

НИТО ГИПРОГАЗ ВНИГИ • ГЛАВГАЗ НКТП СССР

И $\frac{239}{99}$

Am

ГАЗ И ИСКУССТВЕННОЕ ЖИДКОЕ ТОПЛИВО

СБОРНИК СТАТЕЙ № 1

ОНТИ

1936

НИТО ГИПРОГАЗ, ВНИГИ • ГЛАВГАЗ НКТП СССР

И 239
99

ГАЗ И ИСКУССТВЕННОЕ ЖИДКОЕ ТОПЛИВО

СБОРНИК СТАТЕЙ № 1

ПОД РЕДАКЦИЕЙ А. И. ИЗРАИЛОВИЧА



ОНТИ • ГЛАВНАЯ РЕДАКЦИЯ ХИМИЧЕСКОЙ ЛИТЕРАТУРЫ
МОСКВА - 1936



36-15905

Редактор Л. Е. Лазебник

Техредактор П. В. Псгудк н.

Сдано в набор 4/IX 1935 г.

Подписано к печати 27/II 1936 г.

Формат 82 × 110^{1/32}. Уполном. Главл. № В-34561

Тираж 1 000 экз. Печатных листов 5. Учетно-авт. листов 8,75.

Договор № 339. ГРХЛ № 839.

Заказ № 3431

8-я типография „Мособлполиграф“, ул. Фр. Энгельса, 46.

СОДЕРЖАНИЕ

	<i>Стр.</i>
Предисловие	4
1. Инж. В. О. Букштейн. Современное состояние промышленности искусственного жидкого топлива за границей и в СССР	5
2. Инж. С. И. Краузе. Коломенский газодоменный завод	23
3. Проф. С. Я. Герш. Производство обогащенного кислородом воздуха для газификации	39
4. Э. Э. Ивановский. Новые опыты получения высококалорийного газа и ароматических углеводородов при коксовании торфа	61
5. Инж. А. П. Вавилов. Доменная печь на низкосортном горючем как генератор газа большой производительности	74
6. Акад. М. А. Павлов. К вопросу использования низкосортных топлив при газодоменном процессе	91
7. Инж. В. В. Филатов. Газификация под давлением	94
8. Инж. В. И. Жунко, инж. Л. С. Заглодин и инж. Л. Е. Лазебник. Термическое разложение гдовских сланцев с целью получения высококалорийного газа	114
9. Проф. С. Н. Семихатов и инж. В. П. Конов. К методике расчета материального баланса процесса деструктивной гидрогенизации жидких продуктов	126
10. Иностранная техника. Полимеризация газов	148
11. Хроника. О работе НИТО Гипрогаза	154
12. Библиографический список статей	156

ПРЕДИСЛОВИЕ

Инженерно-техническая общественность, объединенная в Научное инженерно-техническое общество Гипрогаза для содействия скорейшему развитию промышленности газовой и искусственного жидкого топлива, наметила выпуск сборников, в которых должны получить освещение задачи, стоящие перед организуемой в Союзе новой промышленностью.

Эти сборники под общим названием „Газ и искусственное жидкое топливо“ ставят в первую очередь задачу освещения вопросов:

а. Технической политики газовой промышленности и промышленности искусственного жидкого топлива и основ проектирования газохимических комбинатов, газовых заводов и заводов искусственного жидкого топлива из угля и смол.

б. Производства специальных газов методом термического разложения и методом глубокого охлаждения.

в. Использования и переработки естественных природных газов.

г. Аппаратурного оформления технологических процессов, специальных вопросов металловедения, применительно к особым условиям данной промышленности.

д. Подготовки кадров.

Выпускаемый сборник является первой попыткой НИТО Гипрогаза практически разрешить эту задачу.

СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ПРОМЫШЛЕННОСТИ ИСКУССТВЕННОГО ЖИДКОГО ТОПЛИВА ЗА ГРАНИЦЕЙ И В СССР

Инж. В. О. Букштейн

РОЛЬ НЕФТИ В ТОПЛИВНОМ БАЛАНСЕ МИРОВОГО ХОЗЯЙСТВА И ЗНАЧЕНИЕ ИСКУССТВЕННОГО ЖИДКОГО ТОПЛИВА

За последние два десятилетия в топливном балансе мирового хозяйства произошли существенные изменения. Приведенная ниже табл. 1 показывает, что за период с 1913 по 1930 г. заметно снизился удельный вес каменного угля и почти в 3 раза возросла роль нефтетоплива.

Таблица 1

Источники энергии	Потребление энергии ¹ в %	
	1913 г.	1930 г.
Уголь и лигниты	89,0	73,2
Нефть	6,0	17,0
Природный газ	1,5	4,0
Гидроэнергия	3,5	5,8
	100	100

Столь резкое повышение значения нефти и получаемых из нее продуктов (бензин, керосин, масло, мазут) является следствием гигантского развития моторного транспорта, широчайшего внедрения мотора во все отрасли народного хозяйства и совершенно исключительного значения, которое мотор приобрел в вооружении современных капиталистических армий. Готовясь к новому переделу мира, ка-

¹ Chimie et industrie, 33, 2 (1935).

питалистические государства непрерывно увеличивают свои моторизованные армии и особенно энергично развивают наиболее эффективное средство нападения—авиацию. Высокое качество нефти как топлива привело к тому, что этот вид топлива получил весьма широкое применение во флоте, особенно в морском. Следующие цифры весьма наглядно демонстрируют, какие позиции заняла нефть в морском флоте (табл. 2).

Таблица 2²

Характер судов	Количество судов в%	
	1914 г.	1931 г.
Суда с угольной топкой	85,7	9,0
Суда с мазутной топкой	3,1	33,0
Моторные суда	3,1	57,0
Парусные	8,1	1,0
	100	100

Делаются попытки внедрить нефтяное топливо и в железнодорожном транспорте. Дизельные локомотивы введены на некоторых участках во Франции. Успешные испытания дизельных локомотивов имели место в Англии. Весьма удовлетворительные результаты дало испытание тепловозов в СССР. Дизельные локомотивы по сравнению с паровозами дают большие скорости и в эксплуатации экономичнее. Мы однако не думаем, что на железнодорожном транспорте нефть получит большое распространение, так как этому будет препятствовать отсутствие нефтетоплива в большинстве стран, не говоря уже о сопротивлении угольных концернов. Надо также иметь в виду, что повышение эффективности железнодорожного транспорта может быть достигнуто путем электрификации железных дорог. Поставщиком жидкого топлива является нефтяная промышленность. Искусственное жидкое топливо играет пока еще весьма незначительную роль. Но запасы нефти распределе-

² По данным Ллойд-Регистра.

ны весьма неравномерно, и большинство крупнейших капиталистических государств вынуждено свою непрерывно растущую потребность в нефтепродуктах покрывать путем их импорта из других стран.

Таблица 3³

Страны	Импорт нефтепродуктов в тыс. т		
	1928 г.	1929 г.	1933 г.
Англия	8 048	9 048	9 232
Франция	2 620	3 522	5 842
Германия	2 241	3 349	2 126
Италия	1 022	1 433	1 710
Голландия	916	1 022	1 092
Япония ⁴	—	—	1 900

