований по мере увеличения давления растет также содержание богатых кислородом смолистых веществ, выпадающих обычно при выделении из дегтя фенолов и оснований (от 6,2 до 11,5%). Количество асфальтенов в дегтях термического разложения итатского бурого угля относительно невелико и с повышением давления несколько возрастает (от 1,5 до 2,6%).

По фракционному составу дегти, полученные при термическом разложении итатского угля под давлением, характеризуются высоким содержанием легких и средних масел и пониженным содержанием масел, выкипающих выше 345°, — пековые фракции (табл. 4).

Выход легких масел, выкипающих до 200°, достигает 15—23%; средних масел (200—300°) — от 25 до 30,4%; масел, кипящих в пределах 300—345°, — от 24 до 34,6%. Последние масла содержат высокий процент парафина, кристаллизующегося при стоянии. Выход этой фракции с повышением давления в опытах повышается.

Таблица 4

Фракционный состав дегтей термического разложения итатского бурого угля под давлением (в % вес. на обезвоженный и обеспыленный деготь)

Фракции	$P = 1 \text{ ат}$	$P = 20 \text{ ат}$	$P = 30 \text{ ат}$
До 200°	23,63	15,75	21,03
200—300°	26,85	30,43	25,75
300—345°	24,52	31,24	34,67
345°	25,00	22,58	18,55

Содержание пековой фракции, кипящей выше 345°, незначительно и колеблется от 18 до 25%, т. е. заметно ниже, чем в обычных полукоксовых дегтях. С увеличением давления содержание пековых фракций несколько понижается (от 25 до 18,5%).

Вообще по фракционному составу изученные дегти, полученные при термическом разложении итатского угля под давлением, лучше, чем обычные дегти полукоксования и тем более генераторные дегти, содержащие большое количество высококипящих фракций и незначительное количество легких.

Интерес представляют также данные о содержании фенолов в различных фракциях, представленные в табл. 5.

Таблица 5

Содержание фенолов во фракциях дегтей термического разложения итатского бурого угля под давлением

Фракции	Содержание фенолов, %					
	на фракции		на деготь		на деготь	
	$P = 1 \text{ ат}$	$P = 20 \text{ ат}$	$P = 20 \text{ ат}$	$P = 20 \text{ ат}$	$P = 30 \text{ ат}$	$P = 30 \text{ ат}$
До 200°	1,94	0,46	3,41	0,54	4,28	0,9
200—300°	15,86	4,26	28,29	8,61	35,11	9,04
300—345°	12,59	3,09	15,73	4,91	15,76	6,09
345°	—	1,66	—	1,54	—	0,44

Как видно из табл. 5, большое количество фенолов выкипает до 300°, причем с повышением давления количество фенолов в дегтях возрастает и становится преобладающим. Так, количество фенолов в легкой фракции до 200° возрастает от 1,94% на фракцию и 0,46% на уголь при 1 ат соответственно до 3,41 и 0,54% при 20 ат и 4,28 и 0,9% при 30 ат.

Такая же, еще более резко выраженная закономерность на-

блюдается и в содержании фенолов во фракциях, кипящих в пределах 200—300 и 300—345°.

Состав и характер дегтей термического разложения итатского бурого угля под давлением позволяют считать их неплохим сырьем для переработки на различного рода химические продукты. Для использования этих дегтей необходимо провести соответствующие исследования с разработкой конкретных технологических схем.

Следует еще раз упомянуть, что рентабельность переработки дегтей будет определяться не только количеством, в котором они получаются, но и качеством их, а также характером химических продуктов, получаемых из дегтя.

Наиболее рациональным и экономически целесообразным следует считать максимально возможную химизацию переработки дегтя на продукты, в которых остро нуждается народное хозяйство (парафин, фенолы, фенолформальдегидные смолы, детергенты, моющие вещества, флотореагенты и пр.).

Такое направление переработки дегтя не исключает, конечно, возможности наряду с химическими продуктами получать и легкий качественный бензин, тем более что его содержание в дегтях, полученных под давлением, сравнительно велико.

Вместе с тем следует подчеркнуть, что вариант получения на базе дегтей лишь различных моторных топлив, как это предусматривалось до сих пор некоторыми технологическими схемами, нельзя признать в настоящее время в какой-либо степени рациональным.

С целью увеличения наиболее ценной легкой части дегтя и повышения содержания в нем ароматических углеводородов и фенолов может представить некоторый интерес частичный пиролиз при определенных условиях парогазовых продуктов, выделяющихся при термическом разложении итатского угля под давлением. Этот вопрос требует, конечно, соответствующей проработки. Во всяком случае деготь того или иного качества, который будет получаться в количествах, достигающих многих десятков тысяч тонн, при централизованном газоснабжении, на базе газификации итатского бурого угля под давлением должен быть квалифицированно переработан.

Что же касается небольших количеств дегтя, которые могут получиться на небольших предприятиях, в пунктах, удаленных от центральных газопроводов, то его целесообразно, по-видимому, подвергнуть глубокому пиролизу с образованием легкого бензина и газа, о чем подробно было изложено выше.

#### ВЫВОДЫ

1. Деготь термического разложения назаровского бурого угля при 500° в кипящем слое (и в реторте) является низкокачественным и в основной массе представлен трудно используемыми фракциями, выкипающими выше 300°.

2. Для переработки такого дегтя целесообразно применить пиролиз путем повышения температуры самого процесса разложения угля до 700—800° или в специальном пиролизере, что даст возможность вести процесс без образования ощутимых количеств дегтя и с расщеплением летучих продуктов — преимущественно в высококалорийный газ и легкий бензин.

3. Дегти термического разложения под давлением итатских бурых углей (близких по природе к назаровским) являются по фракционному и химическому составу более качественными, чем обычные полукоксовые и генераторные дегти; увеличение давления от 1 до 30 ат сказывается при этом положительно.

Более высокое содержание в таких дегтях легких (15—23%) и средних фракций (до 30%) и фенолов, а также пониженное содержание пека позволяют считать их неплохим сырьем для переработки на химические продукты.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Жуков В. А. Тр. Ленинградского инженерно-экономического ин-та. Изд. Ленинградского университета, вып. 9, 1935.
2. Казаков Е. И., Малашенко Л. П., Тяжелова А. А. Сб. «Химическая переработка топлива». Изд. АН СССР, 1957.

В. С. АЛЬТШУЛЕР, В. В. ЛЕБЕДЕВ

### МЕТОД ПОЛУЧЕНИЯ БЫТОВОГО ГАЗА ПУТЕМ МЕТАНИРОВАНИЯ ВОДЯНОГО ГАЗА

Широкое развитие газоснабжения СССР ставит перед газовой промышленностью задачу изыскания эффективных методов производства газов высокой теплоты сгорания из твердых топлив. Особенно остро вопрос о производстве таких газов стоит для ряда городов СССР, не имеющих источников природного или других газов.

Одним из перспективных путей решения поставленной задачи является повышение теплоты сгорания водяного газа путем его метанирования. Этот метод особо интересен для производства бытового газа, так как метанирование газа наряду с повышением его теплоты сгорания ведет к уменьшению содержания окиси углерода, нежелательной при использовании газа для бытовых нужд.

Вопросом метанирования газов занимались давно [1, 2, 3]. Однако в силу недостаточной изученности кинетики и механизма реакций синтеза из CO и H<sub>2</sub> технически этот процесс осуществлялся неэффективно. Предлагались технологические схемы, по которым нужно было сначала подготовить газовую смесь со стехиометрическим отношением H<sub>2</sub>:CO = 3:1 для метанирования газа по реакции  $CO + 3H_2 = CH_4 + H_2O$ .

Для получения такого отношения H<sub>2</sub>:CO в газовой смеси требовалась предварительная конверсия части водяного газа в отдельных аппаратах с последующей отмывкой газа от CO<sub>2</sub> или добавкой водорода из других источников.

Известен также метод, получивший название «седфорд-процесса», по которому необходимая смесь CO и H<sub>2</sub> для метанирования получалась из водяного газа выделением из газа части окиси углерода методом глубокого охлаждения. Такая предварительная подготовка газа для метанирования очень усложняла весь процесс, который оказывался громоздким, связанным с рядом технических трудностей. Стоимость получаемого газа весьма возрастала, процесс оказывался неэкономичным. В связи с этим процесс метанирования газов до сего времени не получил широкого распространения в промышленности.

Проведенный нами в свете современных представлений о протекании гетерогенных реакций анализ имевшихся материалов по метанированию газов показал малую обоснованность существовавших взглядов на процесс метанирования. В старых работах не учитывалось влияние на процесс факторов переноса реагирующих веществ к поверхности катализатора.

Нами были проведены исследования механизма и кинетики процесса метанообразования из компонентов генераторных газов ( $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$ ) на катализаторах с учетом недостатков предыдущих исследований. Опыты проводились в лабораторных условиях на чистых смесях окиси углерода и водорода при разном их отношении ( $\text{H}_2 : \text{CO}$  от 0,7 до 8), а также на промышленных генераторных газах с целью установления продолжительности жизни катализатора [4]. Кроме того, было проведено большое число опытов на укрупненной опытной установке ИГИ АН СССР, сооруженной на Московском газовом заводе. Здесь наряду с проверкой выводов лабораторных исследований изучались условия промышленного синтеза метана.

Лабораторные опыты проводились с никелевыми катализаторами, нанесенными на зерна шамота (3—5 мм) или силикагеля (0,6—0,9 мм), а также с никель-алюминиевыми катализаторами.

Схема установки для синтеза метана показана на рис. 1.

Слой катализатора загружали между слоями битого фарфора в контактный кварцевый аппарат 1, который обогревался съемной электропечью 2. Температура катализатора измерялась хромель-алюмелевыми термопарами в разных точках слоя. Для равномерного распределения температуры брали небольшой слой катализатора (объем слоя — 5,3 см<sup>3</sup>, высота слоя — 14 мм).

После того как температура в слое катализатора достигала заданной величины, через контактный аппарат пропускали восстановитель из баллона 3, а затем рабочую смесь газов из баллона 4.

При использовании в качестве восстановителя водорода катализатор восстанавливался в течение 2 час. при 400—450° и объемных скоростях до 2500 час<sup>-1</sup>. Полнота восстановления контролировалась химическим и рентгенографическим методами.

Количество подаваемого газа измерялось реометрами 7. После аппарата газ собирали в пипетки и анализировали на аппарате ВТИ со сжиганием водорода и метана в петле, наполненной окисью меди.

Основные опыты по изучению механизма и динамики синтеза метана были проведены на 10%-ном никелевом катализаторе, нанесенном на силикагель фракции 0,6—0,9 мм [5].

Эксперименты были выполнены со смесями  $\text{CO} + \text{H}_2$ , имеющими отношение  $\text{H}_2 : \text{CO} = 0,7—8$ , при 260—410° и объемных скоростях до 4300 час<sup>-1</sup>.

Опыты проводились в условиях, при которых можно было пренебречь влиянием скорости переноса реагирующих веществ к поверхности катализатора, т. е. в условиях так называемой «кинетической области». Путем установления зависимости скорости метанообразования от скорости газового потока было найдено, что в температурном интервале 250—400° условия, соответствующие кинетической области, будут соблюдены при объемных скоростях выше 700 час<sup>-1</sup>.

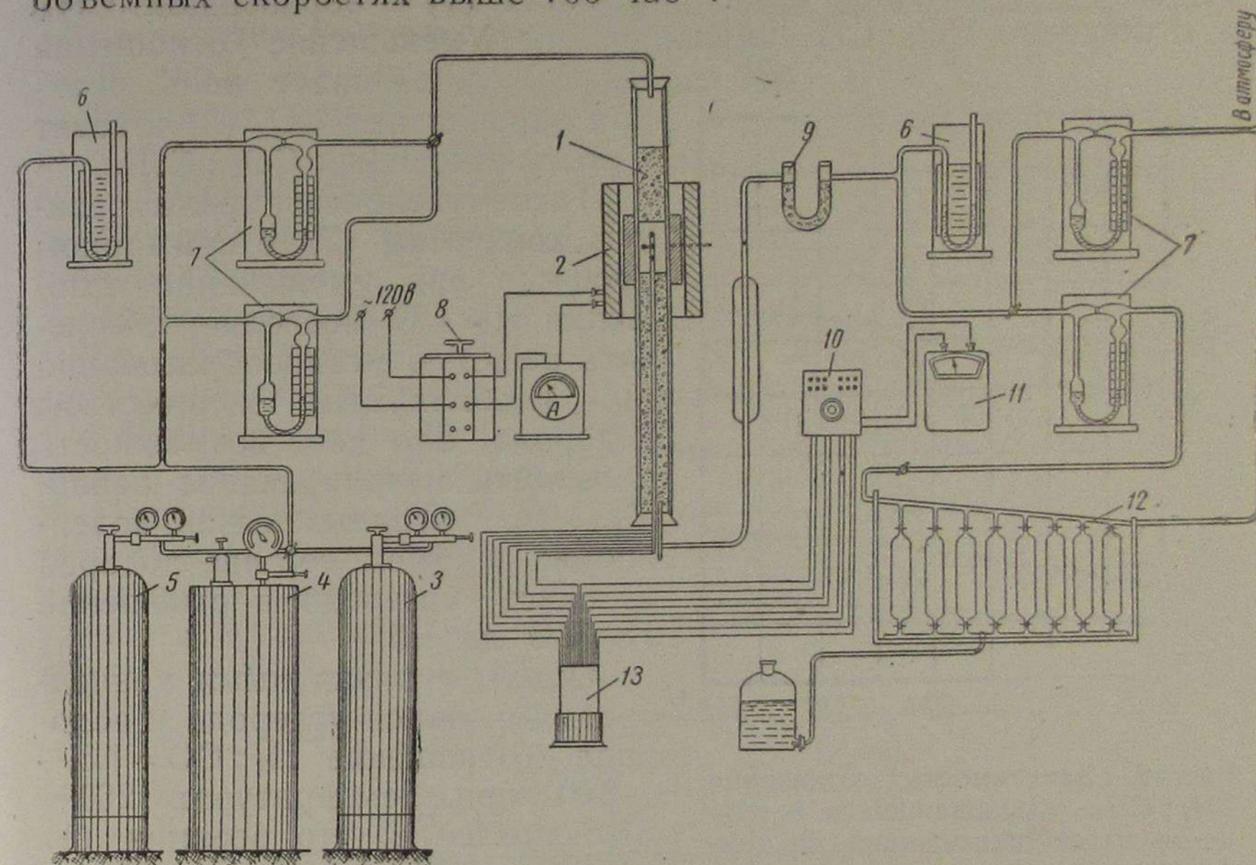
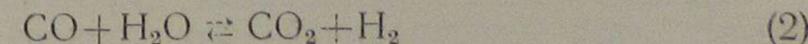
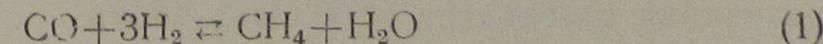


Рис. 1. Схема установки для синтеза метана.

1 — контактный аппарат; 2 — электропечь; 3 — баллон с  $\text{H}_2$ ; 4 — баллон с рабочей смесью; 5 — баллон с  $\text{N}_2$ ; 6 — манометры; 7 — реометры; 8 — автотрансформатор; 9 — хлоркальциевая трубка; 10 — переключатель; 11 — гальванометр; 12 — газовые пипетки; 13 — сосуд Дьюара.

Механизм процесса метанообразования был изучен при 270—400° и при отношениях  $\text{H}_2 : \text{CO} = 0,74—3$ .

Найдено, что синтез метана на никелевом катализаторе определяется двумя одновременно протекающими реакциями:



причем водород, образовавшийся по реакции (2), потреблялся полностью или частично реакцией (1).

В зависимости от отношения  $\text{H}_2 : \text{CO}$  и температуры меняется соотношение скоростей реакций (1) и (2), что приводит к различным суммарным уравнениям процесса метанообразования.

При отношении  $H_2 : CO > 3$  процесс метанообразования будет протекать в основном по уравнению (1), при уменьшении отношения  $H_2 : CO$  от 3 до 1 и при увеличении температуры выше  $300^\circ$  возрастает роль реакции (2). На рис. 2 показана зависимость отношения  $CO_2 : CH_4$ , образовавшихся в процессе метанообразования, от температуры при разных отношениях  $H_2 : CO$  в дутье. При повышенных отношениях  $H_2 : CO$  (2,5—3,0) протекает в большой степени реакция (1) — образование  $CH_4$ , а отношение  $CO_2 : CH_4$  уменьшается. Уменьшение отношения  $H_2 : CO$  увеличивает роль реакции образования  $CO_2$  (2) и ведет к росту отношения  $CO_2 : CH_4$ .

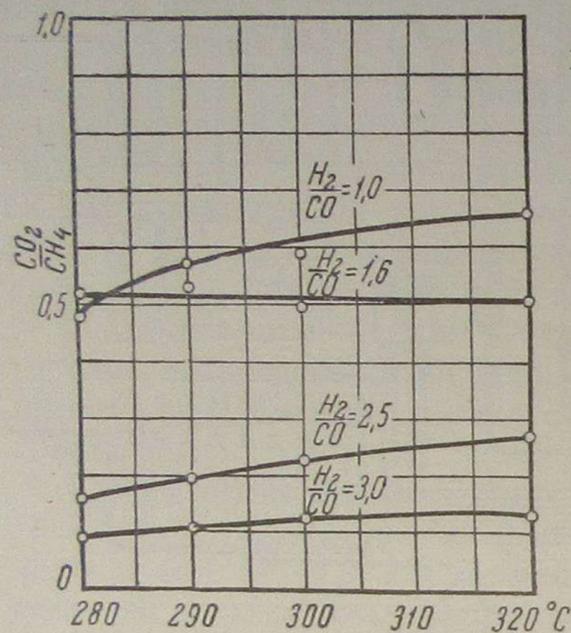


Рис. 2. Зависимость отношения  $CO_2 : CH_4$ , образовавшихся в процессе метанообразования, от температуры при разных отношениях  $H_2 : CO$  в дутье.

Таком увеличении роли реакции конверсии (2) в суммарном процессе при уменьшении отношения  $H_2 : CO$  позволяет обеспечить реакцию метанообразования (1) необходимым количеством водорода. Это дает возможность проводить метанирование реальных генераторных газов, содержащих в своем составе водород и окись углерода в отношении  $H_2 : CO$  до 1,5. Опыты с различными концентрациями окиси углерода и водорода (отношение  $H_2 : CO = 1,5—8,0$ ) при температурах  $260—370^\circ$  показали, что реакции (1) и (2) имеют первый порядок по окиси углерода и водороду при отношениях  $H_2 : CO$  в исходном газе от 1,3 до 2. В этот интервал отношений  $H_2 : CO$  попадают реальные генераторные газы. Опыты, проведенные с 10%-ным никелевым катализатором, нанесенным на силикагель при отношениях  $H_2 : CO > 3$ , когда протекает в основном реакция метанообразования (1) и подавляется реакция конверсии (2), позволили определить энергию активации реакции метанообразования (рис. 3). Кажущаяся энергия активации реакции метанообразования составляет  $10\,000$  ккал/моль.

Процесс метанообразования протекает с уменьшением объема газа — контракцией — при одновременном повышении теплоты сгорания газа. При отношении  $H_2 : CO = 3$  контракция при разных температурах в зависимости от степени превращения окиси углерода изменяется от 0,3 до 0,7. В то же время при контракции, равной 0,7, теплота сгорания исходного газа повышается от  $3050$  до  $6575$  ккал/м<sup>3</sup>.

На рис. 4 показано влияние содержания балласта в исход-

ном газе на повышение его теплоты сгорания при разных степенях превращения окиси углерода. Из графика видно, что если теплота сгорания безбалластного газа повышается при степени превращения  $CO$ , равной 1,0 от  $2850$  до  $4000$  ккал/м<sup>3</sup>, то теплота сгорания газа, содержащего 30% балласта, при той же степени превращения  $CO$  увеличивается от  $2000$  до  $2300$  ккал/м<sup>3</sup>, а теплота сгорания газа с 50% балласта изменяется незначительно.

В табл. 1 приведены экспериментальные данные по метанированию смесей  $CO + H_2$ , содержащих различное количество балласта.

Теплота сгорания газа с 28% балласта повышается на  $600$  ккал/м<sup>3</sup>, а с 68% балласта всего лишь на  $50$  ккал/м<sup>3</sup>.

Полученные результаты показывают возможность использования для метанирования водяного газа, содержащего мало балласта, и нецелесообразность метанирования воздушного генераторного газа, содержащего ~ 60% балласта.

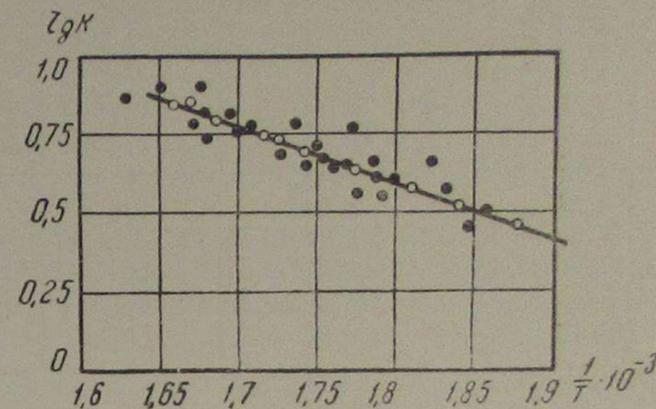


Рис. 3. Зависимость скорости реакции образования  $CH_4$  от температуры.

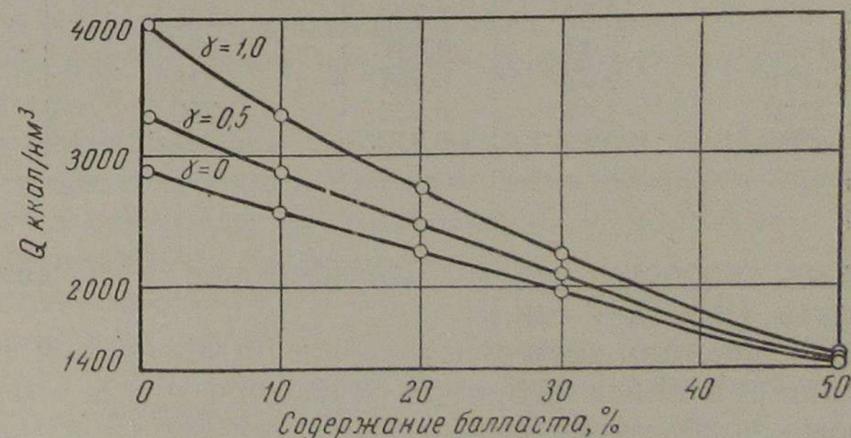


Рис. 4. Влияние содержания балласта в исходном газе на повышение теплоты сгорания метанированного газа при разных степенях превращения  $CO$  ( $\gamma$ ).

В табл. 2 показано изменение количества образовавшегося метана и степени превращения окиси углерода ( $\gamma$ ) при разных температурах и объемных скоростях для безбалластного газа, имеющего отношение  $H_2 : CO = 3$ .

Из табл. 2 видно, что при температурах  $300—400^\circ$  окись углерода почти полностью вступает в реакцию ( $\gamma = 0,98$ ) при высо-

Таблица 1

Температура °С	Контракция $\alpha$	Содержание балласта, % объемн.	Состав исходного газа, % объемн.				$Q$ исходного газа, ккал/н.м <sup>3</sup>	Состав конечного газа, % объемн.					Степень превращения окиси углерода $\gamma$	$Q$ конечного газа, ккал/н.м <sup>3</sup>
			CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>		CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>		
313	0,36	28,40	0,15	28,05	43,55	28,25	2240	15,70	0,34	6,00	27,90	50,60	0,99	2884
316	0,74	47,45	0,10	22,04	30,51	47,35	1600	11,80	0,38	4,67	19,40	68,75	0,99	1992
314	0,85	68,37	0,10	13,15	18,35	68,40	965	7,15	0,14	2,45	9,70	80,56	0,99	1010

Таблица 2

Температура, °С	Объемная скорость $w$ , час <sup>-1</sup>	Время контакта $\tau$ , сек.	Контракция $\alpha$	Количество образовавшегося метана, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> час катализатора	Степень превращения углерода $\gamma$
274	720	5,00	0,345	228,0	0,98
274	1080	3,31	0,399	185,0	0,97
275	1450	2,47	0,497	138,0	0,64
301	1810	2,00	0,554	416,0	0,94
398	2150	1,68	0,364	252,0	0,98
408	4300	0,84	0,310	207,0	0,98

ких объемных скоростях ( $w = 1810-4300$  час<sup>-1</sup>) и малом времени контакта (2,0, 0,84 сек.).

Ниже 300° реакция протекает менее интенсивно и для полного превращения окиси углерода требуется более продолжительное время пребывания газа в зоне реакции (3—5 сек.).

Проведенные опыты показали, что выше 350° в значительной мере усиливаются реакция конверсии окиси углерода и выделение углерода на катализаторе в результате реакции  $2CO \rightleftharpoons C + CO_2$ , что снижает активность катализатора, ведет к непроизводительному расходованию окиси углерода и тормозит повышение теплоты сгорания исходного газа.

Выделение углерода становится особенно заметным при повышении концентрации окиси углерода и уменьшении отношения  $H_2 : CO$  ниже 1,5.

В табл. 3 приведены экспериментальные данные для скорости образования метана на 10%-ном никелевом катализаторе, нане-

сенном на силикагель для газов, имеющих отношение  $H_2 : CO = 1,2-1,54$ , соответствующее водяному газу.

Таблица 3

Температура, °С	Объемная скорость $w$ , час <sup>-1</sup>	Время контакта $\tau$ , сек.	Контракция $\alpha$	Количество образовавшегося метана, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> час катализатора	Степень превращения окиси углерода $\gamma$
284	942	3,60	0,632	196,0	0,33
285	396	9,00	0,662	148,0	0,56
355	910	3,96	0,579	380,0	0,96
315	1520	2,20	0,240	116,5	0,60
313	1200	3,30	0,565	178,3	0,99
316	995	3,63	0,740	158,0	0,99
314	370	4,15	0,850	93,3	0,99
316	330	4,41	0,920	54,9	0,99

Из табл. 3 видно, что при повышении температуры от 284 до 355° увеличивается степень превращения окиси углерода от 0,33 до 0,96 и скорость метанообразования возрастает от 196 до 380 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> час катализатора.

Следовательно, результаты исследования показали, что для 10%-ного никелевого катализатора на силикагеле оптимальными условиями для протекания реакции метанообразования будут температуры 300—350° и объемные скорости не выше 2000 час<sup>-1</sup>. При этих условиях происходит почти полное превращение окиси углерода и наблюдается незначительное отложение углерода на катализаторе.

Нами исследовались также механизм и динамика метанообразования на 10%-ном никелевом катализаторе, нанесенном на шамот, и на никелевом катализаторе с 10% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Исследования показали, что механизм процесса метанообразования на указанных катализаторах такой же, как и на 10%-ном никелевом катализаторе, нанесенном на силикагель.

Изучение метанообразования на 10%-ном никелевом катализаторе, нанесенном на шамот, показало (табл. 4), что при 300° и объемной скорости 550 час<sup>-1</sup> степень превращения CO составляет 0,24, а при объемной скорости 1175 час<sup>-1</sup> всего 0,18.

Таблица 4

Температура, °С	Объемная скорость $w$ , час <sup>-1</sup>	Степень превращения окиси углерода $\gamma$
300	550	0,24
300	1175	0,18
354	588	0,96
354	1175	0,15
354	1760	0,07
400	1175	0,90
400	1780	0,76
400	2350	0,68

При температуре  $354^\circ$  и объемной скорости  $588 \text{ час}^{-1}$  степень превращения окиси углерода составляет 0,96 и скорость образования метана  $174 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ час}$  катализатора. Увеличение объемной скорости приводит к снижению степени превращения окиси углерода. При тех же условиях скорость образования метана на 10%-ном никелевом катализаторе, нанесенном на силикагель, составляет  $380 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ час}$  катализатора, т. е. примерно в 2 раза больше, чем на носителе шамоте. Для полного превращения окиси углерода достаточно температуру поднять до  $400^\circ$  и работать при объемных скоростях не больше  $1200 \text{ час}^{-1}$ .

Таблица 5

Температура, $^\circ\text{C}$	Объемная скорость $w$ , $\text{час}^{-1}$	Степень превращения окиси углерода $\gamma$
280	3150	0,96
280	4200	0,98
280	5250	0,98
280	6300	0,97
280	7500	0,96
350	9000	0,90
420	12000	0,97
420	15000	0,97
420	18000	0,90
420	21000	0,90

Из приведенных данных видно, что для реакции метанообразования 10%-ный никелевый катализатор на шамоте менее активен, чем на силикагеле.

При изучении динамики процесса метанообразования на никелевом катализаторе с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  исследование проводилось так же, как и в предыдущих случаях, при условиях, когда наблюдаемая скорость реакции совпадает с истинной скоростью химических процессов у поверхности катализатора.

В наших экспериментах кинетическая область определялась условиями, при которых

скорости метанообразования не зависят от истинной скорости газового потока. Опыты проводились в температурном интервале  $280\text{—}420^\circ$  при объемных скоростях подачи газа  $3000\text{—}21000 \text{ час}^{-1}$ . Для работы использовались смеси  $\text{CO} + \text{H}_2$ , имеющие отношения  $\text{H}_2:\text{CO}=1,1 \div 1,3$ , соответствующие водяному газу.

Было установлено, что при  $280^\circ$  переход в кинетическую область происходит при объемной скорости  $6300 \text{ час}^{-1}$ , а при температуре  $420^\circ$  — при объемной скорости  $20\,000 \text{ час}^{-1}$ . Результаты опытов на никелевом катализаторе с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  представлены в табл. 5.

Из табл. 5 видно, что реакция метанообразования протекает при всех температурах с высокой степенью превращения окиси углерода.

На этом катализаторе также наблюдалось увеличение отложения углерода при температурах выше  $350^\circ$ . Поэтому для никелевого катализатора с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  оптимальной температурой для реакции метанообразования будет  $350^\circ$ . При этой температуре и объемных скоростях до  $9000 \text{ час}^{-1}$  происходит полное превращение окиси углерода и скорость образования метана достигает  $2260 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ час}$  катализатора.

Описанные выше опыты показали, что при этой же температуре ( $350^\circ$ ) скорость метанообразования на никелевом катализаторе, нанесенном на силикагель, составляет  $380 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ час}$  катализатора, а нанесенном на шамот —  $174 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ час}$  катализатора. Причем эти превращения протекают при значительно меньших объемных скоростях (соответственно  $1200$  и  $590 \text{ час}^{-1}$ ).

Таким образом, никелевый катализатор с промотирующей добавкой 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  активнее простого никелевого катализатора, нанесенного на силикагель, примерно в 6—7 раз.

#### ОПЫТЫ С ПРОМЫШЛЕННЫМ ГАЗОМ

Для проверки полученных лабораторных данных и определения условий их последующего промышленного использования были проведены эксперименты на никелевом катализаторе с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  с промышленным водяным газом, очищенным от соединений серы до содержания  $0,2 \text{ г}/100 \text{ м}^3$ . Опыты проводились на обогреваемой контактной трубке ( $\varnothing = 14 \text{ мм}$ ), в которую загружалось во всех случаях  $3 \text{ см}^3$  катализатора фракции 1—2 мм.

Прежде всего необходимо было установить возможность восстановления никелевых катализаторов не водородом, как это делается в лабораторных условиях, а тем же водяным газом. Это могло бы значительно упростить технологическую схему производственного процесса.

Проведенная с этой целью серия опытов при разных температурах и объемных скоростях показала, что восстановление никелевых катализаторов водяным газом не влияет на их активность и при  $350^\circ$  может быть осуществлено за несколько часов (2—3 часа).

В условиях основных опытов катализатор восстанавливали рабочим газом при  $350^\circ$  и объемной скорости  $6000 \text{ час}^{-1}$  примерно за 1,5—2 часа, после чего начиналась реакция метанообразования.

Исследование основного процесса проводилось при  $280\text{—}350^\circ$  и объемных скоростях  $6000\text{—}15\,000 \text{ час}^{-1}$  для выявления условий, при которых происходит наиболее эффективное превращение водяного газа в газ высокой теплоты сгорания.

Выяснено, что оптимальными условиями для работы никелевого катализатора с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  являются  $280\text{—}350^\circ$  и объемные скорости примерно  $6000 \text{ час}^{-1}$ .

При температуре  $350^\circ$  ( $w = 6000 \text{ час}^{-1}$ ) скорость метанообразования составляет  $1420 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ час}$  катализатора и теплота сгорания газа повышается от 2700 до  $4500 \text{ ккал}/\text{м}^3$ . В конечном газе содержится до 45% метана и отсутствует окись углерода.

Проведенное исследование подтвердило лабораторные опыты и показало, что никелевый катализатор с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  можно эффективно использовать для получения бытового газа из водяного.

Это было окончательно проверено при работе опытной полупромышленной установки. Результаты этих опытов приведены ниже.

### О ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ЖИЗНИ НИКЕЛЕВЫХ КАТАЛИЗАТОРОВ

При решении вопроса о промышленном использовании катализатора основную роль играет продолжительность его жизни, которая в значительной степени определяет экономику процесса.

С этой целью нами было поставлено исследование продолжительности жизни 10%-ного никелевого катализатора на шамоте и силикагеле и никелевого катализатора с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  при проведении реакции метанообразования.

Исследование проводилось на промышленных генераторных газах, имеющих отношение  $\text{H}_2 : \text{CO}$  от 1,1 до 1,5. Одновременно с этим в Институте органической химии АН СССР А. М. Рубинштейном проводилось рентгено-структурное исследование кристаллической структуры катализаторов. После опытов в катализаторах определялось содержание никеля, углерода и серы<sup>1</sup>.

При правильной эксплуатации катализатора продолжительность его жизни определяется временем старения катализатора.

Многие авторы считают [1, 2], что использование газов, имеющих отношение  $\text{H}_2 : \text{CO} = 1,5$ , и работа при  $t > 350^\circ$  увеличивают отложения углерода на контакте, что приводит к быстрой потере активности никелевого катализатора. Учитывая, что никелевые катализаторы для реакции метанообразования будут применяться на промышленных газах, имеющих отношение  $\text{H}_2 : \text{CO} < 1,5$ , мы изучали продолжительность жизни на этих газах и при  $350-450^\circ$ , когда скорость реакции выделения углерода наибольшая.

Проведено много исследований [2, 3], в которых рассматривались вопросы, связанные с отравлением никелевых катализаторов соединениями серы. Установлено, что очистка газа от соединений серы до 0,1—0,2 г/100 м<sup>3</sup> предохраняет никелевый катализатор от быстрого отравления и удлиняет продолжительность его работы.

Вопросы, связанные с отравлением никелевых катализаторов соединениями серы, нами специально не изучались. Для работы использовались промышленные газы, очищенные перекисью водорода до общего содержания серы 0,2 г/100 м<sup>3</sup>.

В качестве критерия, определяющего активность катализатора, принималась степень превращения окиси углерода

$$\gamma = \frac{\% \text{CO}_{\text{исх}} - \% \text{CO}_{\text{кон}}}{\% \text{CO}_{\text{исх}}}$$

Изучение продолжительности жизни 10%-ного никелевого

<sup>1</sup> Анализы в разное время выполнялись в аналитической лаборатории ИГИ АН СССР и в лаборатории технического анализа Института стали.

катализатора на шамоте при  $320-350^\circ$  и объемной скорости  $500 \text{ час}^{-1}$  ( $\text{H}_2 : \text{CO} = 1,2$ ) показало, что катализатор теряет активность наполовину ( $\gamma = 0,57$ ) через 47 час. после прохождения через 1 г никеля  $2,3 \cdot 10^5 \text{ см}^3$  газа.

Повышение температуры до  $400^\circ$  увеличивает продолжительность жизни катализатора до 73 час. При этом содержание углерода на катализаторе увеличивается только на 0,13% и не влияет на его активность.

Продолжительность жизни 10%-ного никелевого катализатора на силикагеле изучалась при  $350^\circ$ , объемной скорости  $885 \text{ час}^{-1}$  на очищенном от серы генератором газе, имеющем отношение  $\text{H}_2 : \text{CO} = 0,8$ .

Изучение показало, что никелевый катализатор на силикагеле работает более продолжительное время, чем на шамоте, и после 40 час. при прохождении через 1 г никеля  $3,5 \cdot 10^5 \text{ см}^3$  газа дает степень превращения окиси углерода  $\gamma = 0,69$ . Повышение температуры по мере падения степени превращения окиси углерода на указанных выше катализаторах не приводило к повышению активности катализаторов.

Были сделаны попытки регенерировать катализаторы окислением никеля воздухом и повторным его восстановлением, а также выжигом отложившегося углерода. Опыты показали, что катализаторы, нанесенные на шамот и силикагель, не поддаются регенерации.

Изучение кристаллической структуры 10%-ного никелевого катализатора, проведенное в Институте органической химии АН СССР, показало, что способ приготовления катализатора, разработанный ИГИ АН СССР, дает активную кристаллическую решетку не только для реакции метанообразования, но и для реакций гидрирования этилена и дегидрирования циклогексана. Эти исследования подтвердили, что никелевый катализатор на силикагеле является более активным, чем на шамоте.

Малую продолжительность жизни никелевого катализатора на шамоте и силикагеле можно объяснить тем, что, очевидно, носитель способствует упорядочению кристаллической решетки никеля.

Проведенное исследование показало, что продолжительность жизни 10%-ного никелевого катализатора на шамоте и силикагеле является совершенно недостаточной для его промышленного использования.

Иная картина выявлена при исследовании продолжительности жизни никелевого катализатора с 10%  $\text{Al}_2\text{O}_3$ . Показано, что он может работать при  $270-470^\circ$  и объемной скорости  $1080-4500 \text{ час}^{-1}$  в течение 30 дней. За это время катализатор теряет активность на 35% ( $\gamma = 0,65$ ) и на 1 г никеля можно переработать  $2 \cdot 10^6 \text{ см}^3$  генераторного газа. Продолжительность жизни указанного катализатора вполне достаточна для его промышленной эксплуатации.

## ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ПРОЦЕССА МЕТАНИРОВАНИЯ ВОДЯНОГО ГАЗА

Проведенные исследования процесса метанирования искусственных смесей окиси углерода и водорода и промышленного водяного газа показали принципиальную возможность осуществления промышленного процесса с целью получения бытового газа.

Организация такого процесса, как показали опыты, должна быть основана: на непосредственном использовании водяного газа без предварительной конверсии или добавки дополнительного водорода; на применении никелевого катализатора с 10%  $Al_2O_3$ ; на применении газа, очищенного от сернистых соединений до содержания 0,2 г/100 м<sup>3</sup>.

Полученные результаты позволили разработать новую технологическую схему метанирования водяного газа [6, 7].

Важным вопросом, который, помимо изученных в лабораторных условиях, необходимо было решить при разработке этой схемы, явился вопрос о способе отвода большого количества тепла, выделяющегося при реакции.

Если выделяющееся тепло отводить неправильно, то возможны неравномерное распределение температур в слое катализатора, его непроизводительная работа, перегрев, рекристаллизация, быстрая потеря активности.

В известных до сего времени аппаратах для синтеза метана из генераторных газов, а также в современных аппаратах для синтеза жидкого горючего отвод тепла осуществляется охлаждающей жидкостью, циркулирующей по трубам. В этом случае из-за плохой теплопроводности катализатора, чтобы избежать перегрева его внутренних слоев, приходится идти на создание тонких слоев катализатора, расположенных вблизи охлаждающих элементов. Такое конструктивное оформление весьма усложняет реакционный аппарат и увеличивает его габариты.

Задача съема тепла в аппаратах для метанирования сложнее, чем в реакторах синтеза жидкого горючего, так как при этой реакции выделяется больше тепла, чем при синтезе жидкого топлива.

Если применить водяное охлаждение, то в реакторе с объемом катализатора, равном 0,1 м<sup>3</sup> (производительность установки 25 м<sup>3</sup>/час по водяному газу), потребуется разместить 150 м<sup>2</sup> охлаждающей поверхности, или 1250 м труб диаметром 34 × 28 мм, общим объемом 15 м<sup>3</sup>.

Как показал анализ различных методов отвода тепла из слоя, наиболее удобным в условиях метанирования является циркуляция газа. Меняя кратность циркуляции, можно весьма просто регулировать тепловой режим слоя катализатора. В этом случае регулируется не только количество физического тепла, которое уносится с газом, выходящим из аппарата, но также и

тепловыделение в слое. Последнее обусловлено тем, что с изменением количества циркулирующего газа, приходящегося на единицу свежего газа, изменяется концентрация активных компонентов в газе и соответственно при прочих равных условиях тепловыделение в слое.

Проверка выводов лабораторных исследований и изучение условий промышленного синтеза метана с применением циркуляции газа были осуществлены в 1950—1951 гг. на укрупненной опытной установке ИГИ АН СССР, сооруженной на Московском газовом заводе. Производительность этой установки 25 м<sup>3</sup>/час по водяному газу.

Водяной газ под давлением 600—800 мм вод. ст. поступал на опытную установку для метанирования.

Технологическая схема заводской опытной установки для метанирования дана на рис. 5.

Установка включает узел сероочистки, контактный аппарат (метанер) с элементами для подогрева слоя, скруббер и газодувку.

Узел сероочистки состоит из двух ящиков, заполненных болотной рудой, и аппарата для очистки газа от органических соединений серы по методу НИИОгаз (очистная масса — окись цинка).

Метанер представляет стальной цилиндр диаметром 1,0 м, высотой 1,8 м с верхней съемной крышкой на болтах. Стенки аппарата выложены шамотным кирпичом. В метанере расположены 3 решетчатые полки, на которые отдельными слоями загружается катализатор. На первую полку газ подавался сверху, а на две других сбоку через кольцевые трубопроводы.

Перед включением аппарата слой катализатора разогревался тремя нагревательными элементами, помещенными в слой инертной загрузки (частицы шамота 3—5 мм), расположенной выше слоя катализатора.

Проверенный экспериментально другой метод разогрева слоя горячим дутьем, нагреваемого в отдельно расположенном подогревателе, дал отрицательные результаты, так как приходилось подавать дутью с очень высокой температурой, при которой наблюдался большой унос никеля из аппарата в виде карбонила никеля.

При нагреве дутья в инертном слое внутри метанера температура дутья перед входом в слой катализатора не превышала 320°. После метанера газ поступал в скруббер ( $\varnothing$  1 м,  $h = 2$  м) с коксовой насадкой, откуда часть газа выпускалась к потребителю, а другая часть циркуляционной газодувкой снова направлялась в метанер. На пути в метанер к отработанному газу добавлялось необходимое количество свежего газа, которое регулировалось в зависимости от температуры слоя катализатора.

В случае необходимости газ мог циркулировать, минуя скруббер, через отводный трубопровод, снабженный задвижкой.