Германия импортирует 66% своей потребности, Япония—77%, Англия—87%. При таких размерах импорта жидкого топлива положение таких стран, как Англия, Германия, Япония, в случае войны может весьма серьезно осложниться, а при современном уровне моторизации капиталистических армий любое осложнение в снабжении горючим будет ослаблять боеспособность армий. Угроза такого рода столь реальна, что английский журналист Эдвин Джемс выступил в американском журнале „Oil and Gas Journal“ со статьей „Ограничение морской экспансии Японии путем установления контроля над снабжением ее нефтью“⁴. Эдвин Джемс, взгляды которого отражают боязнь американского и английского империализма растущей морской мощи Японии, прямо рекомендует Лондону и Вашингтону договориться и установить ограничения доступа нефтепродуктов в опасную Японию; тогда Япония (по мнению автора) могла бы продержаться со своим флотом не больше 6 мес. Как многие буржуазные литераторы, Эдвин Джемс заражен маниловскими мечтаниями. Опыт империалистической войны хорошо показал, что во время новой войны найдутся капиталистические государства, которые будут продавать нефть

³ Chimie et Industrie 32, 4 (1934).

⁴ Oil and Gas J. 14/II 1935 г.

любой воюющей капиталистической стране, так как это дает неплохую прибыль. Ради этой прибыли нефтяные концерны своей нефтью будут охотно разжигать костер войны.

Но это однако не означает, что для стран, лишенных собственных нефтяных ресурсов, не создадутся весьма серьезные трудности для бесперебойного снабжения своих армий горючим. Вот почему такие страны, как фашистская Германия (выступающая в роли первого поджигателя империалистической войны), Англия и Япония, настойчиво ищут путей к нефтяной независимости, к отысканию собственных источников нефтеснабжения, к созданию промышленности искусственного жидкого топлива и его заменителей.

Еще недавно эти поиски протекали в недрах лабораторий и проводились на разного рода экспериментальных установках. Ныне уже проблема искусственного жидкого топлива вышла из этой начальной стадии. На наших глазах начинает развиваться новая отрасль промышленности — промышленность искусственного жидкого топлива.

СССР не принадлежит к странам, лишенным нефтяных ресурсов; по своим нефтяным богатствам СССР занимает второе место в мире. СССР не принадлежит также и к странам, которые целью своей политики делают подготовку войны и нападений, захвата и ограбления других стран. Тем не менее, и для нашей страны проблема создания промышленности искусственного жидкого топлива является проблемой громадного народнохозяйственного значения. Занимая $\frac{1}{6}$ часть земного шара, мы имеем районы, весьма далеко расположенные от нефтяных источников. Завоз нефтепродуктов в такие районы, как Урал, Западная и Восточная Сибирь, Северный Казакстан, представляет значительные трудности. А вместе с тем быстро идущая вперед тракторизация и автомобилизация этих отдаленных районов непрерывно увеличивают потребность в горючем. Можем ли мы в этих районах создать собственную базу снабжения? Химия твердого топлива и новейшая техника переработки углей говорят о том, что мы можем получить искусственное жидкое топливо на базе богатейших угольных богатств Западной и Восточной Сибири, Урала, Казакстана, на базе переработки сланцев и торфа в Заволжья, Ленинградской области и т. д.

Нам необходимо поэтому со всей энергией, не боясь трудностей, неустанно работать над проблемой создания у себя промышленности искусственного жидкого топлива. Этим мы

значительно укрепим наше сельское хозяйство, промышленность и повысим обороноспособность нашей страны

МЕТОДЫ ПОЛУЧЕНИЯ ИСКУССТВЕННОГО ЖИДКОГО ТОПЛИВА

Современная химия и технология знают несколько способов получения искусственного жидкого топлива. Одним из них является способ улавливания каменноугольной смолы и бензола при выжиге кокса в коксовых печах. Основным продуктом при этом является кокс, необходимый металлургическим заводам; смола и бензол являются побочными продуктами. Каменноугольная смола в натуральном виде не может быть использована в качестве жидкого топлива, но она может быть использована для этой цели, если ее подвергнуть гидрированию.