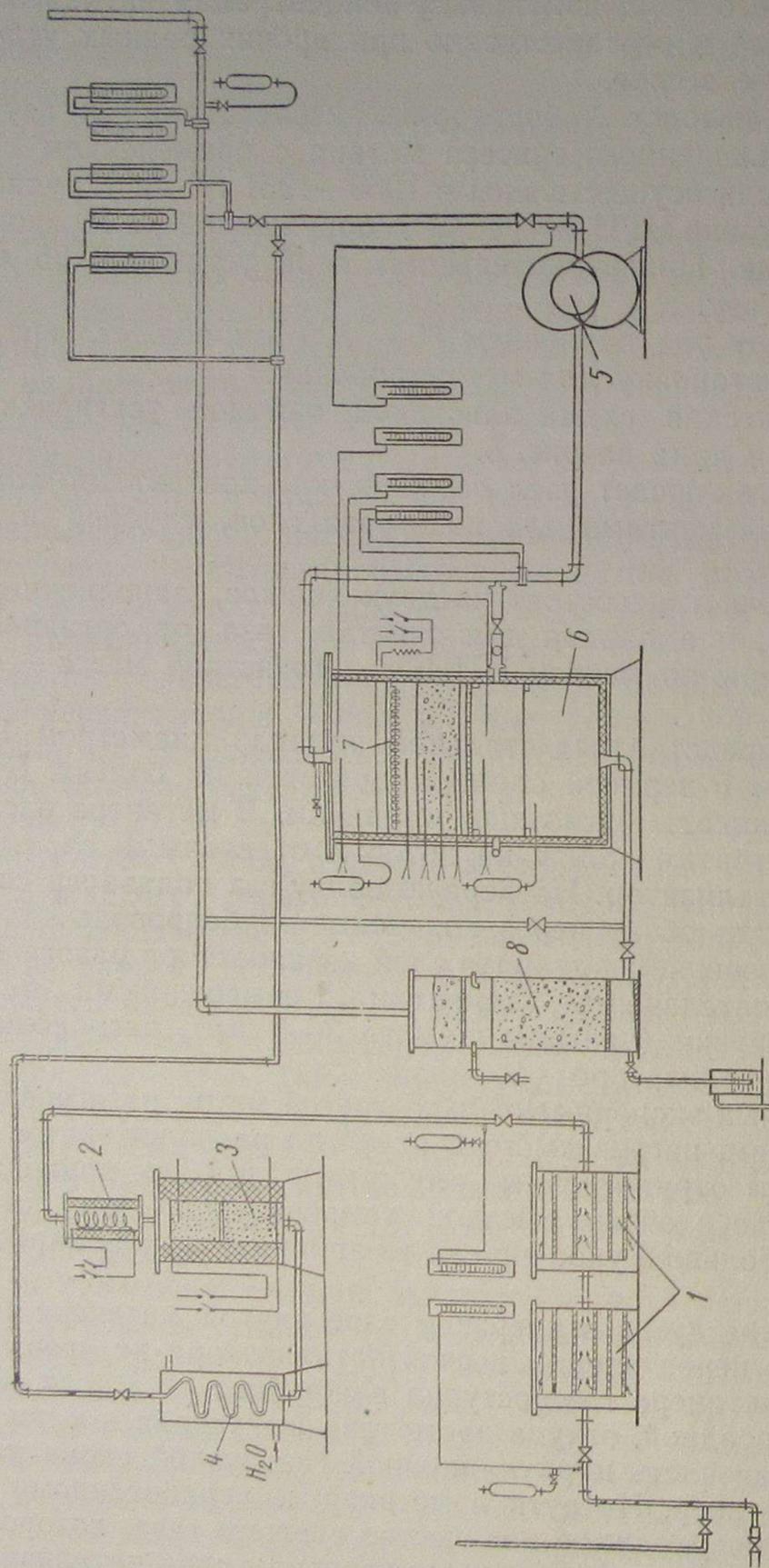


Рис. 5. Технологическая схема заводской опытной установки для метанирования водяного газа.

1 — ящики сухой сероочистки; 2 — электроподогреватель газа; 3 — аппарат для очистки от органической серы; 4 — холодильник; 5 — газодувка; 6 — контактный аппарат — метанер; 7 — контактный аппарат — метанер; 8 — скруббер.

В первой группе опытов на этой установке поставлена была цель изучить условия включения в работу никелевых катализаторов, т. е. их восстановления, при разных температурах, разной кратности циркуляции и других условиях прогрева слоя катализатора. Основной задачей здесь являлось включение катализатора в работу без резких перепадов температур по слою.

Была показана осуществимость такого начального периода работы катализатора и установлен соответствующий режим включения.

Во второй группе опытов изучались вопросы регулирования теплового режима слоя катализатора. Доказана возможность съема избыточного тепла реакции метанирования при организации процесса по намеченной схеме с циркуляцией газа.

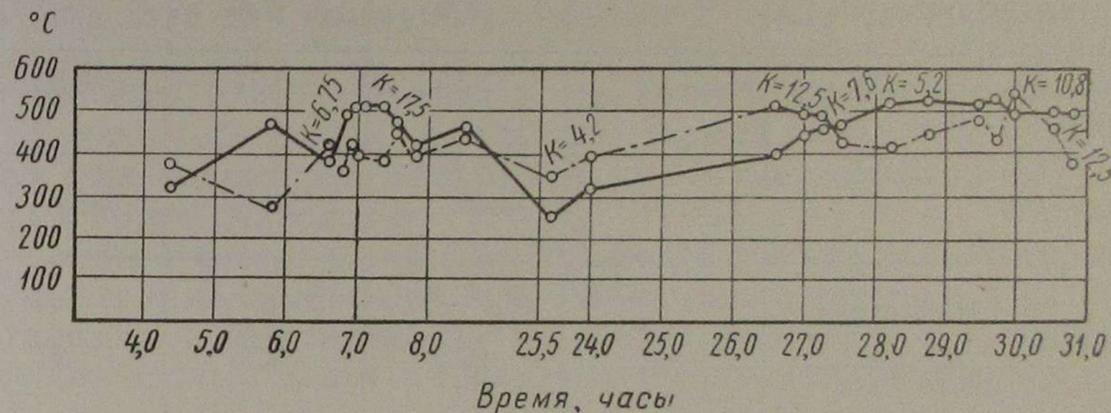


Рис. 6. Изменение температуры слоя катализатора со временем.

Изменением кратности циркуляции достигалась гибкая регулировка теплового режима слоя катализатора. Об этом, например, свидетельствуют данные, приведенные на рис. 6, который иллюстрирует при постоянной подаче свежего газа изменение температур в одном из опытов в зависимости от кратности циркуляции.

Необходимая для поддержания постоянной температуры кратность циркуляции зависит от тепловых потерь контактного аппарата, количества балласта, содержащегося в газе, и величины объемной скорости общего газа, подаваемого в слой катализатора.

В этом опыте необходимость изменения кратности циркуляции диктовалась главным образом колебаниями в составе исходного водяного газа — содержание балласта ( $N_2 + CO_2$ ) менялось от 15 до 27%.

Изучив условия включения катализатора и регулировку теплового режима слоя, можно было установить характеристику нормального процесса получения газа высокой теплоты сгорания.

Средние показатели процесса представлены в табл. 6.

Из табл. 6 видно, что при  $280^\circ$  и объемной скорости  $6000 \text{ час}^{-1}$  степень превращения окиси углерода  $\gamma = 0,8$ ; водяной газ при

Таблица 6

Показатели	Водяной газ из антрацита, % объемн.	Бытовой газ, % объемн.		
		при 280°	при 350°	
			объемная скорость 6000 час <sup>-1</sup>	6000 час <sup>-1</sup>
CO <sub>2</sub>	7,4	35,5	38,1	38,5
O <sub>2</sub>	0,3	0,2	0,9	0,2
CO	36,1	6,6	1,9	3,4
H <sub>2</sub>	50,8	14,8	5,9	16,3
CH <sub>4</sub>	1,3	36,0	45,4	32,9
N <sub>2</sub>	4,1	6,9	7,8	8,7
Выход газа из 1 нм <sup>3</sup> исходного газа $\alpha$	—	0,58	0,52	0,59
Q, ккал/нм <sup>3</sup>	2775	4060	4540	3865
$\frac{Q_{\text{в}} \text{ городского газа, } \alpha}{Q_{\text{в}} \text{ водяного газа}}$	—	0,85	0,85	0,82

контракции 0,58 повышает теплоту сгорания на 1285 ккал/нм<sup>3</sup>. Скорость метанообразования при этом 1200 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> час катализатора. При 350° наибольшая скорость метанообразования (12 900 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> час катализатора) при степени превращения окиси углерода 0,71 строго соответствует кинетической области ( $\omega = 15 000$  час<sup>-1</sup>). При этом теплота сгорания водяного газа повышается на 1090 ккал/нм<sup>3</sup> и в конечном газе содержится 3,4% окиси углерода.

В то же время в диффузионной области при 350° ( $\omega = 6000$  час<sup>-1</sup>) скорость метанообразования меньше (1420 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> час катализатора), а теплота сгорания газа при контракции 0,52 повышается на 1765 ккал/нм<sup>3</sup> (до 4540 ккал/нм<sup>3</sup>). В конечном газе содержится 45,4% метана и практически отсутствует окись углерода. Это объясняется тем, что при объемных скоростях выше 6000 час<sup>-1</sup> происходит разбавление газа, уменьшается содержание метана и увеличивается содержание окиси углерода и водорода. Оптимальными условиями для работы никелевого катализатора с 10% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> являются 280—350° и объемные скорости порядка 6000 час<sup>-1</sup>.

На основе полученных результатов была проведена сравнительная технико-экономическая оценка разработанного метода получения бытового газа. Для сравнения были взяты другие ме-

тоды получения бытового газа, а именно: метод производства коксового газа в вертикальных и горизонтальных печах, а также получение газов высокой теплоты сгорания газификацией под высоким давлением и карбюрацией водяного газа.

Были показаны эффективность и конкурентоспособность разработанного метода. Стоимость метанирования 1 м<sup>3</sup> водяного газа невелика по сравнению со стоимостью исходного водяного газа и составляет примерно 3—4 коп. Вместе с тем разработанный метод характеризуется рядом выгодных особенностей — компактностью газовой установки, ее несложностью, отсутствием громоздкого смоляного хозяйства и вредных сточных вод.

Метод метанирования водяного газа имеет все основания для того, чтобы занять должное место среди других методов производства газа для коммунально-бытовых нужд, особенно для небольших городов. Так, для города с населением 50 000 человек потребуется 10 · 10<sup>6</sup> нм<sup>3</sup> газа в год. Выработку этого количества газа может обеспечить небольшой газовый завод, состоящий из двух газогенераторов водяного газа диаметром 1,6 м и установки по метанированию.

Следовательно, в тех случаях, когда газоснабжение городов не может быть обеспечено природным газом, можно эффективно организовать газоснабжение на основе получения из твердого топлива водяного газа с последующим его метанированием.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Долгов Б. А. Катализ в органической химии. Госхимиздат, 1949.
2. Кинг. Gas J. № 4272, 1945.
3. Меллер. The Aastolian Chemikal Inst. J., 10, 5, 123, 1943.
4. Альтшулер В. С., Лебедев В. В. Отчет ИГИ АН СССР, 1952.
5. Лебедев В. В. Тр. ИГИ АН СССР. Изд. АН СССР, II, 1951.
6. Альтшулер В. С., Лебедев В. В. Газовая промышленность, № 11, 1956.
7. Альтшулер В. С., Лебедев В. В. Бюллетень технико-экономической информации, № 1, 1957.

В. В. ЛЕБЕДЕВ

## ВЫСОКОПРОИЗВОДИТЕЛЬНЫЙ НЕПРЕРЫВНЫЙ МЕТАЛЛО-ПАРОВОЙ ПРОЦЕСС ПОЛУЧЕНИЯ ВОДОРОДА

В современной промышленности водород находит широкое применение в различных технологических процессах. В то же время затраты на производство водорода составляют значительную часть стоимости получаемых конечных продуктов, так как существующие методы его получения громоздки, имеют ряд недостатков и основаны на использовании дорогих исходных продуктов. В связи с этим большое значение имеют научные исследования для разработки новых способов получения более дешевого водорода и усовершенствования технологии существующих методов производства водорода.

В настоящее время в промышленности находят применение способы получения водорода конверсией водяного газа и метана, глубоким охлаждением коксового газа, электролизом воды и железо-паровым процессом.

Наибольшее количество водорода, примерно половина, производится конверсией водяного газа и 25—30% — методом охлаждения коксового газа. Производство водорода конверсией метана в сколько-нибудь значительных размерах применяется только в США.

Производство водорода электролизом воды требует больших затрат электроэнергии. Этот процесс имеет малую производительность и его целесообразно использовать только в комплексном производстве, где требуются водород и кислород, или в местах с дешевой гидроэнергией.

Периодический железо-паровой процесс в настоящее время находит применение в основном на предприятиях масложировой промышленности. Ограниченное применение периодического железо-парового процесса объясняется его низкой производительностью и высокой стоимостью получаемого водорода, которая зависит в основном от стоимости восстановителя.

В проведенном в ИГИ АН СССР технико-экономическом анализе различных методов производства водорода [1] показано, что наиболее экономичным способом получения водорода

является конверсия метана водяным паром, а наиболее дорогими — электролиз воды и периодический железо-паровой процесс. Промежуточное место как по капиталовложениям, так и по издержкам производства занимает конверсия водяного газа, причем стоимость водяного газа как и при железо-паровом процессе составляет 45—50% стоимости получаемого этими методами водорода.

Применение сырья более дешевого, чем водяной газ, позволит увеличить экономичность этих методов.

Обзор литературы по различным способам получения водорода показал, что наименее изученным до последнего времени был железо-паровой процесс получения водорода [2]. Этот процесс в силу своей периодичности, малой производительности и использования в качестве восстановителя дорогого водяного газа является в настоящее время экономически малорентабельным. Однако, как было показано работами ГИАП [3], в нем заложены возможности улучшения показателей, если его организовать как непрерывный с использованием дешевых газообразных или твердых восстановителей.

В ИГИ АН СССР в 1953 г. было доказано, что производительность железо-парового процесса можно значительно увеличить и с газовыми восстановителями, если его организовать как непрерывный процесс с использованием в качестве контакта мелкозернистого высокоактивного железа с большой каталитической поверхностью [4].

Далее работы в ИГИ АН СССР были направлены на создание непрерывного металл-парового процесса получения водорода. Известно, что железо не является наилучшим материалом для разложения водяного пара и что на чистых металлах водяной пар разлагается гораздо медленнее, чем при наличии в них незначительных примесей других металлов. Примеси могут значительно ускорять разложение водяного пара, способствуя разрыву водород-кислородной связи в воде.

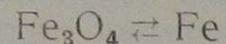
Согласно существующим представлениям наиболее активными металлами для разложения водяного пара являются те, которые в ряду электрических напряжений стоят слева от водорода и наиболее удалены от него. Пары металлов (основной металл и примесь) будут иметь тем больший потенциал, чем дальше друг от друга они расположены в ряду напряжений. Исходя из этого, в ИГИ АН СССР была изучена кинетика восстановления и окисления различных высокотемпературных и низкотемпературных контактов, которые состояли из железа с добавками  $Al_2O_3$ ,  $Cr_2O_3$ ,  $Na_2O$  и  $K_2O$ .

Кинетика попеременного восстановления и окисления контактов изучалась на установке с автоматической записью процесса [6], с использованием в качестве восстановителей дешевых многобалластных газов типа доменного, воздушного генератор-

ного и др. Применение этих газов, содержащих много окиси углерода и балласта, диктовалось необходимостью удешевления процесса получения водорода.

При изучении кинетики восстановления и окисления контактов было выяснено, что все они достаточно интенсивно восстанавливаются и разлагают водяной пар при температурах 400—500°. Наилучшим контактом для этих температур является железный контакт с добавками Na<sub>2</sub>O и K<sub>2</sub>O [7].

Для получения наибольшей производительности по водороду и предотвращения спекания и рекристаллизации контактов металло-паровой процесс организовывался при температурах 450—500° между стадиями восстановления и окисления:



При указанных температурах достигалась высокая степень разложения пара, удовлетворительное использование восстановителя, содержащего большое количество окиси углерода, и не наблюдалось спекания и рекристаллизации контакта. Кроме того, при температурах ниже 500° было только незначительное взаимодействие углерода, отложившегося на контакте, с водяным паром, что позволяло получать достаточно чистый водород, содержащий не более 1% окиси углерода.

Для повышения активности процесса реакции восстановления и окисления проводились на мелкозернистом контакте (фракция 0,25—0,5 мм) в кипящем слое.

Повышение степени использования восстановителя достигалось его рециркуляцией через восстановительный аппарат.

Полученные результаты показали, что производство водорода в металло-паровом процессе по разработанной технологической схеме можно осуществлять при низких температурах с производительностью, которая значительно превышает производительность периодического железо-парового и других процессов получения водорода.

#### МЕТОДИКА ИЗУЧЕНИЯ ПОПЕРЕМЕННОГО ВОССТАНОВЛЕНИЯ И ОКИСЛЕНИЯ КОНТАКТОВ

Для изучения металло-парового процесса получения водорода необходимо было исследовать кинетику попеременного восстановления и окисления контакта в кипящем слое при температуре до 500°.

В качестве восстановителей использовали водяной и генераторный газы, в качестве окислителя — водяной пар.

В ИГИ АН СССР были разработаны методика по изучению кинетики реакций восстановления окислов металлов водородом и окисью углерода и их смесями с азотом при помощи автоматической записи количества газа, израсходованного на восстановление, и методика автоматической записи кинетики окисления

металлов водяным паром по количеству образовавшегося водорода [6].

Исследование кинетики могло проводиться в кипящем слое на одной загрузке контакта, которую попеременно восстанавливали и окисляли.

В работе использовался высокоактивный контакт, который состоял из

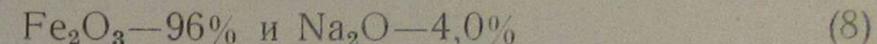


Схема лабораторной установки для автоматической записи кинетики восстановления и окисления контакта показана на рис. 1.

Методика замера количества израсходованного восстановителя основана на вымораживании жидким азотом образующейся в результате реакции восстановления двуокиси углерода и конденсации паров воды. Суммарное потребление окиси углерода и водорода записывалось поплавковым автоматом-самописцем.

Кинетика реакции изучалась при атмосферном давлении в потоке циркулирующего восстановителя или в потоке водяного пара. Слой контакта находился в состоянии кипения.

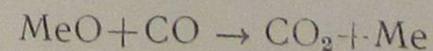
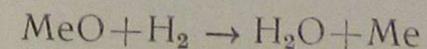
Установка состоит из двух замкнутых узлов трубопроводов I и II, которые соединяются между собой трехходовыми кранами 21.

Последовательность работы на установке следующая. Изучаемый контакт помещали в необходимом количестве на решетку контактного аппарата 6, сосуд Дьюара заполняли жидким азотом, затем аппарат и вторую часть системы (холодильник, хлоркальциевые трубки, сосуд Дьюара) продували азотом, трехходовые краны 21 перекрывали и затем контакт съемной электропечью нагревали до заданной температуры. Температура замерялась хромель-алюмелевой термопарой, помещенной в слой контакта.

Одновременно с этим в первую часть системы (циркуляционный насос 3, колба 4, реометр 5, трехходовые краны 21) подавали из баллона газ-восстановитель с определенной концентрацией водорода и окиси углерода, который после продувки системы циркулировал в ней с заданной скоростью.

После достижения в слое контакта необходимой температуры переключали трехходовые краны 21 и газ начинал циркулировать через контактный аппарат 6, холодильник 11, сосуд Дьюара 12 и снова в циркуляционный насос 3.

При соприкосновении газа восстановителя с контактом, в который входят окислы железа, происходит их восстановление в результате взаимодействия с водородом и окисью углерода:



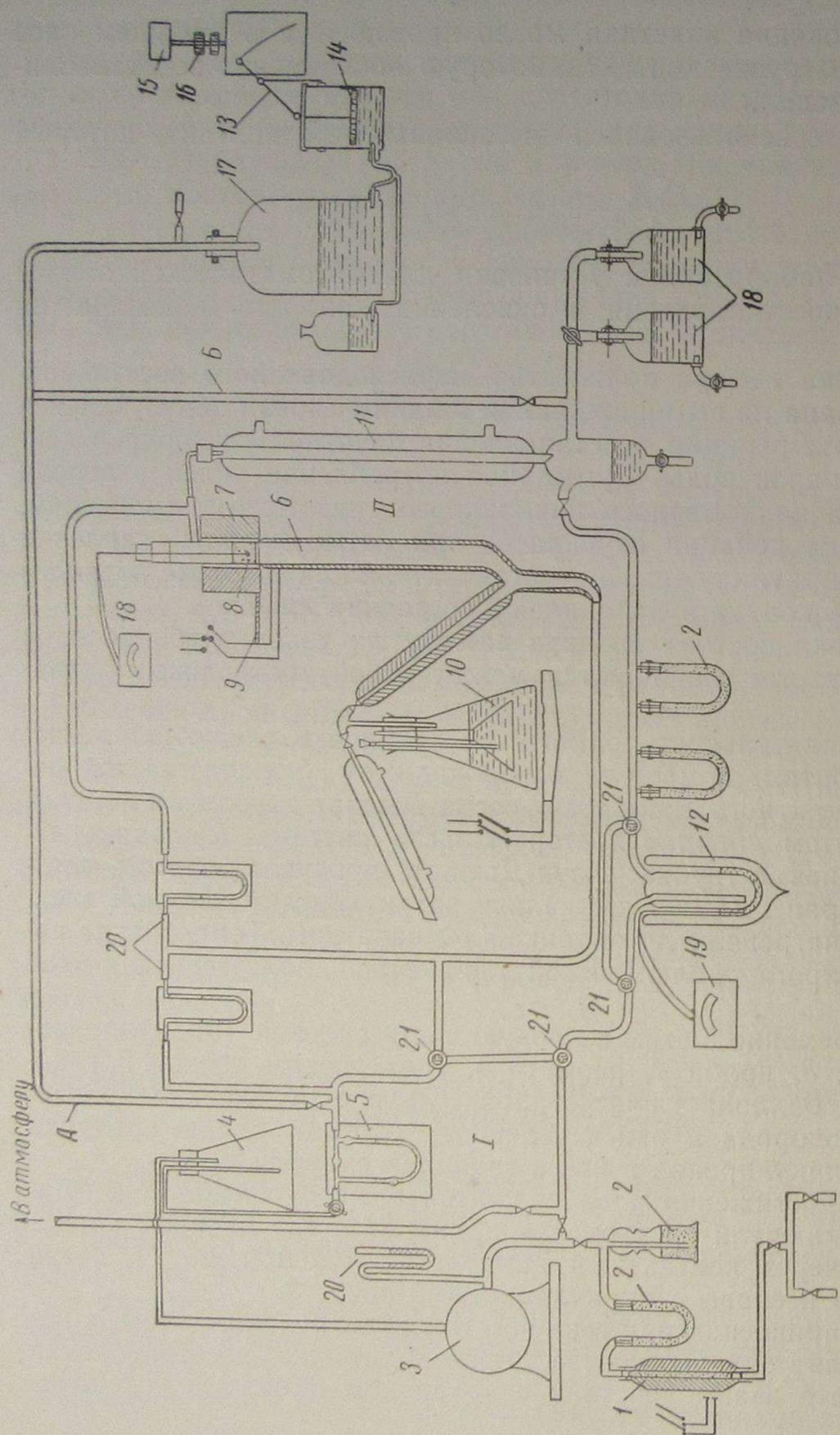
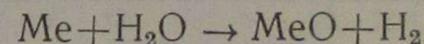


Рис. 1. Схема лабораторной установки для изучения кинетики металло-парового процесса.