Бензол также может быть использован в качестве горючего даже без всякой переработки; однако мировая продукция его очень невелика и не достигает даже 1 млн. *т*. В 1932 г. США дали 190 тыс. *т* бензола, Германия — 220 тыс. *т*, Англия — 100 тыс. *т*, Франция — 67 тыс. *т*, Польша — 18 тыс. *т*, Чехо-Словакия — 15 тыс. *т*, Япония — 20 тыс. *т*, а вся мировая продукция в 1932 г. составила 725 тыс. *т* против 900 тыс. *т* в 1931 г.

При всех высоких качествах бензола производство его ограничено масштабами коксового производства, зависящего, в свою очередь, от металлургии. Кроме того порядочная доля бензола (25—30%) идет в анилино- и лакокрасочную промышленность, а также на специальные производства.

Таким образом продукты коксования имеют вспомогательное значение в балансе жидкого топлива. Самостоятельной роли они не играют и проблему жидкого топлива не решают.

С точки зрения проблемы искусственного жидкого топлива главный интерес представляют два метода: метод полукоксования и метод гидрирования твердого топлива. В последнее время выдвигается весьма обещающий новый метод, еще не вышедший из стадии экспериментальных работ, — метод синтеза жидкого топлива из газа.

Полукоксование имеет за собой уже длительную историю. Этот метод возник как из попыток получить искусственное горючее и минеральные масла, так и из попыток облагораживания самого твердого топлива. Полукоксование представляет собой процесс термической обработки угля при невысоких, по сравнению с коксованием и газификацией, температурах (500—600°). Процесс ведется в ретортных или

другого типа печах. При этом обогрев производится или путем обогрева стенок реторт снаружи, или путем пропуска горячих газов сквозь массу угля (внутренний обогрев).

При процессе полукоксования получают три продукта: полукокс, смола и газ. Исходным материалом для получения жидкого топлива является смола. При процессе полукоксования выхода смолы значительно выше, нежели при коксовании; кроме того смола получается более легкая и по качеству значительно лучшая. Это объясняется тем, что при коксовании, где температура превышает 1000° , большая часть смоляных продуктов распадается и превращается в газ, а также полимеризуется в более тяжелые продукты. Наибольшего развития полукоксование достигло в Англии и Германии. В последнее время оно начинает развиваться и в Японии. Полукоксовые установки имеются так же во Франции и Бельгии. Следует упомянуть особо Эстонию, где крупных успехов добились в полукоксовании сланцев. Для ряда наших областей, располагающих богатыми залежами сланцев (Ленинградская область, Заволжье), опыт Эстонии представляет большой интерес.

ПОЛУКОКСОВАНИЕ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

Полукоксовая промышленность в Англии имеет за собой уже долгий исторический период. В Англии были испытаны разное различные конструкции установок для полукоксования, но удержались лишь немногие. В настоящее время в Англии работают установки типа Паркера, несколько усовершенствованные фирмой „Low Temperature Carbonisation Ltd“ на 3 заводах: в Асхерне, Донкестере и Гринвиче. Имеются сведения, что строятся еще 2 завода, которые предполагались к пуску в 1935 г. Действующие заводы перерабатывают 322 тыс. *t* угля в год и дают 226 тыс. *t* полукокса, 26 тыс. *t* сырой смолы, 3,6 млн. *л* бензина и 36 млн. *м*³ газа.

Установка в Асхерне состоит из шести батарей, по 36 реторт в каждой, таким образом всего имеется двести шестнадцать реторт, перерабатывающих 360 *t* угля в сутки. Реторты отлиты из специального сплава и имеют до 3 *м* в высоту и 1,2 *м* в ширину. Каждая реторта состоит из 12 литых труб, которым для облегчения выгрузки полукокса придается некоторая конусность.

В настоящее время проводятся испытания с вращающимися ретортами производительностью на 100 *t* угля в сутки.

Реторты имеют до 27 *м* длины и 2,5 *м* в диаметре. Установлены они под углом в 20° . Во время последних испытаний, проводившихся в течение 5 дней, при загрузке угля в количестве 97 *t* в сутки механизмы реторт действовали удовлетворительно.