1 — очистка газа от  $O_2$ ; 2 — хлоркальциевые трубки; 3 — циркуляционный насос; 4 — колба; 5 — реометр; 6 — контактный аппарат; 7 — электропечь; 8 — слой контакта; 9 — автотрансформатор; 10 — парогенератор; 11 — холодильник; 12 — сосуд Дьюара с жидким азотом; 13 — автомат для записи изменения объема; 14 — поплавочный автомат с рычагом и пером; 15 — мотор Уоррена; 16 — редуктор; 17 — сосуд с газом-восстановителем; 18 — сосуды для отбора водорода; 19 — гальванометр с термометром; 20 — манометры; 21 — трехходовые краны.

Образовавшаяся в процессе восстановления вода конденсируется, а двуокись углерода вымораживается в сосуде, помещенном в жидкий азот.

При этом происходит уменьшение объема восстановителя в системе, равное количеству потребленных водорода и окиси углерода. Восстановитель возмещается из бутылки 17 через трубопровод А. Давление в системе остается постоянным. По мере убыли восстановителя из сосуда 17 в нем поднимается уровень воды, которая поступает из сосуда автомата 13. В сосуде автомата находится поплавочный автомат 14 с рычагом и пером, который опускается, а перо вычерчивает на барабане автомата кривую потребления восстановителя. Скорость потребления восстановителя характеризует скорость восстановления контакта. После восстановления контакта вторая часть системы продувается азотом, отключается от первой части системы при помощи трехходовых кранов 21 и на контакт с определенной скоростью подается водяной пар из парогенератора 10. Часть водяного пара разлагается на контакте с образованием водорода



а другая часть после прохождения через контактный аппарат конденсируется и поступает в сборник конденсата. Образовавшийся водород через холодильник 11 и трубопровод В поступает в сосуд 17 и выталкивает из него воду. Уровень воды в сосуде автомата повышается, поплавок перемещается и перо вычерчивает кривую скорости образования водорода на миллиметровой бумаге.

Попеременное восстановление и окисление контакта проводилось до установления стационарного режима, при котором снимались основные показатели, характеризующие кинетику восстановительной и окислительной стадий металло-парового процесса. Испытание контактов на продолжительность работы при их попеременном окислении и восстановлении проводилось при температуре  $450-500^\circ$ , которая, как было показано ранее, является оптимальной для используемого контакта.

В качестве газов-восстановителей, близких по своему составу к генераторным газам, использовались смеси, указанные в табл. 1.

Таблица 1

Компоненты	Водяной газ (газ-1)	Воздушный газ (газ-2)	Многобалластный газ (газ-3)
$CO_2$	0,2	0,2	0,2
$O_2$	0,2	0,2	0,2
CO	42,3	36,3	15,4
$H_2$	42,3	—	15,4
$N_2$	15,0	63,3	68,8

## Результаты исследования

Было установлено, что при восстановлении водяным газом (рис. 2) стационарность процесса легче всего достигается и поддерживается при  $450^\circ$ , если при этом продолжительность восстановления в начальных стадиях составляла 15 мин., а время окисления 2 мин. Такой режим обеспечивает постепенное восстановление контакта до металлического железа, которое достигается за четыре периода. Последующие стадии восстановления длятся 10 мин., и при этом контакт полностью восстанавливается.



Рис. 2. Изменение степени восстановления контакта со временем при его попеременном восстановлении и окислении ( $t = 450^\circ$ ).

Стационарность процесса не нарушается, и он протекает между степенями восстановления контакта 100% и примерно 70—75%.

Сходимость результатов различных опытов хорошая и всегда удается организовать стационарный процесс после четвертого восстановления. Колебания температуры в пределах  $\pm 25^\circ$  не оказывают значительного влияния на стационарность процесса, если соответственно увеличивать или уменьшать продолжительность восстановительной и окислительной стадий.

В табл. 2 приводятся результаты опытов по изучению кинетики восстановления контакта водяным газом в начальной стадии процесса и при его стационарном протекании при  $450^\circ$ .

Из табл. 2 видно, что в начальной стадии восстановления процесс протекает со значительно большими скоростями, чем при установившемся стационарном процессе.

В начальной стадии за 9 мин. степень восстановления контакта достигает 65,7%, а при стационарном процессе за 10 мин. — 26,5% (контакт со степенью восстановления 73,1 восстанавливается до 99,6%). Такое уменьшение скорости объясняется тем, что в восстановительных стадиях при стационарном процессе восстанавливается контакт, имеющий уже степень восстановления до 70%. Скорость восстановления при стационар-

Таблица 2

Время от начала опыта, мин.	Температура, $^\circ\text{C}$	Количество израсходованного восстановителя, $\text{см}^3$	Скорость восстановления, $\text{см}^3/\text{мин г}$	Степень восстановления, %
Начальная стадия процесса				
1,0	153,0	450	63,2	14,9
2,0	273,0	450	56,4	26,7
4,0	469,0	450	48,5	45,8
6,0	622,0	450	42,9	60,7
9,0	672,0	450	39,7	65,7
Стационарный процесс				
1,0	33,9	450	14,0	73,1
2,0	67,7	450	14,0	76,4
4,0	148,5	450	15,4	84,3
6,0	216,0	450	14,9	90,9
8,0	262,0	450	13,5	95,4
10,0	305,0	450	12,6	99,6

Таблица 3

Время от начала опыта, мин.	Температура, $^\circ\text{C}$	Количество израсходованного восстановителя, $\text{см}^3$	Скорость восстановления, $\text{см}^3/\text{мин г}$	Степень восстановления, %
Начальная стадия процесса				
1,0	480	121,0	48,8	11,6
2,0	480	226,0	45,6	21,7
5,0	480	383,0	30,9	36,9
10,0	480	587,0	23,7	56,6
15,0	480	662,0	17,8	63,6
Стационарный процесс (начало)				
1,0	480	17,0	6,9	68,0
5,0	480	175,0	14,1	83,2
10,0	480	316,0	12,7	96,6
15,0	480	418,0	11,2	100,0

ном процессе остается практически постоянной при степенях восстановления от 73,1 до 99,6%.

Сравнение полученных экспериментальных данных по скорости восстановления контакта водяным газом со скоростями восстановления этого контакта водородом и окисью углерода

показывает, что эти газы при температуре  $450^\circ$  восстанавливают контакт практически с одинаковыми скоростями. Это подтверждает наши выводы [8] о том, что восстановительная активность окиси углерода и водорода при  $450^\circ$  примерно одинаковая.

Несколько иначе протекает процесс при использовании в качестве восстановителя воздушного газа и многобалластного газа-3 (табл. 1).

Изучение зависимости скорости восстановления контакта от концентрации  $\text{CO} + \text{H}_2$  (рис. 3) показало, что скорость восстановления находится в линейной зависимости от концентрации

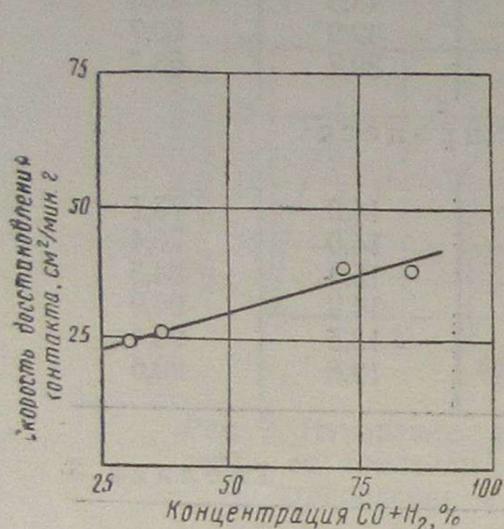


Рис. 3. Изменение скорости восстановления контакта с изменением концентрации.

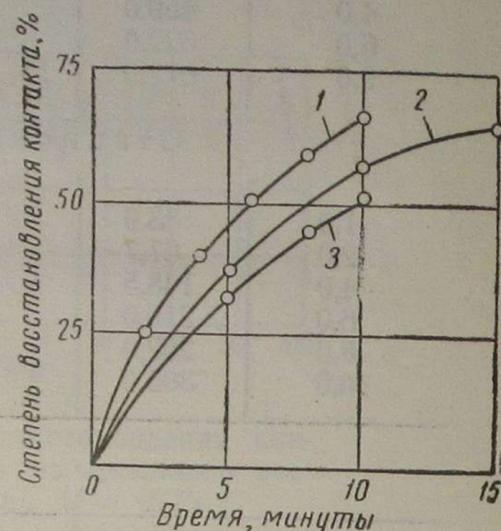


Рис. 4. Изменение степени восстановления контакта различными газами со временем ( $t = 450^\circ$ ). 1 —  $\text{CO} = 42,3$ ,  $\text{H}_2 = 42,3$ ,  $\text{N}_2 = 15,4$ ; 2 —  $\text{CO} = 36,3$ ,  $\text{N}_2 = 63,7$ ; 3 —  $\text{CO} = 15,4$ ,  $\text{H}_2 = 15,4$ ,  $\text{N}_2 = 69,2$ .

этих компонентов. Поэтому с уменьшением концентрации  $\text{CO} + \text{H}_2$  скорость процесса уменьшается, однако она остается еще достаточно большой при наличии в газе до 70% балласта (см. табл. 1). Использование в качестве восстановителя газа-2, содержащего окись углерода и 63,3% балласта, также позволяет организовать высокопроизводительный процесс получения водорода, не увеличивая очень время восстановительной стадии (рис. 4).

Изучение попеременного восстановления и окисления контакта с использованием в качестве восстановителя многобалластного газа (табл. 1) показывает, что стационарность процесса достигается, если стадии восстановления проводить при  $480^\circ$  в течение 15 мин., а стадии окисления при  $450^\circ$  в течение 2 мин.

На рис. 5 показано изменение степени восстановления контакта со временем при его попеременном восстановлении и окислении газом-3. При указанных выше условиях за 7 попере-

менных восстановлений и окислений достигается 100%-ное восстановление контакта.

Далее процесс протекает устойчиво, если стадии восстановления проводить при  $480^\circ$  в течение 10 мин., а стадии окисления при  $450^\circ$  в течение 2 мин.

Изучение кинетики восстановления контакта в начальной стадии процесса и при его стационарном протекании при  $480^\circ$  (табл. 3) показало, что в начальной стадии, как и в случае водяного газа, процесс протекает со значительно большими скоростями, чем при установившемся режиме.

В начальной стадии за 15 мин. контакт восстанавливается на 63,3%, а при стационарном процессе на 32% (степень восстановления изменяется от 68 до 100%). При восстановлении контакта водяным газом в начальной стадии при  $450^\circ$  он восстанавливается значительно быстрее — до 65,7% за 9 мин.

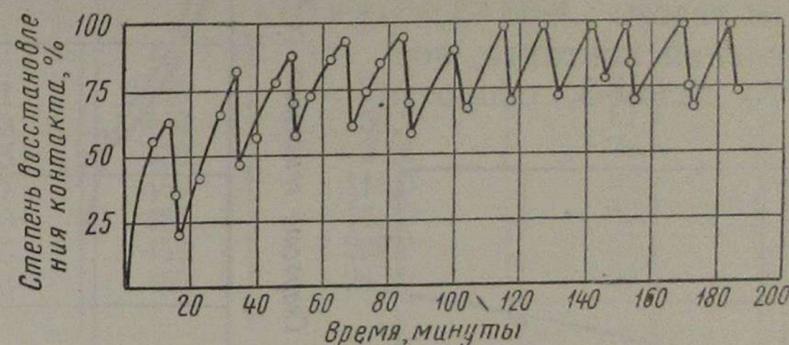


Рис. 5. Попеременное восстановление и окисление контакта многобалластным газом.

Однако повышение температуры до  $480^\circ$  в случае использования газа-3 позволяет организовать восстановительную стадию процесса (при установившемся режиме) продолжительностью 10 мин.

Скорость реакции стационарного процесса при восстановлении воздушным газом ( $480^\circ$ ) и водяным газом ( $450^\circ$ ) примерно одна и та же.

Уменьшение скорости восстановления при стационарном протекании процесса по сравнению с начальной стадией не мешает организации высокопроизводительного процесса. Так как восстановительная и окислительная стадии металло-парового процесса протекают в разных аппаратах, то увеличение времени восстановления не будет влиять на общую производительность установки по водороду. Непрерывность и устойчивость процесса будут достигаться в результате увеличения объема восстановительного аппарата, в котором будет находиться соответственно большее количество контакта, чем в окислительном аппарате.

Так как окислительная стадия металло-парового процесса при использовании водяного и воздушного газов протекает примерно в 5 раз быстрее, чем восстановительная (см. рис. 2 и 5),

то в установке для получения водорода объем восстановительного аппарата должен в 5 раз превышать объем окислительного аппарата. Изучение кинетики окисления контакта водяным паром после его восстановления водяным и многобалластным газами показывает, что скорости процесса образования водорода в обоих случаях примерно одинаковые.

Опыты по изучению скорости образования водорода на контакте при стационарном протекании процесса осуществлялись при температуре 450°. Водяной пар подавался в количестве 0,085 г/мин на 1 г контакта со скоростью 106 см<sup>3</sup>/мин. В табл. 4 и на рис. 6 и 7 приведены результаты экспериментов по окислению контакта после его восстановления водяным газом и многобалластным газом.

При окислении контакта, восстановленного газом-3, скорость

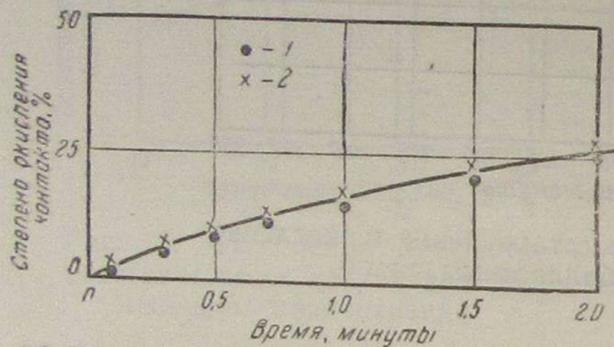


Рис. 6. Изменение степени окисления контакта со временем ( $t = 450^\circ$ ). 1 — окисление после восстановления водяным газом; 2 — окисление после восстановления многобалластным газом (газом-3).

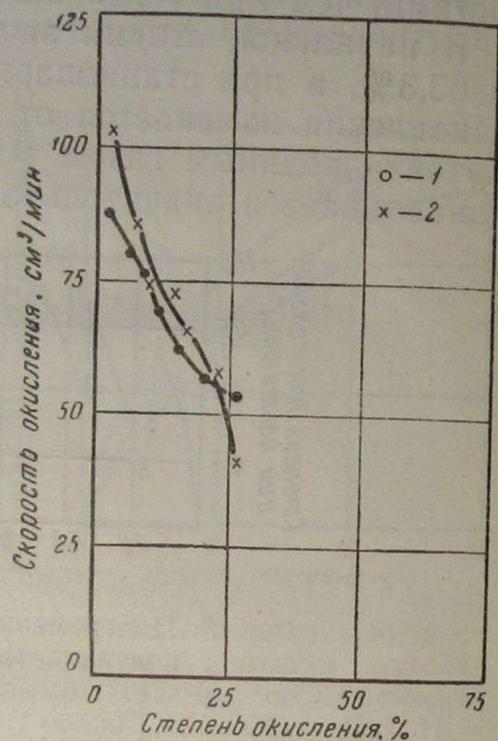


Рис. 7. Зависимость скорости образования водорода от степени окисления контакта ( $t = 450^\circ$ ).

1 — окисление после восстановления водяным газом; 2 — окисление после восстановления газом-3.

окисления на всем протяжении процесса была несколько больше, чем при окислении контакта после восстановления водяным газом. В то же время в первом случае скорость реакции окисления контакта падает более резко (на 60% за 2 мин.), чем во втором случае (на 38% за 2 мин.).

Так как при стационарном процессе в обоих случаях окисляется пиррофорное железо и реакции протекают примерно с одинаковыми средними скоростями (70,6 и 71,6 см<sup>3</sup>/мин г), то степени окисления контакта после восстановления водяным и многобалластным газами за 2 мин. одинаковы и составляют 26%.

Этот вывод, подтвержденный многими опытами, говорит о том, что при использовании разных восстановителей, в том числе и окиси углерода, контакты, восстановленные до металли-

ческого железа, имеют одну и ту же активность. Следовательно, использование в качестве восстановителя воздушного генераторного газа, содержащего окись углерода и балласт, не влияет на активность контакта по отношению к реакции разложения водяного пара. Существующее мнение, что имеющееся при этом выделение углерода на контакте приводит к потере его активности, в наших опытах не подтвердилось.

Таблица 4

Время от начала опыта, мин.	Температура, °С	Количество образовавшегося водорода, см <sup>3</sup>	Скорость образования водорода, см <sup>3</sup> /мин г	Степень окисления, %
Окисление после восстановления водяным газом				
0,1	450	21,1	87,2	2,5
0,3	450	59,2	81,7	6,2
0,5	450	92,6	76,5	9,4
0,7	450	118,0	69,7	11,9
1,0	450	152,0	62,7	15,3
1,5	450	208,0	57,3	20,7
2,0	450	262,0	54,1	26,0
Окисление после восстановления газом-3				
0,1	450	25,4	102,0	2,6
0,3	450	63,5	85,3	6,6
0,5	450	93,0	75,0	9,7
0,7	450	127,0	73,0	13,2
1,0	450	161,0	65,0	16,8
1,5	450	216,0	58,0	22,5
2,0	450	254,0	41,9	26,5

Так как за 2 мин. скорость образования водорода падает на 38—50%, то увеличение времени окислительного цикла приведет к снижению общей производительности процесса по водороду и к непроизводительным расходам пара. Если в начале окисления (после восстановления водяным газом) степень разложения пара 82% и скорость образования водорода 87,2 см<sup>3</sup>/мин г, то к концу второй минуты скорость падает до 54,1 см<sup>3</sup>/мин г, а степень разложения пара снижается до 52%. Аналогичная картина наблюдается и во втором случае при окислении контакта после его восстановления многобалластным газом. Средняя степень разложения пара за цикл в обоих случаях примерно одна и та же и составляет 65—66,5%.

Если время окисления увеличить до 3 мин., то к концу третьей минуты скорость образования водорода так сильно падает, что средняя производительность процесса по водороду

снижается в 3 раза. Для увеличения производительности процесса по водороду можно было бы снизить время окислительного цикла до 1 мин., так как за 1 мин. скорость образования водорода падает всего лишь на 28%. Однако в этом случае пришлось бы транспортировать из окислительного аппарата в восстановительный в 2 раза больше контакта, причем контакт был бы окислен только в незначительной степени. Это привело бы к непроизводительным затратам на транспортировку контакта.

Опыты показали, что контакт длительное время не теряет своей активности и имеет высокую производительность по водороду (4,2—4,3 м<sup>3</sup>/час кг). В табл. 5 приведены характеристика металло-парового процесса получения водорода и его расходные показатели при использовании в качестве восстановителей генераторных газов.

Достигнутая производительность металло-парового процесса получения водорода (4200 м<sup>3</sup>H<sub>2</sub>/час т) превышает производительность периодического железо-парового процесса (50 м<sup>3</sup> H<sub>2</sub>/час т) в несколько десятков раз.

Указанная производительность осуществляется при тридцатикратной циркуляции контакта через окислительный аппарат. В настоящее время проводится работа по снижению кратности циркуляции.

Таблица 5

Показатели	На водяном газе	На воздушном газе
<i>Восстановление</i>		
Температура, °С	450	480
Объемная скорость восстановителя, час <sup>-1</sup>	1550	3700
Время восстановления, мин.	10,0	10,0
<i>Окисление</i>		
Температура °С	450	450
Количество пара, кг/час кг контакта	5,1	5,1
Время окисления, мин.	2,0	2,0
<i>По процессу</i>		
Производительность по водороду, м <sup>3</sup> /час кг	4,2	4,3
Степень разложения пара, %	66,0—70,0	67,5—72,0
Количество пара на 1 м <sup>3</sup> водорода, кг	1,2	1,18
Количество восстановителя на 1 м <sup>3</sup> водорода, м <sup>3</sup>	3,3	6,63

Изучение состава получаемого водорода показало, что в нем содержится не более 1% окислов углерода.

Наличие небольшого количества примесей в водороде, несмотря на небольшое выделение углерода, объясняется тем, что процесс окисления водяным паром проводится при низких температурах.

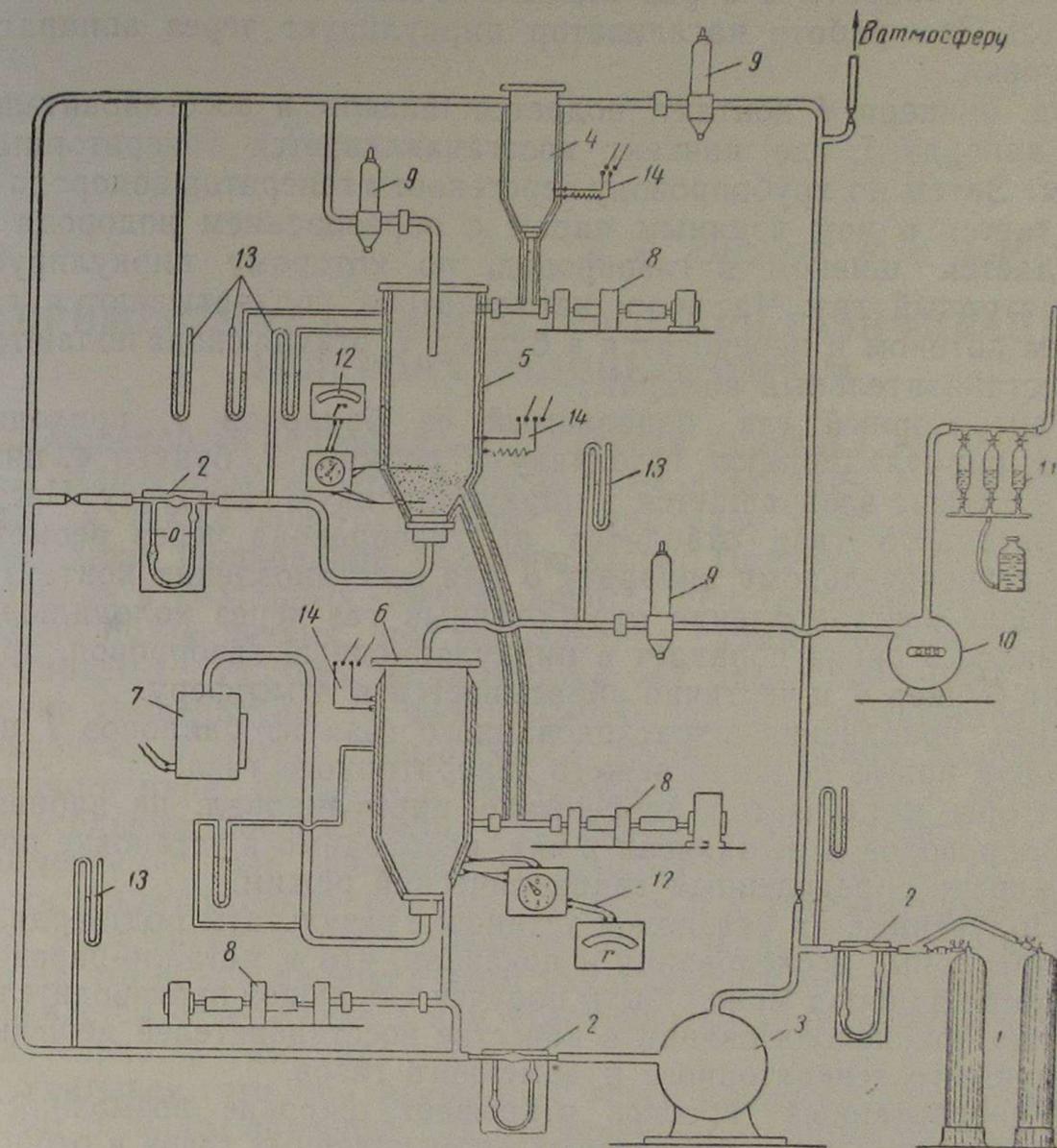


Рис. 8. Схема укрупненной лабораторной установки.  
1 — баллоны с водяным газом; 2 — реометры; 3 — циркуляционная газодувка; 4 — бункер; 5 — восстановительный аппарат; 6 — окислительный аппарат; 7 — паробразователь; 8 — мотор, редуктор, шнек; 9 — циклон; 10 — газовые часы; 11 — газовые пипетки; 12 — переключатель, гальванометр; 13 — манометры; 14 — автотрансформаторы.

Изучение контакта проведено в 1957 г. на укрупненной установке для получения водорода в непрерывном металло-паровом процессе по технологической схеме, разработанной в ИГИ АН СССР в 1953 г.

На рис. 8 показана схема укрупненной установки для получения водорода в непрерывном металло-паровом процессе в кипящем слое, на которой в настоящее время проводятся исследования.

Производительность установки рассчитана на получение 2700 л/сутки водорода.

Установка состоит из двух реакторов: восстановительного аппарата 5 и окислительного аппарата — генератора водорода, соединенных между собой трубопроводами. Объем восстановительного аппарата в 5 раз больше объема окислительного аппарата. При работе катализатор циркулирует через аппараты установки.

Из бункера 4 контакт подается шнеком в восстановительный аппарат 5, где контакт восстанавливается генераторным газом. Затем по трубопроводу перетекает в генератор водорода 6, окисляется в нем водяным паром с образованием водорода и передается шнеком в газопровод, по которому циркулирует генераторный газ. Частицы катализатора подхватываются газовым потоком и переносятся в бункер 4, откуда снова подаются в восстановительный аппарат.

Генераторный газ, подаваемый из баллонов 1, проходит через циркуляционную газодувку 3, реометр 2, бункер 4, циклон 9 и снова возвращается в циркуляционную газодувку. Часть генераторного газа отводится от газопровода через реометр к восстановительному аппарату 5 для восстановления контакта.

После восстановления отработанный газ через холодильник и циклон 9 снова попадает в циркуляционный газопровод, проходит бункер 4 и частично сбрасывается в атмосферу.

Для пополнения израсходованного газа из баллонов 1 поступают новые порции свежего генераторного газа.

Чтобы катализатор непрерывно циркулировал, не забивал трубопроводов и не зависал в них, необходимо в установке поддерживать определенный гидравлический режим.

Полученные на указанной установке результаты подтвердили лабораторные исследования и показали, что в металло-паровом процессе водород может быть получен с большой производительностью при использовании в качестве восстановителей дешевых воздушного генераторного и доменного газов.

Разработанный процесс открывает широкие возможности использования многобалластных промышленных газов и отбросных газов для получения водорода и проведения на их основе химических синтезов.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Альтшулер В. С., Гуревич Л. Э., Шишаков Н. В. Отчет ИГИ АН СССР, 1953.
2. Лебедев В. В. Отчет ИГИ АН СССР, 1953.
3. Рябцев И. И. «Хим. пром.», № 2, 1936.
4. Лебедев В. В. Сб. «Химическая переработка топлива», Изд. АН СССР, 1957.
5. Лебедев В. В. Заводская лаборатория, № 3, 1958.
6. Лебедев В. В. Отчет ИГИ АН СССР, 1955.
7. Сб. «Физико-химические основы доменного процесса и современная практика производства чугуна», Металлургиздат. Свердловское отделение.
8. Лебедев В. В. Отчет ИГИ АН СССР. 1957.

В. И. КИСЛЫХ, Н. В. ШИШАКОВ

### ПРИМЕНЕНИЕ КАТАЛИЗАТОРОВ ПРИ ГАЗИФИКАЦИИ УГЛЕРОДА ВОДЯНЫМ ПАРОМ

Особенности организации процессов газификации под высоким давлением и под атмосферным давлением в «кипящем» слое, а также конструктивное оформление этих процессов не допускают шлакования газогенератора. Поэтому процесс газификации в указанных случаях ведется при температурах значительно более низких, чем температура размягчения золы газифицируемого топлива. Практически она равна 850—1050°. Снижение температуры до необходимого предела достигается прибавлением к дутью повышенного против обычного количества водяного пара. Последние обстоятельства приводят к двум нежелательным последствиям: к ограничению контингента топлив, применяемых для газификации, наиболее активными (практически исключительно бурыми) углями и к значительным потерям пара, покидающего газогенератор неразложившимся. Понятно, что одновременно с этим ухудшается качество газа (увеличивается содержание в нем углекислоты) и снижается производительность газогенератора.

Учитывая, что оба названных здесь процесса газификации имеют большое значение для организации крупных газовых заводов и комбинатов для централизованного газоснабжения населения и промышленности, представляется целесообразным осуществить специальные мероприятия, которые позволили бы устранить указанные выше недостатки этих процессов. Как это будет ясно из последующего, таким весьма эффективным мероприятием является применение катализаторов, вводимых в реакционное пространство газогенератора, благоприятствующих резкому увеличению скорости разложения водяного пара углеродом при сравнительно низких температурах.

В процессе газификации твердого углерода водяным паром наблюдаются физические процессы, связанные с подводом пара и тепла к поверхности угля, и химические, связанные со скоростью разложения пара и дальнейшим изменением первичных продуктов реагирования.

Химическая сторона процесса газификации и в первую очередь скорость разложения водяного пара углеродом зависит от многих причин. К числу важнейших из них относится влияние минеральной части угля, а также активирующих примесей, специально введенных для ускорения реакций.

Исследования по активации топлива первоначально проводились в направлении определения относительной силы каталитического влияния различных составляющих минеральной части золы на реакции горения и газификации. К этому периоду можно отнести работы, появившиеся в зарубежной и в нашей литературе [1—8]. Результаты большинства работ в основном совпадают. В этих исследованиях было выяснено, что наиболее сильными катализаторами реакции взаимодействия углерода с  $O_2$ ,  $CO_2$  и  $H_2O$  являются в основном две группы катализаторов: окислы ряда металлов и карбонаты щелочных металлов. Из окислов металлов наиболее активной оказалась окись железа. Далее с убывающей активностью идут окислы Cr, Cu, Ni, Mn, Co. Из карбонатов щелочных металлов наиболее активным был карбонат калия и затем карбонаты Rb, Cs, Li.

Следующим этапом исследований в области активации топлива явилось всестороннее изучение влияния и поведения наиболее активных катализаторов в процессе газификации угля.

Здесь могут быть отмечены работы D. A. Fox, A. H. White [9], которые изучали возможность использования  $Na_2CO_3$  для активации процессов в газогенераторе. Авторы приходят к выводу, что теоретически возможна эксплуатация газогенератора с незначительными добавками к топливу  $Na_2CO_3$ , так как основная его часть циркулирует в процессе газификации.

W. K. Lewis с сотрудниками [10] изучал влияние  $K_2CO_3$  на скорость газификации древесного угля при давлении до 50 ат. Однако в его работах не было учтено влияние диффузионных факторов в суммарном процессе.

Работа Tuddenham and G. R. Hille [11] посвящена определению кинетических констант скорости взаимодействия водяного пара со спектрально-чистым графитом, обработанным малыми количествами (до 0,15%) окислов Co, Fe, Ni и V, введенных в графит в виде солей.

Наиболее активным из исследованных окислов металлов оказался окисел Fe, далее идут окислы Co, V, Ni. Как видно, проведено мало работ по кинетике процессов взаимодействия пара с углеродом.

Существенным недостатком указанных работ является то, что по их данным нельзя выявить, на какую из реакций системы пар—углерод влияет введенный катализатор. Другим вопросом, совершенно не затронутым в этих работах, но затрудняющим применение катализаторов в процессе получения водяного газа, является отсутствие простого и эффективного метода — введение катализатора в слой угля.

Целью настоящей работы является определение кинетических констант реакций системы пар — углерод и влияния на них некоторых катализаторов, а также оценка возможных методов введения катализаторов в слой угля.

При определенных температурных условиях углерод в системе пар—углерод реагирует с водяным паром и двуокисью углерода, образуя окись углерода. Совместное существование окиси углерода и водяного пара, способных реагировать друг с другом, вызывает третью реакцию — конверсию окиси углерода. Следовательно, при исследовании системы пар — углерод необходимо учитывать наличие трех химических реакций, существенных для химической стороны процесса. Однако с точки зрения кинетики процесса можно рассматривать взаимодействие водяного пара с углеродом как единый процесс, характеризующийся суммой некоторых констант скоростей образования и некоторым порядком реакций.

Если для характеристики процесса взять закономерности скоростей образования окиси углерода и двуокиси углерода по высоте слоя угля, то можно эти закономерности выразить как алгебраическую сумму скоростей образования CO и  $CO_2$  по реакциям:

- 1) первичного образования  $CO_2$  и CO;
- 2) конверсии окиси углерода;
- 3) восстановления двуокиси углерода.

Реакция первичного образования CO и  $CO_2$ , а также реакция восстановления двуокиси углерода — гетерогенные. Реакция конверсии окиси углерода в основном также протекает на поверхности частиц угля. Поэтому по аналогии с процессом окисления углей кислородом дифференциальное уравнение для скоростей образования CO и  $CO_2$  по высоте слоя в кинетической области реагирования можно записать в следующем виде:

$$-v \frac{dC'}{dx} = K_0' s C_{H_2O} - K' s C' + 2K'' s C'', \quad (1)$$

$$-v = \frac{dC''}{dx} = K_0'' s C_{H_2O} + K' s C' - K'' s C'', \quad (2)$$

- где  $x$  — высота слоя угля;  
 $s$  — реакционная поверхность в единице объема;  
 $C'$  и  $C''$  — концентрации CO и  $CO_2$ ;  
 $C_{H_2O}$  — концентрация водяного пара;  
 $K_0'$  — константа скорости процесса первичного образования окиси углерода;  
 $K_0''$  — константа скорости процесса первичного образования двуокиси углерода;  
 $K'$  — константа скорости реакции конверсии окиси углерода;  
 $K''$  — константа скорости реакции восстановления двуокиси углерода.

Для цилиндрической реакционной трубки реакционная поверхность в единице объема может быть записана в виде

$$s = aq, \quad (3)$$

где  $a$  — удельная поверхность угля в  $см^2/г$ ;

$q$  — насыпной вес угля в  $г/см^3$ .

Подставляя уравнение (3) в уравнения (1) и (2), получим:

$$\left(-v \frac{dC'}{dx}\right) = aq (K_0' C_{H_2O} - K' C' + 2K'' C''), \quad (4)$$

$$\left(-v \frac{dC''}{dx}\right) = aq (K_0'' C_{H_2O} + K' C' - 2K'' C''). \quad (5)$$

При граничном условии  $x = 0$  (точка входа пара)

$$C' = C_0' = 0,$$

$$C'' = C_0'' = 0,$$

$$C_{H_2O} = C_{H_2O}^0 = 1.$$

и уравнения (4) и (5) запишутся:

$$\left(-v \frac{dC'}{dx}\right)_{x=0} = aqK_0', \quad (6)$$

$$\left(-v \frac{dC''}{dx}\right)_{x=0} = aqK_0''. \quad (7)$$

Из уравнений (6) и (7) можно определить константы скорости процессов первичного образования  $CO$  и  $CO_2$ , если известны из опытных данных величины

$$\left(v \frac{dC'}{dx}\right)_{x=0} \text{ и } \left(v \frac{dC''}{dx}\right)_{x=0}.$$

Физический смысл уравнений (6) и (7) можно раскрыть следующим образом.

Если разделить интегральную, получаемую замером во время эксперимента, скорость образования газообразного

компонента  $\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)$  на высоту слоя угля  $x$ , то величина

$\frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x}$  будет удельной интегральной скоростью, величина

которой для одного и того же процента выгорания слоя угля и для различных начальных высот слоя будет различна, так как зависит от глубины протекания вторичных реакций.

Если провести серию опытов с различными начальными высотами слоя угля, то можно построить график зависимости удельной скорости от высоты слоя угля:

$$\frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x} = f(x). \quad (8)$$

При уменьшении высоты слоя  $x$  отношение  $\frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x}$  будет стремиться к какому-то пределу по некоторой кривой, определяемой уравнением (8).

Наклон кривой (8) при любом значении  $x$  определяется уравнением

$$\left\{ \frac{d \left[ \frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x} \right]}{dx} \right\}_{x=x} = \left\{ v \left[ \frac{dC}{dx} - \frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x} \right] \right\}_{x=x}. \quad (9)$$

Удельная скорость  $\frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x}$  в области изменения  $0 \leq x \leq x_0$  имеет конечную величину, а это значит, что наклон кривой, определяемый уравнением (9), будет конечным и при  $x = 0$  (в точке входа).

Следовательно, числитель правой части уравнения (9) должен быть равным нулю (так как иначе частное не может быть конечным при  $x = 0$ ). Отсюда

$$\lim_{x \rightarrow 0} \left[ \frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x} \right] = \left[ \frac{\int_0^x \left(\frac{dC}{dx}\right)}{x} \right]_{x=0} = v \left( \frac{dC}{dx} \right)_{x=0}. \quad (10)$$

Уравнение (10) является математическим выражением того факта, что при высоте слоя угля, равной нулю (точка входа), удельная скорость равна произведению скорости подачи дутья на производную от концентрации по высоте слоя, т. е. локальной скорости.

Величины локальных скоростей образования  $CO$  и  $CO_2$  вычислялись из экспериментальных данных следующим образом.

При достижении слоев угля выгорания, равном 15%, измерялись скорость и состав получаемого газа. По этим величинам

рассчитывались удельные скорости образования CO и CO<sub>2</sub> для различных начальных высот слоя угля и строились зависимости удельной скорости от высоты слоя угля

$$\int_0^x \frac{v \left( \frac{dC}{dx} \right)}{x} = f(x).$$

Полученные кривые экстраполировались до  $x=0$ , и значения удельных скоростей при  $x=0$  принимались равными локальным скоростям образования CO и CO<sub>2</sub>. Величины локальных скоростей подставлялись в расчетные уравнения (6) и (7), из которых вычислялись кинетические константы процессов первичного образования CO и CO<sub>2</sub>.

Значения постоянных величин, входящих в расчетные уравнения, для условий проведения опытов принимались  $a = 1,91 \cdot 10^6$  (см<sup>2</sup>/г),  $q = 0,22$  (г/см<sup>3</sup>).

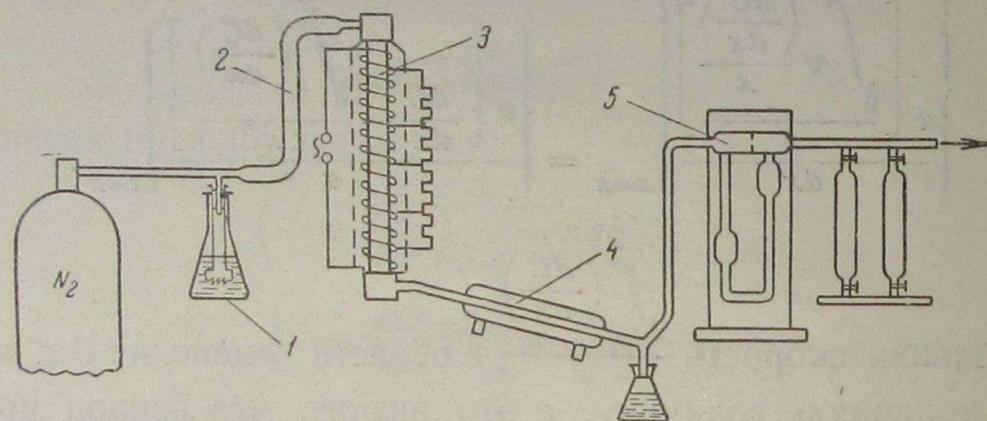


Рис. 1. Схема лабораторной установки.

1 — испаритель; 2 — перегреватель пара; 3 — реакционная трубка; 4 — холодильник; 5 — реометр.

Для получения экспериментальных данных применялась установка, состоящая из испарителя, кварцевого пароперегревателя и фарфоровой реакционной трубки диаметром 30 мм. Схема установки показана на рис. 1. Отличие установки от применявшихся ранее для таких исследований состоит в том, что по высоте реактора были включены четыре шунтирующих сопротивления. Эти сопротивления были отрегулированы так, что температура по высоте слоя угля оставалась постоянной. Пар из испарителя перегревался до 550°, а затем поступал в верхнюю часть реакционной трубки, заполненной фарфоровой насадкой. Проходя вниз, пар подогревался до температуры реакции и поступал в слой угля, помещенный на фарфоровую решетку в средней части реактора.

Температура слоя угля измерялась передвижной хромель-алюмелевой термопарой через 15 мм высоты слоя. Парогазовая смесь из нижней части реакционной трубки поступала в холо-

дильник, где пар конденсировался, а газ через реометр и газоотборную гребенку выбрасывался в атмосферу. Питание испарителя водой было непрерывное от постоянного уровня.

Опыты проводились на древесном угле БАУ состава

$C^r - 95,6\%$ ;  $H^r - 0,88\%$ ;  $V^r - 5,10\%$ ;  $W^p - 2,64\%$ ;  $A^p - 2,92\%$ .

Во время опытов оставались постоянными:

крупность угля (2—3 мм);

количество вводимого катализатора (1% от веса угля);

скорость подачи пара (11 400 см<sup>3</sup>/м).

В опытах изменялись:

крупность частиц катализатора;

температура слоя (630°, 680 и 730°);

высота слоя угля (12, 24, 45 и 65 мм, что соответствовало весу угля в слое 2, 4, 7, 10 г).

Катализаторами реакции разложения водяного пара в настоящей работе были K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, FeCl<sub>3</sub> и CuCl<sub>2</sub>. Перед началом эксперимента уголь прокачивали в токе азота в течение 1 часа при температуре опыта. Катализатор вводили в слой угля в виде порошка просто тщательным перемешиванием с частицами угля.

Для устранения искажающего влияния диффузионного торможения на процесс взаимодействия водяного пара с углем первые опыты были проведены для отыскания кинетической области реагирования.

При максимальной температуре опытов 730° и максимальной высоте слоя угля 6,5 см диффузионное торможение начинало сказываться для скорости подачи пара 5000 см<sup>3</sup>/мин на 100° дутья. Поэтому все последующие опыты проводились с постоянной скоростью подачи водяного пара, равной 11 400 см<sup>3</sup>/мин, что обеспечивало протекание реакций в кинетической области.

Вторая серия опытов была проведена для получения значений констант скоростей процессов первичного образования CO и CO<sub>2</sub>. Результаты опытов показаны на рис. 2—5 и для некоторых типичных опытов приведены в табл. 1.

Как видно из рис. 2—5 для опытов без катализатора и с катализаторами, экспериментальные точки для всего диапазона температур (630—730°) укладываются в прямые. Экстраполируя прямые до  $x=0$ , получали значения локальных скоростей и по уравнениям (6) и (7) вычислялись константы  $K'_0$  и  $K''_0$ , которые приведены в табл. 2.

Третья серия опытов была проведена при введении катализатора в слой угля с дутьем в виде паров летучих соединений. Высота слоя угля и температура в этих опытах оставались постоянными ( $x=64$  мм,  $t=680^\circ$ ). В качестве катализатора были взяты CuCl<sub>2</sub> и FeCl<sub>3</sub>. Результаты опытов приведены в табл. 1.