Наряду с марками жидких топлив, пригодных для употребления во флоте, фирма начала изготовлять горючее и для авиации. С 1933 г. она регулярно поставляет горючее для флота и авиации. Результаты работы фирмы были столь успешны, что она за 1934 г. выплатила своим акционерам дивиденд в размере 3%.

В начале 1934 г. организовалось новое Акционерное общество по строительству и эксплуатации полукоксовой установки с капиталом в 1 млн. фунтов стерлингов. Общество это называется „National Coke and Oil Co“.

Это Акционерное общество предполагает строить установки по полукоксованию каменного угля в Бельведере (окрестности Лондона), в Мидс-Эдинбурге, Глазго, Ньюкестле, Манчестере и Кардифе. Для большинства этих точек уже выбраны площадки, а кое-где приступлено к строительству. Развитие полукоксования в Англии и рентабельность эксплуатации являются, с одной стороны, следствием некоего технического улучшения процесса а с другой, — следствием особенного значения полукокса для Англии.

Вследствие большой влажности воздуха в Англии дым из труб обволакивает города настолько, что, подъезжая к ним, различаешь здания только на очень близком расстоянии. В силу этого вопрос о необходимости замены обычного битуминозного угля, сгорающего в каминах и плитках с большим выделением копоти и дыма, бездымным топливом является весьма важным для этой страны и постоянно обсуждается в печати.

Полукокк представляет собой бездымное топливо, получившее название „каолит“. Поэтому английский потребитель соглашается платить за него более высокую цену, чем за обычный битуминозный уголь.

В Англии развитие полукоксования обязано в основном интересам производства полукокса. Задача производства смолы как основного продукта для получения горючего, перед Англией по-настоящему не ставилась, хотя правительство и предоставляло фирмам некоторые льготы, обеспечивающие конкурентную способность искусственных жидких продуктов по сравнению с натуральными. Техника полукоксования в Англии развивается весьма слабо и задержалась на

долгий срок на мало производительных трубчатых ретортах. Более передовой, пожалуй, самой передовой, по полукоксованию является Германия. В этой стране проблему полукоксования пытались разрешить, как задачу получения искусственного жидкого топлива; если до сих пор полукоксовая промышленность не достигла значительного развития, то этому препятствовала затруднительность конкуренции продуктов полукоксования с натуральными нефтепродуктами. В последние годы были найдены другие, значительно более эффективные способы производства искусственного жидкого топлива. Это обстоятельство направило техническую мысль по иным путям.

В СССР, где для ряда районов страны и для многих видов твердого топлива (сапропелиты, сланцы, некоторые каменные и бурые угли) полукоксование представляет громадный интерес, изучение опыта Германии весьма важно. Германские технологи немало поработали над конструкциями реторт и печей и выработали такие конструкции, которые являются по сравнению с установками в других странах наиболее совершенными. Наиболее крупным полукоксовым заводом в Германии является завод при шахте Мильена фирмы „Кооленферендлунг Гезельшафт“ („Kohlenverendlung Gesellschaft“). Завод оборудован восемью ретортами и Гейзена и перерабатывает в сутки до 1 тыс. *t* бурого угля. Завод ежедневно дает 90—100 *t* смолы, подвергаемой перегонке. На заводе имеется установка для крекинга парафинового дистиллата. Печи Гейзена пригодны для полукоксования мелочи—неспекающихся углей—и представляют несомненный интерес для таких углей, как угли Ленинского месторождения в Кузбассе. В Германии сконструирована печь с внутренним обогревом системы Лурги, представляющая значительный интерес как тип производительной установки для углей, требующих подсушки.