Перед опытом катализатор в количестве 1% от веса угля помещали на 200 мм выше слоя угля. Так как давление па-

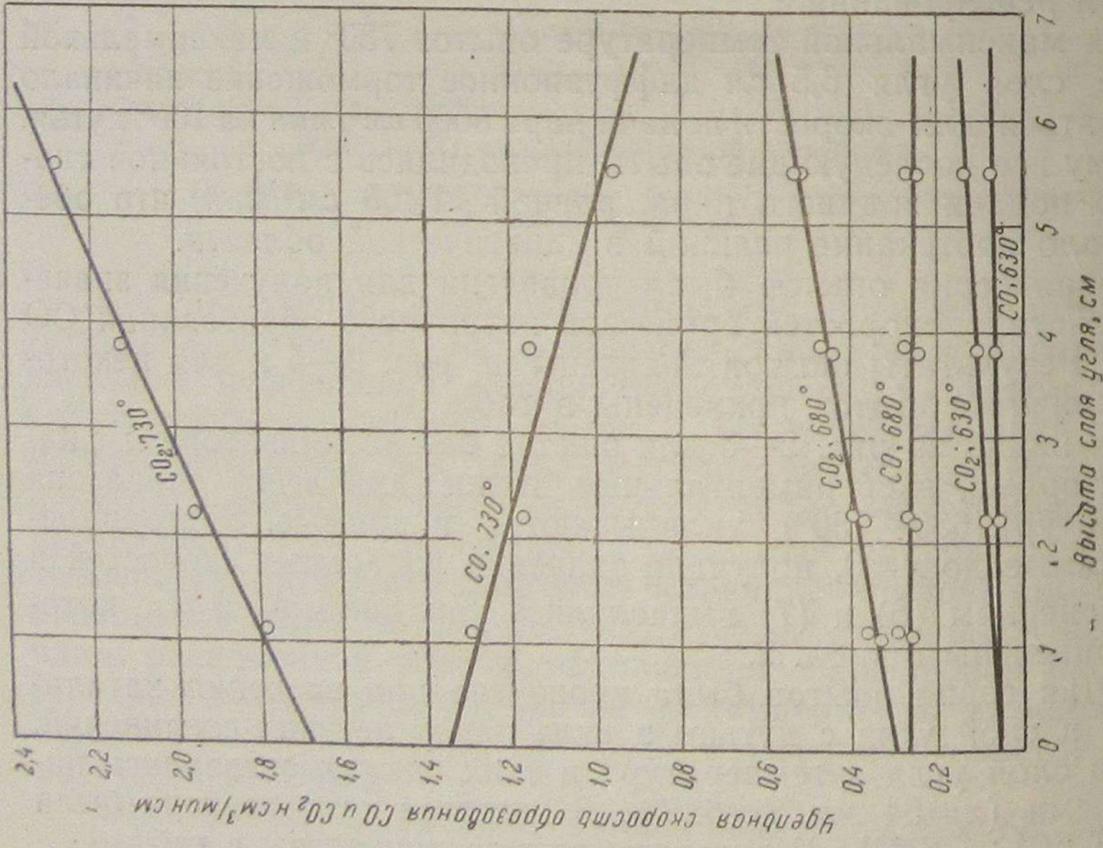


Рис. 2. Изменение удельной скорости образования CO и CO<sub>2</sub> по высоте слоя (выгорание угля — 15%, скорость подачи пара — 11 400 см<sup>3</sup>/мин, без катализатора).

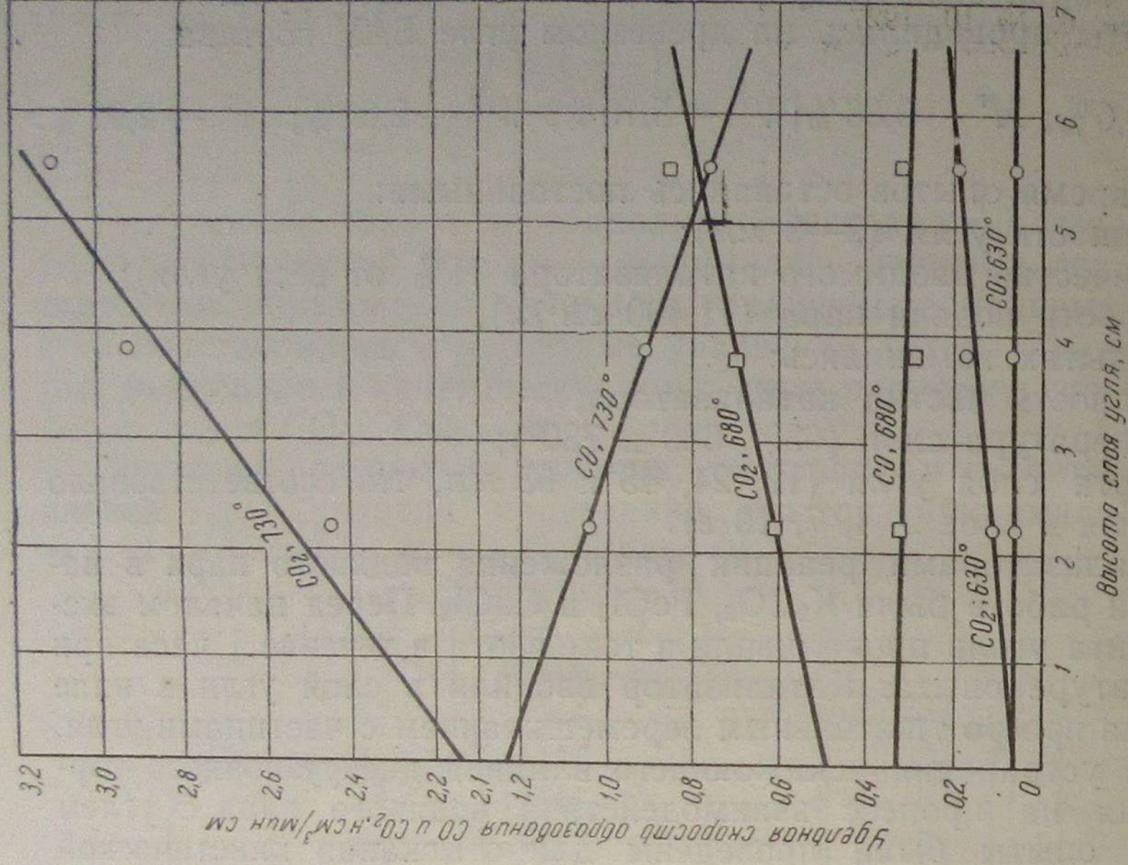


Рис. 3. Изменение удельной скорости образования CO и CO<sub>2</sub> по высоте слоя (выгорание угля — 15%, скорость подачи пара — 11 400 см<sup>3</sup>/мин, катализатор — CuCl<sub>2</sub> — 1%).

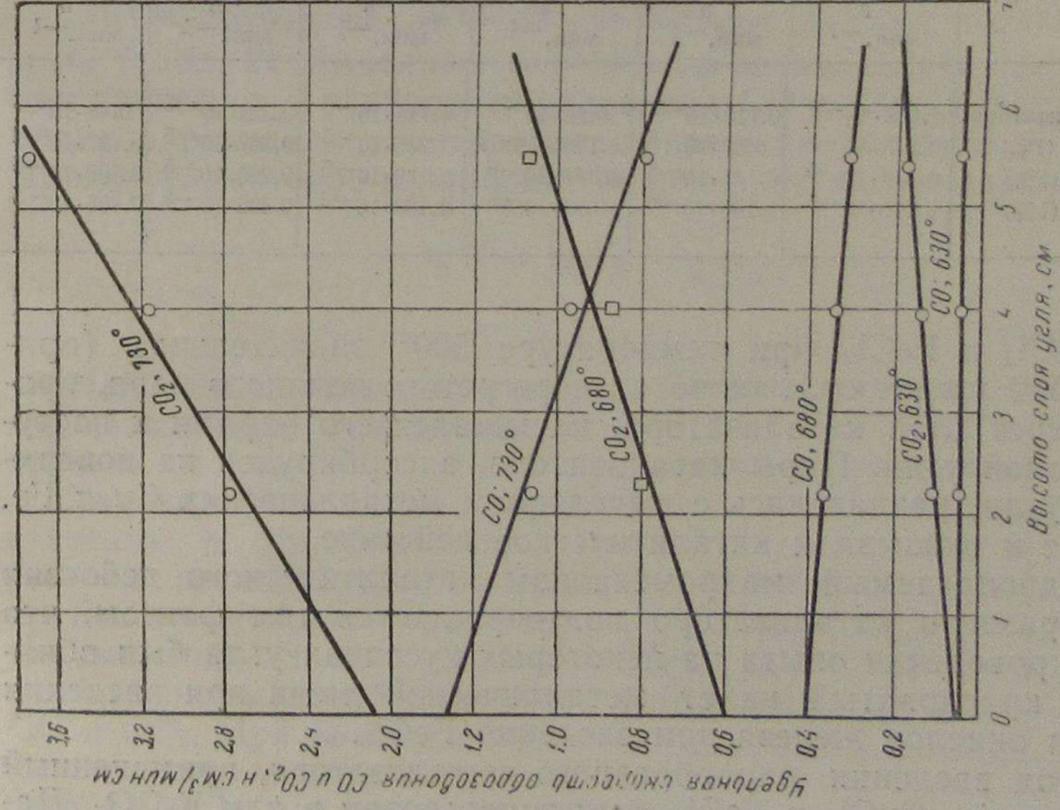


Рис. 4. Изменение удельной скорости образования CO и CO<sub>2</sub> по высоте слоя (выгорание угля — 15%, скорость подачи пара — 11 400 см<sup>3</sup>/мин, катализатор FeCl<sub>3</sub> — 1%).

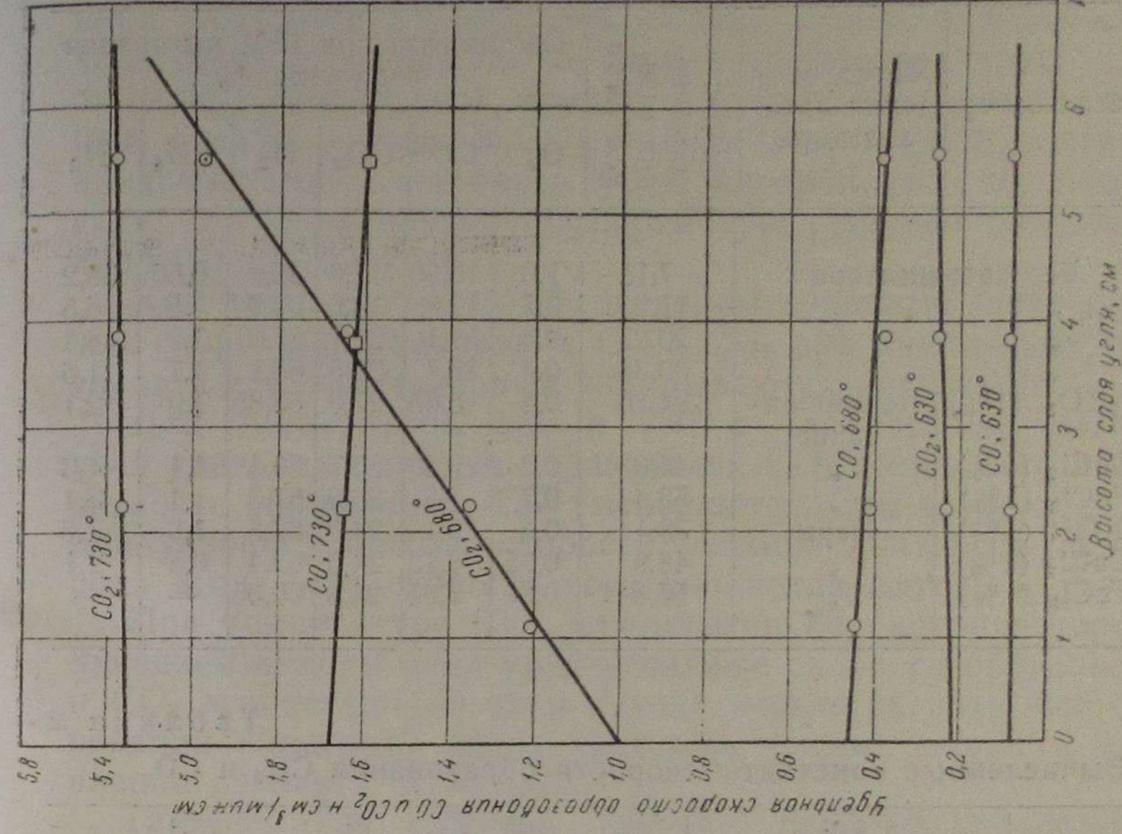


Рис. 5. Изменение удельной скорости образования CO и CO<sub>2</sub> по высоте слоя (выгорание угля — 15%, скорость подачи пара — 11 400 см<sup>3</sup>/мин, катализатор K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> — 1%).

Таблица 1  
Результаты газификации углерода паром при различных катализаторах (температура 800°)

Вес угля в слое, %	Катализатор	Метод введения катализатора	Скорость образования газа, н.с.м. <sup>3</sup> /мин	Состав газа при 15% выгорания слоя угля, %					
				O <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>
2	Без катализатора		7,15	1,0	10,90	12,6	36,8	0,50	38,2
4	"	"	11,2	0,7	12,8	18,6	59,9	1,5	6,5
7	"	"	20,25	0,3	11,1	21,1	57,9	1,2	8,4
10	"	"	30,34	0,4	10,7	22,5	63,1	1,7	1,6
10	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (1%)	Перемешивание	94,56	0,4	5,65	27,0	63,85	1,0	2,1
10	CuCl <sub>2</sub> (1%)	"	44,0	0,3	9,2	23,7	61,4	1,1	4,3
10	FeCl <sub>3</sub> (1%)	"	53,4	0,7	7,8	26,0	61,3	1,1	3,1
10	KOH (1%)	Пары	38,1	0,4	9,1	24,5	62,5	1,9	1,6
10	CuCl <sub>2</sub> (1%)	"	48,9	0,75	8,15	24,6	63,4	0,8	2,1
10	FeCl <sub>3</sub> (1%)	"	55,8	0,80	7,85	25,0	66,35	—	—

Таблица 2  
Вычисленные константы скорости образования CO<sub>2</sub> и CO

Катализатор	630°		680°		730°	
	K' <sub>0</sub> , мин. <sup>-1</sup>	K'' <sub>0</sub> , мин. <sup>-1</sup>	K' <sub>0</sub> , мин. <sup>-1</sup>	K'' <sub>0</sub> , мин. <sup>-1</sup>	K' <sub>0</sub> , мин. <sup>-1</sup>	K'' <sub>0</sub> , мин. <sup>-1</sup>
Без катализатора	0,118 · 10 <sup>-6</sup>	0,118 · 10 <sup>-6</sup>	0,62 · 10 <sup>-6</sup>	0,715 · 10 <sup>-6</sup>	0,324 · 10 <sup>-5</sup>	0,40 · 10 <sup>-5</sup>
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (1%)	0,167 · 10 <sup>-6</sup>	0,50 · 10 <sup>-6</sup>	0,1095 · 10 <sup>-5</sup>	0,236 · 10 <sup>-5</sup>	0,397 · 10 <sup>-5</sup>	0,127 · 10 <sup>-4</sup>
CuCl <sub>2</sub> (1%)	0,143 · 10 <sup>-6</sup>	0,143 · 10 <sup>-6</sup>	0,785 · 10 <sup>-6</sup>	0,119 · 10 <sup>-5</sup>	0,295 · 10 <sup>-5</sup>	0,509 · 10 <sup>-5</sup>
FeCl <sub>3</sub> (1%)	0,119 · 10 <sup>-6</sup>	0,143 · 10 <sup>-6</sup>	0,95 · 10 <sup>-6</sup>	0,143 · 10 <sup>-5</sup>	0,302 · 10 <sup>-5</sup>	0,485 · 10 <sup>-5</sup>

ров CuCl<sub>2</sub> и FeCl<sub>3</sub> при температуре 500° значительное (примерно 500 мм рт. ст.), то поток перегретого водяного пара, проходя через слой катализатора, насыщался его парами и поступал в слой угля. Пары катализатора, адсорбируясь на поверхности угля, разлагались с выделением металлических Cu и Fe, которые и оказывали каталитическое действие.

Предполагаемый макромеханизм каталитического действия парообразного катализатора подтверждается тем фактом, что после проведения опыта на некоторых кусочках угля был обнаружен красноватый налет металлической меди при введении CuCl<sub>2</sub> и окислов железа при введении FeCl<sub>3</sub>.

Метод введения парообразного катализатора, примененный для введения CuCl<sub>2</sub> и FeCl<sub>3</sub>, был использован и для K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. Давление паров K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> для условий опыта пренебрежимо мало,

однако при температуре 600° карбонат калия частично разлагается с образованием окислов калия. Последние, реагируя с перегретым водяным паром, образуют КОН, которая потоком пара выносится в слой угля. Однако при 600° пары КОН, проходя через фарфоровую насадку, частично реагируют с ней и со стенками реакционной трубки. Поэтому результаты, приведенные в табл. 1 для K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, только качественно подтверждают предположение, что пары КОН, адсорбируясь на поверхности угля, также катализируют первичную реакцию разложения водяного пара на угле.

Как видно из рис. 2—5, экспериментальные точки для удельных скоростей образования CO и CO<sub>2</sub> для опытов без катализаторов и с катализаторами укладываются на прямые.

Для температуры 680 и 730° с увеличением высоты слоя угля удельная скорость образования CO<sub>2</sub> возрастает, а удельная скорость образования CO уменьшается. Это говорит о том, что при условиях опытов скорость реакции конверсии окиси углерода выше, чем скорость восстановления двуокиси углерода.

При температуре 630° для опытов без катализатора с увеличением высоты слоя угля удельные скорости образования CO и CO<sub>2</sub> возрастают. В этом случае можно сказать, что скорость реакции конверсии окиси углерода меньше скорости восстановления двуокиси углерода.

Тангенс угла наклона прямых удельных скоростей к оси абсцисс характеризует скорости протекания вторичных реакций.

Вычисленные из экспериментальных данных константы K и K'' (табл. 2) позволяют определить величины энергий активации процессов первичного образования CO и CO<sub>2</sub>. Энергия активации определялась методом графического решения уравнения Аррениуса, которое в наиболее общем виде записывается:

$$\lg K = \lg K_0 - \frac{E}{4,575 T}$$

Найденные величины энергии активации приведены в табл. 3.

Как видно из табл. 3, при введении в систему пар — углерод катализаторов K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> и FeCl<sub>3</sub> энергия активации уменьшается, т. е. увеличивается скорость образования CO и CO<sub>2</sub>. При введении же в систему пар — углерод катализатора CuCl<sub>2</sub>, как видно из табл. 3, уменьшается энергия активации только процесса образования окиси углерода.

Таблица 3  
Энергия активации процессов

Катализатор	ккал/моль	ккал/моль
Без катализатора	48 700	51 220
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (1%)	45 900	47 600
CuCl <sub>2</sub> (1%)	44 170	51 900
FeCl <sub>3</sub> (1%)	46 700	47 730

На скорость первичного образования  $\text{CO}_2$  введение  $\text{CuCl}_2$  не влияет и даже в некоторой степени тормозит этот процесс.

Факт избирательного действия  $\text{CuCl}_2$  представляет интерес для процесса получения синтез-газа, так как в этом случае имеет значение не только увеличение скорости газификации, но и получение газа с определенным соотношением  $\text{CO}:\text{H}_2$ .

Опыты с введением катализатора в виде паров с дутьем, как указывалось выше, были проведены с целью проверки эффективности одного из возможных методов введения катализатора в слой угля. Как показали опыты (см. табл. 1), введение катализатора с дутьем в виде паров более эффективно, чем внесение его в слой в виде порошка. Существенное преимущество этого метода по сравнению с методом, в котором катализатор вносится в виде порошка или уголь пропитывается раствором солей, заключается в том, что не требуется предварительной обработки угля катализатором. Катализатор при парообразном методе вводится в слой в самом процессе газификации, и количество его можно строго регулировать.

Если применить парообразный метод введения катализатора для интенсификации процесса получения водяного газа на обычном газогенераторе периодического действия, то схема газогенераторного процесса не потребует больших изменений. Для этого необходимо установить только на регенераторе специальный дозатор, который в периоды парового дутья будет подавать в регенератор необходимое количество водного раствора  $\text{CuCl}_2$  или  $\text{FeCl}_3$ .

Попадая на горячую кладку регенератора, катализатор будет испаряться и в виде паров вноситься потоком водяного пара в реакционную зону.

Введение катализатора в парообразном состоянии особенно эффективным может оказаться при газификации в кипящем слое. Так как процесс газификации в этом случае протекает при сравнительно низких ( $850-950^\circ$ ) температурах, то каталитический эффект при этом процессе будет особенно значительным. Конструктивное изменение в схеме газификации также не будет сложным. Одним из возможных способов введения катализатора в парообразном виде может оказаться, например, пропуск небольшого количества пара через насадку, куда одновременно вводится дозируемое количество  $\text{CuCl}_2$  или  $\text{FeCl}_3$ . При подаче катализатора в надслойное пространство газогенератора в качестве носителя может быть использован очищенный газ.

При газификации под высоким давлением для подачи катализатора в дутьевую смесь или непосредственно под колосником может быть применен насос-капельник.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Taylor, Neville. J. Am. Chem., 43, No. 9, 1921.
2. Dent, Cobb. Gas World, 90, 666, 1926.
3. Sutcliffe, Cobb. Fuel in Science and practice, 6, № 10, 1927.
4. Казакевич П. П., Кононенко А. Ф. и др. Ж. общ. хим., № 7, 1933.
5. Neumann, Ahlen. Brenst. Chem., 15, № 4, 1934.
6. Ададуров И. Е., Григорьев Б. А. Ж. прикл. хим., № 10, 1936.
7. Головатый Р. Н. Ж. прикл. хим., № 8, 1939.
8. Bureau of Mines Bulletin, № 404, 1937.
9. Fox D. A., White A. H. Ind. Eng. Chem., № 3, 1931.
10. Lewis, Gillilund, Hipkin. Ind. Eng. Chem., № 8, 1953.
11. Tuddenham, Hille. Ind. Eng. Chem., № 10, 1955.

М. К. ПИСЬМЕН, В. Г. ЕРМАКОВ, Ю. И. БЕЛЯНИН

## ГАЗИФИКАЦИЯ С ТВЕРДЫМ ТЕПЛОНОСИТЕЛЕМ<sup>1</sup>

Получение газа путем термического разложения топлива, взаимодействия водяного пара с углем, пиролиза смолы или других жидких топлив можно осуществить при подводе тепла в реакционное устройство мелкозернистым твердым теплоносителем.

В течение ряда лет лабораторией газификации ВНИИ НП (б. ВНИГИ) ведутся работы по созданию методов газификации мелкозернистых топлив с применением в качестве теплоносителя золы или коксового остатка того же топлива. В настоящее время на полупромышленной установке мощностью 50 т/сутки освоен процесс газификации прибалтийского сланца с получением газа, богатого непредельными углеводородами, легкой смолы и газбензина. Разрабатываются также схемы газификации бурых углей в водяной газ, полуводяной газ для синтеза аммиака, газ для снабжения населенных пунктов и предприятий с одновременным получением пара среднего или низкого давления. Схемы газификации бурых углей рассчитаны пока на основе лабораторных исследований отдельных стадий процесса.

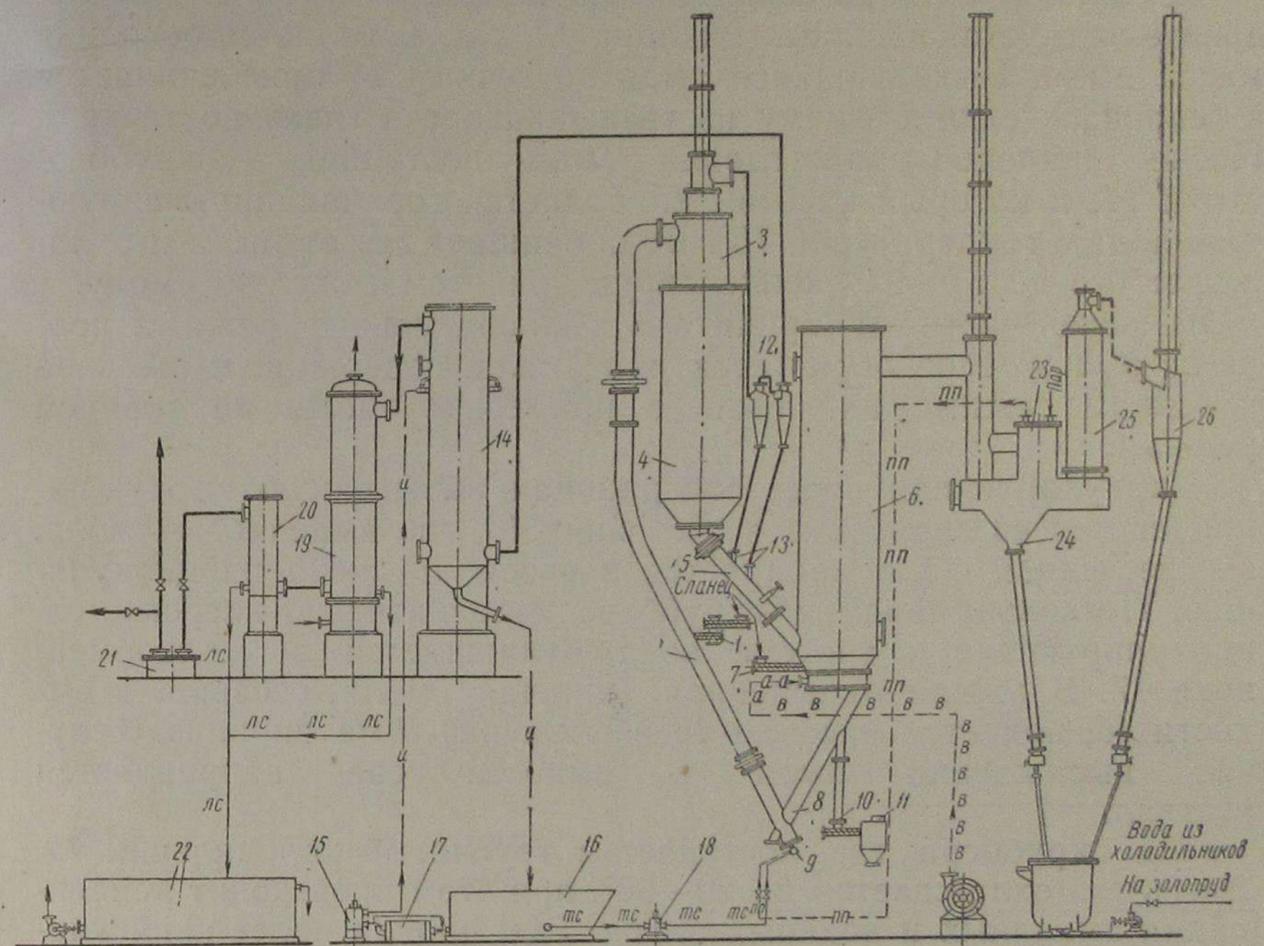
## ГАЗИФИКАЦИЯ ПРИБАЛТИЙСКОГО СЛАНЦА

Прибалтийские сланцы по содержанию органической массы являются одними из богатейших в мире, что наряду с близостью месторождения к Ленинграду обусловило создание крупнейших в мире заводов по газификации сланца. В связи с открытием больших запасов сланца, пригодных для разработки открытым способом, появляется возможность дальнейшего расширения сланцеперерабатывающей промышленности. Отсюда появляется интерес к созданию новых методов их переработки. Одним из таких методов является газификация с твердым теплоносителем.

<sup>1</sup> Описанная в статье схема переработки сланцев с успехом может быть применена для газификации по схеме газохимического использования для будаговских сланцев, липовецких рабдописидов и других аналогичных горючих ископаемых восточных районов СССР. — Прим. ред.

На основе лабораторных опытов полукоксования сланца с твердым теплоносителем, выполненных во ВНИГИ в 1948 г., Главгазом СССР на газосланцевом заводе г. Сланцы в 1955 г. была построена опытная полупромышленная установка. Технологическая схема установки представлена на рис. 1.

Дробленый, подсушенный сланец подается из бункера шнеком 1 в пневмотрубу 2, в которой транспортируется паром раскаленный до 800° мелкозернистый теплоноситель — зола того же



Теплоноситель по течке 8 сходит из топки к пневмотрубе 2. В нижней части пневмотрубы располагается форсунка 9, через которую подается водяной пар или водяной пар со смолой полукоксования. В последнем случае пар распыляет смолу, и полученная смесь транспортирует теплоноситель. В процессе транспортировки происходит пиролиз смолы. Мелкозернистая зола выдвигается шнеком 10 в зольный бункер 11, откуда периодически вывозится.

Из циклона 3 парогазовая смесь направляется в два последовательно установленных циклона 12, где выделяется основная масса пыли. Выделившаяся пыль по течкам 13 присоединяется к теплоносителю, идущему из газификатора в топку по течке 5. После циклонов парогазовая смесь поступает в скруббер-стояк 14, в который насосом 15 подается горячая циркулирующая вода с температурой 75°. Вода очищает газ от пыли и охлаждает его до 87—92°, конденсируя при этом тяжелую смолу.

В зависимости от принятого температурного режима процесса в скруббере образуется или смола, содержащая пыль на холодном режиме, или пыль с примесью смолы на горячем режиме.

Циркулирующая вода, содержащая запыленную смолу, направляется из скруббера в отстойник 16, где выделяется смола, а осветленная вода забирается насосом 15 снова на циркуляцию. Поскольку вода в скруббере дополнительно нагревается, циркулирующая в системе вода охлаждается в теплообменнике 17. Влажная запыленная тяжелая смола, осевшая в емкости 16, подается насосом 18 в форсунку 9 на пиролиз. В случае высаживания пыли в емкости она направляется в отвал.

Из скруббера газ поступает в трубчатый холодильник 19. Здесь газ охлаждается до 20—30°, при этом происходит конденсация смоляных и водяных паров. Газ, пройдя далее каплеуловитель 20 и гидрозатвор 21, подается под собственным напором в сеть завода. Конденсат из холодильника, каплеуловителя и гидрозатвора направляется в отстойник 22, где легкая смола отделяется от воды.

Дымовой газ из топки 6 поступает на пароперегреватель 23, нижняя часть которого представляет собой пыльную камеру 24. После пароперегревателя дымовой газ проходит котел-утилизатор (трубчатый холодильник) 25, циклон 26 и выбрасывается в атмосферу. Пылевидная зола из камеры 24 и циклона 26 удаляется системой гидрозолоудаления.

В 1957 г. на опытной установке было проведено 19 опытов общей продолжительностью 40 суток.

На установку поступал сланец III сорта Прибалтийского месторождения фракции ниже 35 мм и влажностью 11—14%. После отсева и дробления частиц крупнее 5 мм сланец подсушивался до влажности 2—4% и обеспыливался в центробежном пылеот-

делителе. Подготовленный таким образом к газификации сланец имел следующий технический состав (в %):

влажность	2—4
минеральная углекислота	17—19
зольность	45—50
органическая масса	26—32

Средний элементарный состав органической массы прибалтийского сланца следующий (в %):

углерод C <sup>r</sup>	77,8
водород H <sup>r</sup>	9,6
кислород O <sup>r</sup>	10,5
сера S <sup>r</sup>	1,7
азот N <sup>r</sup>	0,4

Сланец, поступавший в бункер агрегата, представлял собой хорошо обеспыленную крошку с размером зерен от 5 до 0,1 мм (рис. 2) и средневзвешенным размером зерна 2 мм. Шнеки, подававшие сланец из бункера в реакционные устройства, частично измельчали его, в связи с этим содержание пыли в сланце возрастало от 5 до 14%.

Преобладающее большинство опытов проведено при проектной производительности по сланцу 1,9—2,4 т/час. Основная масса сланца подавалась в пневмотрону для термической переработки, другая относительно меньшая часть поступала в топку.

На 1 т сланца расходовалось около 1000—1100 м<sup>3</sup> холодного воздуха давлением до 2000 мм вод. ст. и 120—200 кг водяного пара, перегретого до 400—450°, давлением до 4 атм.

Температурный режим процесса поддерживали следующим: кипящий слой теплоносителя в топ-

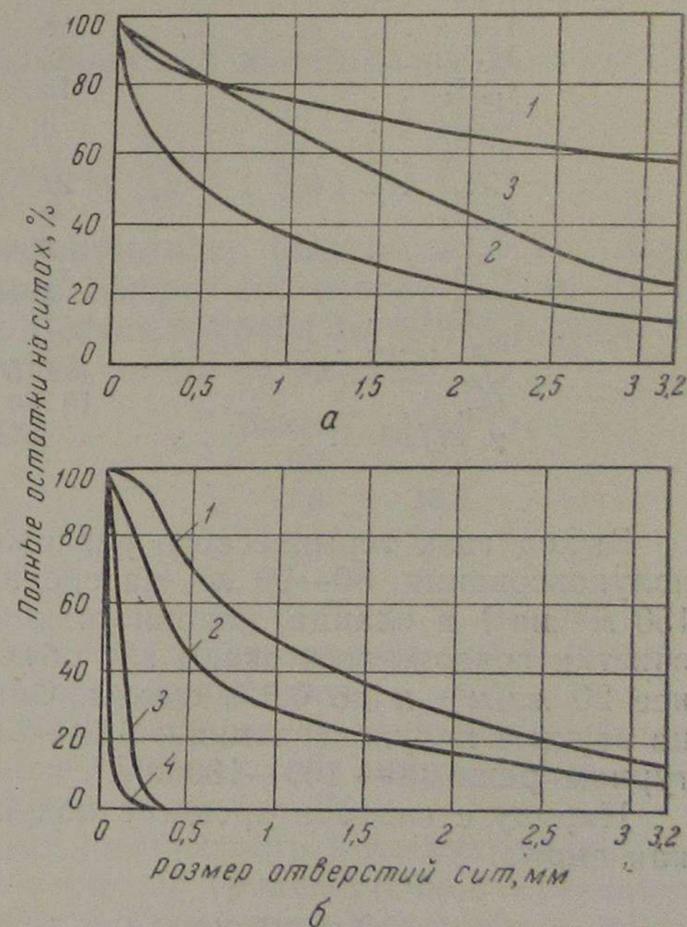


Рис. 2.

а) ситовой состав сланца; 1—сланец III сорта, поступающий на установку; 2—сырой дробленый сланец; 3—подготовленный сланец; б) ситовой состав золы. 1—выгреб или теплоноситель из топки; 2—теплоноситель из газификатора; 3—унос из пыльной камеры пароперегревателя; 4—унос из циклона дымового газа.

ке имел температуру 760—820°, при этом температура газа над слоем и в верху топки была на 80—120° выше и составляла 850—900°. Выходящий из топки теплоноситель смешивался со свежим сланцем в таких пропорциях, чтобы температура смеси составляла 500—550° в опытах полукоксования и 600—650° в опытах со среднетемпературным режимом. При этих температурах протекал процесс термического разложения сланца в пневмотрубе и газификаторе. Теплоноситель и полукокс с данной температурой поступали из газификатора в топку.

В процессе полукоксования и пиролиза смолы получался газ, содержащий от 28 до 36% объемн. непредельных углеводородов. Содержание азота в газе колебалось от 0,2 до 3%.

Средний состав газа (% объемн.)

	Режим полу- коксования	Среднетемпе- ратурный ре- жим
CO <sub>2</sub>	14	13,3
H <sub>2</sub> S	1	1,2
CO	8	8,5
H <sub>2</sub>	12	16,4
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	15	16,0
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	9	8,0
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	7	4,5
CH <sub>4</sub>	22	22,5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6	6,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2	1,7
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2	0,3
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1	0,2
N <sub>2</sub>	1	1,4
Q <sub>в</sub> , ккал/м <sup>3</sup>	11 615	10 104
Q <sub>н</sub> , " "	10 720	9 335
γ, кг/м <sup>3</sup>	1,328	1,160

Выход газа термического разложения составлял на режиме полукоксования 80—90 м<sup>3</sup>, на среднетемпературном режиме — 150 м<sup>3</sup> на 1 т сланца, поданного в пневмотрубу. В газе после очистки содержалось около 1% объемн. H<sub>2</sub>S, следов пыли (менее 20 мг/м<sup>3</sup>) и до 0,3% смолы. Содержание газового бензина на режиме полукоксования — 170—230 г/м<sup>3</sup> и на среднетемпературном режиме — 100—130 г/м<sup>3</sup>.

Наряду с газом в процессе полукоксования получалась легкая смола.

#### Характеристика легкой смолы

ρ <sub>4</sub> <sup>20</sup>	0,9257
Вязкость	3,88
Влажность	0,15%
Механические примеси	отсутствуют
Фенолы, %	7,12

#### Фракционный состав

Н. к.	84°
10% выкипает	до 120°
20% "	" 140°
30% "	" 154°
40% "	" 169°
50% "	" 187°
60% "	" 209°
70% "	" 240°
80% "	" 325°
К. к.	340°
Выход, %	89

Выход легкой смолы: от 30 кг на режиме полукоксования до 20 кг на среднетемпературном режиме на 1 т сланца, подаваемого в пневмотрубу.

Тяжелая смола, возвращаемая на пиролиз, при режиме полукоксования имеет удельный вес 1,1; она содержит 33% влаги и 23,4% пыли. При промывке газа водой в скруббере на среднетемпературном режиме получается пыль, содержащая 8—15% смолы. Выход пыли составляет 6—7% от сланца, поданного в газификатор.

Получаемый в топке дымовой газ имеет следующий состав (в % объемн.):

CO <sub>2</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	O <sub>2</sub>	CO	N <sub>2</sub>
19,0	0,1	0,4	1,0	79,5

Избыточная часть теплоносителя, выходящего из топки, выгребается зольным шнеком. Выгреб составляет от 2 до 7% от перерабатываемого сланца. Состав выgreба (в % вес.) представлен ниже, а его фракционный состав на рис. 2.

	Выгреб	Унос
C <sup>c</sup>	0,2	0,6
CO <sub>2</sub> <sup>c</sup> <sub>мин</sub>	37,8	16,6
A <sup>c</sup>	62,0	82,8

Как видно из приведенных данных и рис. 2, выгреб или теплоноситель, выходящий из топки, представляет собой обеспыленную крупку, почти не содержащую горючего.

Основная масса золы сланца выделяется из дымовых газов в пыльный камеру и циклоне. Технический анализ уноса приведен выше, а фракционный состав на рис. 2.

Опыты показали большую устойчивость и легкую управляемость процесса. На рис. 3 показано среднесуточное изменение состава газа в одном из опытов. Отсутствие механизмов, работающих в горячих условиях, обеспечивает надежность эксплуатации. Точки длиной до 3 м, по которым сходит мелкозернистый теплоноситель, надежно отделяют газовые фазы обоих аппаратов, что обеспечивает получение газа, содержащего не более 2% азота.

Применение в качестве транспортирующего агента пневмотранспорта водяного пара имеет следующие преимущества.

1. В процессе пневмотранспорта паром теплоноситель перемешивается. Перемешивание в кипящем слое или пневмотранспорте [1, 2] является более совершенным, чем механическое перемешивание, примененное в ряде других схем термической переработки топлива с твердым теплоносителем [3, 4, 5]. Между тем хорошее перемешивание является основой переработки мелкозернистого топлива с твердым теплоносителем.

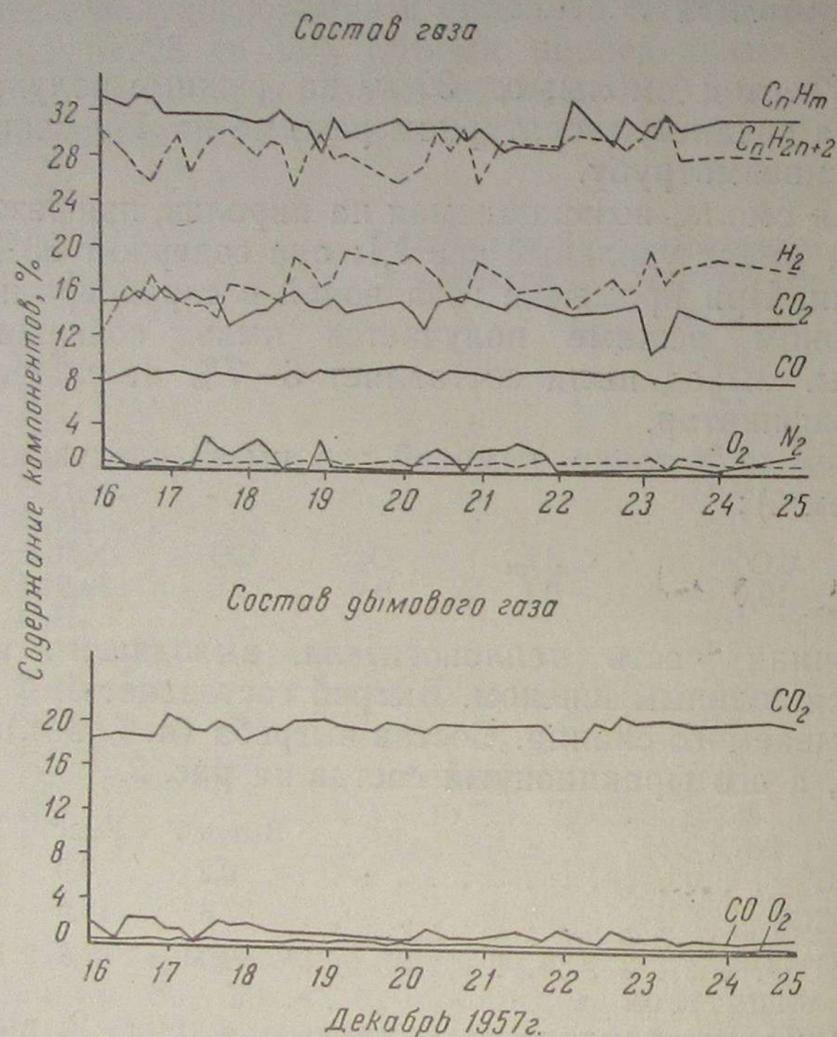


Рис. 3. Изменение состава газа в одном из опытов.

2. Водяной пар низкого давления (2—4 атм) имеет энергию, достаточную для организации циркуляции больших масс теплоносителя; таким образом, циркуляция осуществляется без дополнительных энергетических затрат.

3. Тот же водяной пар используется в форсунке для предварительного распыла смолы, подаваемой на пиролиз в режиме полукоксования.

4. Применение водяного пара при малом времени контакта обеспечивает повышение выхода непредельных углеводородов в газе.

5. Водяной пар понижает парциальное давление тяжелых фракций смолы, что гарантирует газопроводы и пылеочистную аппаратуру (циклоны) от осмоления и закоксовывания.

6. Водяной пар несколько улучшает качество получаемой смолы.

В то же время, благодаря достигнутому в опытах относительно высокому коэффициенту смеси пневмотранспорта ( $\mu = 25-30$ ), расход пара невелик и составляет 0,15 кг/кг сланца.

Применение пара в качестве транспортирующего агента имеет, естественно, и свои отрицательные стороны, заключающиеся в увеличении количества фенольной воды и снижении концентрации в ней фенола, расхода воды на охлаждение, объема пылеочистной аппаратуры.

Водяной пар может быть заменен циркулирующим газом. В этом случае можно достичь и хорошего перемешивания теплоносителя с топливом, распыла смолы и понижения ее парциального давления. Однако при этом, как показали проведенные нами лабораторные опыты, в несколько раз снижается выход непредельных углеводородов и появляется дополнительный расход энергии на сжатие газа.

В качестве теплоносителя в опытах применена обеспыленная зола. Постоянное обеспыливание теплоносителя осуществляется в топке, где он продувается воздухом. Как видно из графика (см. рис. 2), теплоноситель, выходящий снизу топки, практически не содержит пыли. Отсутствие пыли в теплоносителе снижает запыленность газа и в то же время улучшает условия схода теплоносителя в газификаторе без применения каких-либо механических устройств. Процесс завершения полукоксования сланца, требующий выдержки в течение 5—10 мин., может быть, таким образом, осуществлен в простом аппарате шахтного типа.

В схемах термической переработки топлива с твердым теплоносителем в качестве теплоносителя до сих пор предлагалось применять полукокс [3, 4, 6]. Авторами еще в 1946—1948 гг. предложена схема, в которой практически реализовано использование в качестве теплоносителя золы того же топлива. Это дало возможность вести процесс нагрева теплоносителя в топке при малом химическом и механическом недожоге с коэффициентом избытка воздуха, близким к единице. Отсутствие избытка углерода в теплоносителе и многократная циркуляция его обеспечивают высокую полноту выжигания, что видно из показанного выше состава дымовых газов, выгребов и уноса.

Применение в данной схеме мелкозернистого сланца вместо пылевидного, перерабатываемого по флюидной схеме в США [7], позволяет в несколько раз снизить расход энергии на дробление, значительно повысить напряжение дутья в топке, упростить аппаратное оформление реактора.

До сего времени большие затруднения в реализации процесса полукоксования сланца с твердым теплоносителем были свя-



(за вычетом используемого на собственные нужды), то тепловой к. п. д. процесса составит 74%.

Получаемый в генераторном цехе газ на крупном сланцеперабатывающем предприятии должен направляться в цех выделения газового бензина, затем на очистку от сероводорода и углекислоты этаноламинами. После очистки газ компримируется и разделяется методом глубокого охлаждения с получением бытового газа, сжатого до 20 атм, состав которого приведен в табл. 1.

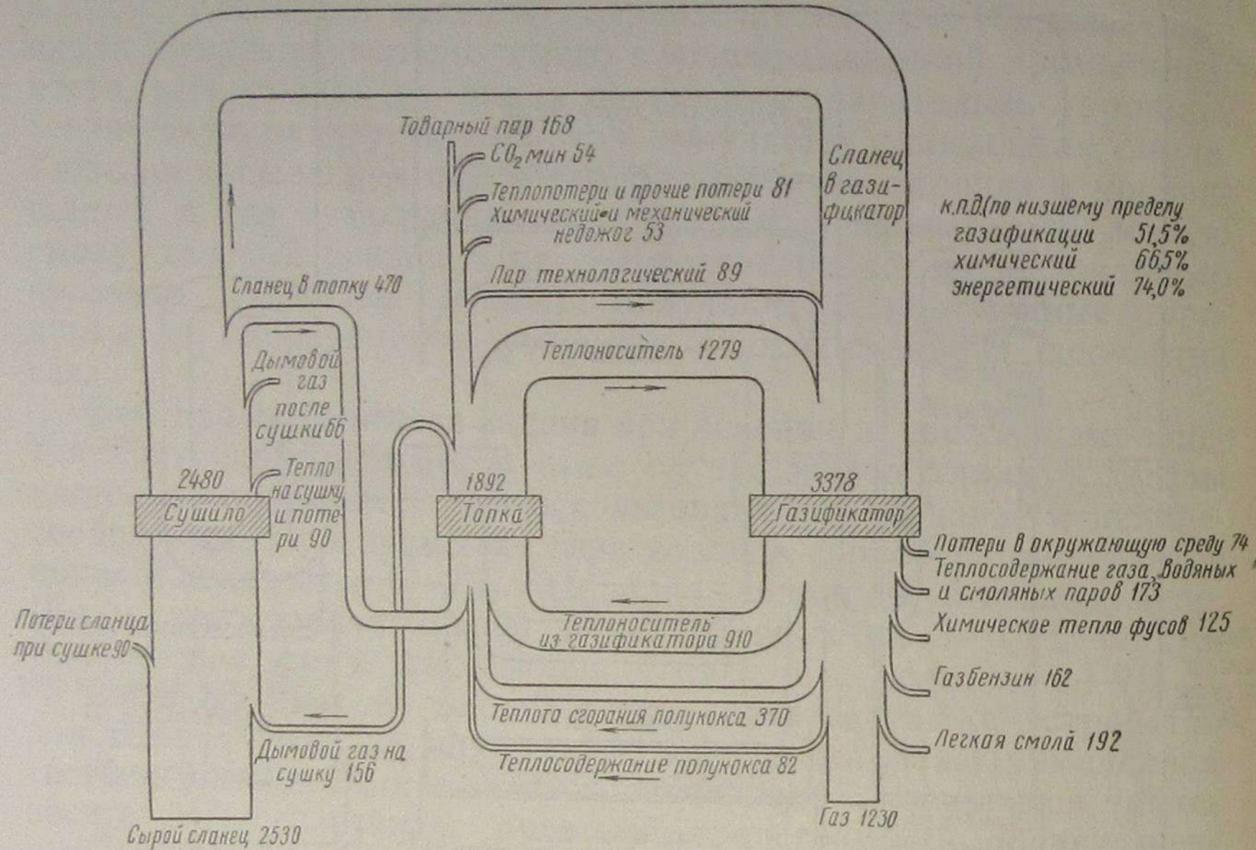


Рис. 5. Тепловой баланс газификации сланца с твердым теплоносителем на среднетемпературном режиме.

Таблица 1

Состав бытового сланца

Режим	Состав газа, % объемн.						Q <sub>в</sub> , ккал/м <sup>3</sup>
	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	N <sub>2</sub>	
Полукоксования . . . . .	16,4	24,4	44,9	11,8	0,6	1,9	7630
Среднетемпературный . . . . .	15,9	30,9	39,4	10,9	0,6	2,6	7400

Пределные углеводороды — пропан и бутан (после выделения бутилена) образуют сжиженные газы. При разделении газа получают 96%-ные этилен и пропилен — сырье для хими-

ческих синтезов. Из бутан-бутиленовой фракции после экстракции ацетоном и дистилляции выделяются 96%-ные бутилены для производства синтетического каучука. Пентановая фракция присоединяется к газовому бензину. Легкая смола, вероятно, сможет быть использована в качестве сырья для получения фенолов, ароматических и непредельных углеводородов. Из газового бензина, по-видимому, можно будет выделить бензол и толуол. Выход получаемых продуктов для комбината, перерабатывающего около 7,5 млн. т/год сланца, представлен на рис. 6.

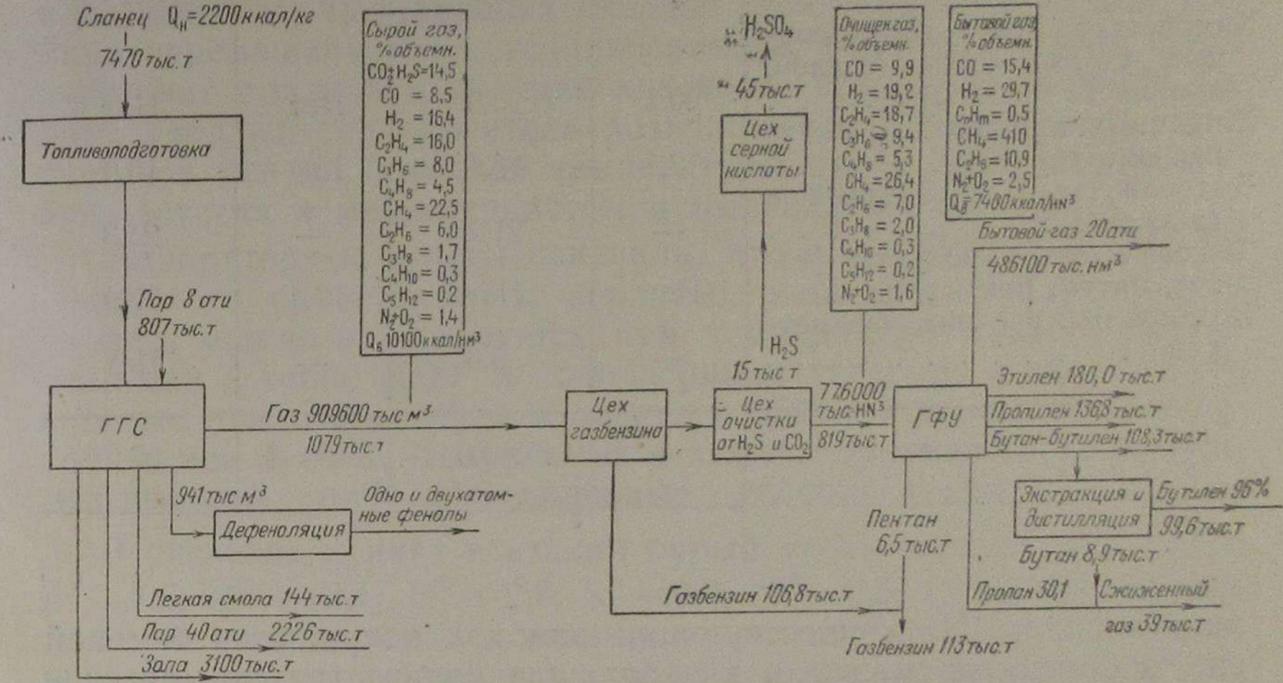


Рис. 6. Схема материальных потоков предприятия по термической переработке сланца с твердым теплоносителем.

По сравнению с существующим процессом термической переработки кускового сланца в камерных печах и газогенераторах процесс газификации мелкозернистого сланца с твердым теплоносителем менее требователен к качеству сланца по крупности и по содержанию органической массы, поскольку без ущерба для производительности процесса может быть применен рядовой сланец без обогащения и сортировки при полной выемке всех пластов, включая пачку F. В то же время процесс газификации сланца с твердым теплоносителем позволяет превратить 27% потенциального тепла сланца в ценное химическое сырье — этилен, пропилен и бутилены — и полностью прекратить выпуск малоценной тяжелой смолы, что иллюстрирует табл. 2.

В существующем же процессе газификации в камерных печах и газогенераторах непредельные углеводороды не образуются, а в качестве попутной продукции получается тяжелая смола. Следует отметить, что приведенные в табл. 2 выход и качество продуктов, получаемых в камерных печах и газогенераторах, не соответствуют фактической выработке на существую-

Таблица 2

Продукты	Твердый теплоноситель		Камерные печи и газогенераторы	
	выход, % вес.	использование потенциального тепла, %	выход, % вес.	использование потенциального тепла, %
Химическое сырье — непредельные углеводороды (этилен, пропилен, бутилен) . . . . .	20,1	26,8	Нет	Нет
Жидкие углеводороды, выкипающие до 350° . . . . .	12,1	13,5	15,0	16,0
Бытовой газ (газообразный и сжиженный) . . . . .	—	21,2	—	25,3
Тяжелые нефтепродукты (мазут, битум, пек) . . . . .	Нет	Нет	17,4	17,9
Водяной пар средних параметров . . . . .	—	5,3	—	Нет
Всего . . . . .	—	66,8	—	59,2

ших заводах. На существующих заводах получают бытовой газ и топочный мазут и в небольших количествах химическое сырье и светлые нефтепродукты. Общий к. п. д. заводов также ниже, чем представлено в табл. 2. Для того чтобы достичь показателей, указанных в табл. 2, потребуется еще приложить много усилий для усовершенствования камерных печей и газогенераторов и организовать переработку жидких продуктов.

Как видно из табл. 2, процесс газификации с твердым теплоносителем имеет большие преимущества по сравнению с процессом газификации в камерных печах и газогенераторах даже после усовершенствования их.

К преимуществам процесса газификации с твердым теплоносителем относятся также высокая производительность и возможность полной автоматизации производства. Один промышленный агрегат производительностью 1000 т/сутки сланца заменит два полублока камерных печей.

### ГАЗИФИКАЦИЯ БУРЫХ УГЛЕЙ

На основании лабораторных опытов, выполненных авторами по исследованию отдельных стадий процесса газификации бурых углей с твердым теплоносителем [8], намечено несколько схем газификации.

### Получение водяного газа

В 1946 г. авторами была заявлена схема производства водяного газа из бурых углей [1] в кипящем слое золы — теплоносителя. По данной схеме водяной газ получается в агрегате, состоящем из двух основных аппаратов: газификатора и топки. В газификатор поступает из топки раскаленный мелкозернистый теплоноситель и в него же подается шнеком перерабатываемое топливо. Под решетку газификатора поступает водяной пар в количествах, вызывающих кипение слоя. При этом свежее топливо перемешивается с теплоносителем, осуществляются сухая перегонка топлива и реакция коксового остатка с водяным паром. Твердый теплоноситель возвращается в топку и разогревается в ней до исходной температуры путем сжигания коксового остатка в мелкозернистом и пылевидном состоянии.

Лабораторные опыты показали, что для райчихинского, бородинского, бабаевского и, вероятно, ряда других бурых углей процесс можно осуществлять при температуре нагрева теплоносителя в топке 1000° и концентрации углерода в нем 2—3%, а также при температуре в реакторе 850° и концентрации углерода в нем 4—6%. Полученные в лабораторных опытах данные пересчитаны на промышленные условия (табл. 3).

В расчетах принят итатский бурый уголь состава:  $W^p$ —31,4;  $A^p$ —7,8;  $C^p$ —43,4;  $H^p$ —2,8;  $S^p$ —0,3;  $N^p$ —0,5;  $O^p$ —13,8. Сушка производится дымовыми газами топки для нагрева теплоносителя. Температура дымовых газов на входе в сушило —350°, на выходе—80°. Потери топлива при сушке и дроблении 2%. Топливо подсушивается до влажности 12%.

На рис. 7 показан ожидаемый в промышленных условиях тепловой баланс процесса. Такая схема может быть применена при получении газа для синтеза углеводородов из CO и H<sub>2</sub>, для прямого восстановления железа из руд, для отопления промышленных печей. Если необходим газ для синтеза аммиака, то над кипящим слоем реактора можно дать вторичное воздушное дутье. Произойдет частичное сжигание газа и уноса, причем температура газа поднимается до 950—1000°, что будет способствовать расщеплению метана и ликвидации следов смолы в газе. В то же время газ обогатится азотом, необходимым для синтеза аммиака. Рассчитанные показатели такого процесса представлены также в табл. 3.

Перечисленные процессы газификации бурых углей с твердым теплоносителем не требуют кислорода, в этом состоит основное их преимущество по сравнению с кислородными процессами газификации мелкозернистых и пылевидных топлив. В то же время процессы с твердым теплоносителем необходимо проводить при температуре ниже точки спекания золы и при пониженной концентрации углерода, что приводит к понижению сте-

Таблица 3

Показатели газификации бурого угля с твердым теплоносителем на водяной и полуводяной газ

Показатели	Водяной газ	Полуводяной газ
Расход на 1 т сырого топлива:		
воздуха в топку, м <sup>3</sup> /т . . . . .	1970	1890
" " реактор, м <sup>3</sup> /т . . . . .	—	290
пара $p = 5 \text{ ата}$ , $t = 320^\circ$ , кг/т . . . . .	905	877
Выход из 1 т топлива (сырого):		
газа, м <sup>3</sup> . . . . .	945	1176
пара $p = 40 \text{ ата}$ , $t = 440^\circ$ , кг . . . . .	1045	1270
Состав газа, % объемн.:		
CO <sub>2</sub> . . . . .	20,0	18,9
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> . . . . .	0,1	0,0
O <sub>2</sub> . . . . .	0,0	0,1
CO . . . . .	20,6	16,3
H <sub>2</sub> . . . . .	56,5	44,3
CH <sub>4</sub> . . . . .	2,0	0,2
N <sub>2</sub> . . . . .	0,8	20,2
Теплота сгорания газа Q <sub>в</sub> , ккал/м <sup>3</sup> . . . . .	2550	1836
Состав дымового газа, % объемн.:		
CO <sub>2</sub> . . . . .	17,8	17,8
O <sub>2</sub> . . . . .	1,0	1,0
CO . . . . .	0,0	0,0
N <sub>2</sub> . . . . .	81,2	81,2
Содержание горючего в выгребе и уносе, % вес. . . . .	5,0	5,0
Степень разложения водяного пара, % . . . . .	35,0	35,0
Расход теплоносителя на 1 кг подсушенного газифицируемого топлива, кг . . . . .	30	—
К. п. д. газификации, % . . . . .	60	55
К. п. д. тепловой, % . . . . .	64	64

пени разложения пара и к перерасходу его по сравнению с газификацией на кислородном дутье в кипящем слое, а в еще большей степени при сравнении с высокотемпературной газификацией с выводом шлака в жидком виде.

Представляется возможным значительно повысить теплоту сгорания газа и снизить расход водяного пара при уменьшении доли углерода, газифицируемого на водяной газ. Если получать газ только при термическом разложении топлива, выход его уменьшается в 2—3 раза, но зато теплота сгорания его может быть приближена к общепринятой теплоте сгорания бытового газа. В этом случае появляется значительный избыток углерода. Теплоносителем становится не зола, а полукокс. В топке будет получаться не дымовой газ, а горючий полукоксовый газ. Унос, идущий из топки, будет содержать большое количество горючего. При устройстве дожигающей топки можно использовать тепло избыточного углерода для получения пара.

Такая схема применима для сочетания газификации и теплофикации небольших городов на базе местных бурых углей и торфа, а также для снабжения газом и паром предприятий.

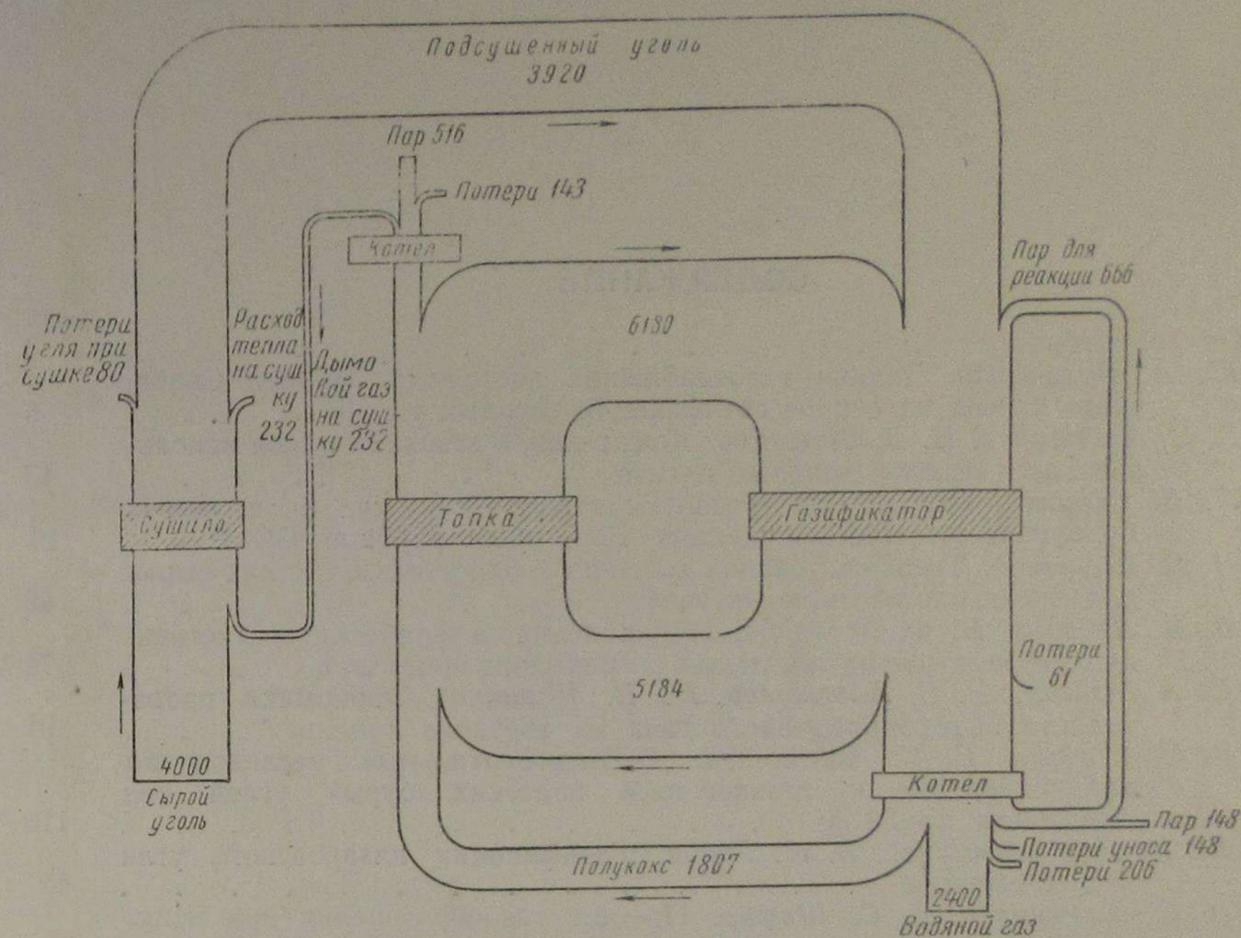


Рис. 7. Тепловой баланс газификации бурого угля в водяной газ с твердым теплоносителем.

Технологическая схема может быть осуществлена так, чтобы количество фенольных вод свести к минимуму и всprysкивать их в высокотемпературную часть топки; в топку или газификатор можно также вводить небольшое количество выделяемой смолы. Получение газа повышенной теплоты сгорания по такой схеме, несмотря на известное понижение к. п. д., окажется приемлемым для относительно небольших потребителей газа.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Письмен М. К., Ермаков В. Г., Никитин Д. И. Авторское свидетельство № 73630, 1946.
2. Письмен М. К., Ермаков В. Г. Авторское свидетельство № 74056, 1948.
3. Bube. I. G. Farbenindustrie, DRP № 577888, 1933.
4. Чернышев А. Б., Галынкер Л. С., Фарберов И. Л. Вестник инженеров и техников, № 1, 1947.
5. Кунаков Н. Е., Эпштейн С. Л., Тягунов Б. И. Газовая промышленность, № 9, 1956.
6. Rayner J. J. Inst. of Fuel, 24, № 142, 1952.
7. Guthrie B. IV Международный нефтяной конгресс в Риме, т. IV.

## СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.
От редактора . . . . .	3
Ю. В. Волонихин. Задачи газоснабжения восточных районов Советского Союза на основе газификации твердых топлив . . . . .	6
В. С. Альтшулер, Н. В. Шишаков. Комплексное газохимическое использование твердого топлива и газа . . . . .	13
Л. В. Скрипка. Перспективы развития открытой добычи на основных бурогольных месторождениях Восточных районов СССР . . . . .	21
Н. В. Шишаков. Твердые топлива восточных районов СССР как сырье для производства горючих газов . . . . .	48
В. В. Лебедев, И. Ф. Богданов. Направления переработки искусственных газов с целью получения химических продуктов . . . . .	71
С. А. Фейгин, В. С. Альтшулер, Н. В. Шишаков. Экономика производства высококалорийного газа из твердого топлива . . . . .	91
Г. С. Шафир, В. С. Альтшулер. Экспериментальные исследования полукоксования и газификации итатских бурых углей под давлением до 30 ат . . . . .	110
М. И. Дербаремдикер, Б. Л. Розов. Газификация назаровского угля под давлением . . . . .	121
В. С. Альтшулер, Г. С. Шафир. Процесс газообразования при получении бытового и технологического газов путем газификации твердых топлив под высоким давлением . . . . .	127
Н. И. Казаков. Химическая характеристика дегтей термической переработки назаровского и итатского бурых углей . . . . .	145
В. С. Альтшулер, В. В. Лебедев. Метод получения бытового газа путем метанирования водяного газа . . . . .	155
В. В. Лебедев. Высокопроизводительный непрерывный металло-паровой процесс получения водорода . . . . .	172
В. И. Кислых, Н. В. Шишаков. Применение катализаторов при газификации углерода водяным паром . . . . .	187
М. К. Письмен, В. Г. Ермаков, Ю. И. Белянин. Газификация с твердым теплоносителем . . . . .	200

*Газоснабжение восточных районов СССР на основе газификации  
твердых топлив*

Редактор докт. техн. наук *Н. В. Шишаков*

Ведущий редактор *Т. Д. Ефремова*

Техн. редактор *А. В. Трофимов*

Корректор *Л. В. Чистякова*

Подписано к набору 3/X 1958 г. Подписано к печати 20/XII 1958 г. Формат 60×92<sup>1</sup>/<sub>16</sub>.  
Печ. л. 13,5. Уч.-изд. л. 14,14. Т-12097. Тираж 2000 экз. Зак. 858/578. Цена 8 р. 60 к.

Гостоптехиздат. Москва, К-12, Третьяковский проезд, 1/19.

Типография „Красный Печатник“. Ленинград, Московский проспект, 91.