В США в 1929 г. была построена в Новом Брансвиче крупнейшая для того времени установка, рассчитанная на переработку 640 *t* угля в день. Кроме того в США были построены также полукоксовальные установки немецкой фирмы „Лурги“. Однако все эти установки в настоящее время либо вообще бездействуют, либо почти не работают ввиду неблагоприятных экономических условий для развития этого производства в США, где полукокс неконкурентоспособен по сравнению с другими видами топлива. В Англии продажная цена полукокса достигает 8 р. 90 к. за 1 *t*; в США полукокс может быть продан не выше 5 р.

80 к.; это оказывается уже нерентабельным для американских полукоксовальных установок.

Во Франции и Италии имеются несколько небольших установок по полукоксованию системы Иллинворта. В Бельгии также имеется полукоксовальная установка системы Салермо. Кроме перечисленных стран полукоксовальные установки имеются в Канаде, Австралии, Новой Зеландии и Турции.

Общий уровень полукоксования невысок. Лишь в Англии, в силу особенной потребности этой страны в полукоксе и относительно высокой цены на полукокс, полукоксовые заводы успешно работают и имеется некоторый рост этой отрасли производства.

В Германии, как и в других странах, продукты полукоксования не обладают надлежащей конкурентоспособностью, и эта отрасль остается на весьма невысоком уровне. Однако в последнее время в отдельных странах наметилось некоторое оживление, вызываемое повидимому интересами военной промышленности. Так, французские фирмы закончили переговоры с английской фирмой „Low Temperature Carbonisation“ о постройке во Франции установок английского типа. Одна такая установка по сообщению L'Industrie Chimique⁵ монтируется в Кане. Имеются сведения, что французским правительством отпущено 83 млн. франков на постройку двух полукоксовых установок по новым патентам, запатентованным во Франции.

Отмечается оживление в полукоксовом деле в Японии, которая проектирует мощную установку. В Германии предполагается сооружение завода на суточную переработку 600 *t* бурого угля.

В отношении полукоксования, как и в других областях переработки твердых топлив с целью получения жидкого горючего, мы отстали. В 1935 г. мы впервые вышли из стадии эксперимента, введя в эксплуатацию первую очередь ретортных печей на Кемеровском углеперегонном заводе. В 1935 году мы должны ввести второй блок печей, а в 1936 г. завершить строительство первого в СССР углеперегонного завода, доведя его мощность до переработки 200 тыс. *t* угля в год. Важнейшей для нас проблемой, не разрешенной в промышленном масштабе и за границей, является проблема полукоксования спекающихся углей и сланцев. Наша техническая мысль усиленно работает в этом на-

⁵ L'Industrie Chimique № 240 (1934).

правлении, и нет сомнений, что эту задачу мы разрешим и научимся вести процесс на таких углях, какими являются исключительные по своим качествам барзасские сапропелиты.

ГИДРИРОВАНИЕ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

Наиболее эффективным методом получения искусственного жидкого топлива является гидрирование смолы и в особенности непосредственное гидрирование угля. При полукоксовании из тонны угля мы при хорошем качестве исходного сырья можем получить до 9—10 л моторного горючего. При гидрировании, в результате чего получается единственный продукт — жидкое топливо, выход моторного горючего можно довести до 800—850 л, а это значит, что для гидрирования нужна значительно меньшая сырьевая база, нежели для полукоксования. Для того чтобы из ленинских углей Кузбасса получить 200 тыс. т бензина и керосина путем полукоксования, надо переработать в полукоксовых печах не менее 4 млн. т угля, в то время как для получения того же количества моторного топлива через полукоксование с последующим гидрированием смолы потребуется переработать до 2 млн. т угля. Если же такое количество моторного топлива получить прямым гидрированием угля, то потребуются переработать всего лишь 350—400 тыс. т исходного сырья. Это одно делает гидрирование выдающимся по своему значению методом производства искусственного жидкого топлива.

В чем сущность гидрирования? Анализируя отношение углерода к водороду в различных видах топлива, мы видим, что для антрацитов оно достигает 30, каменных углей—15—16, бурых — 13, для нефти — 8.

Эти соотношения вскрывают перед нами тайну жидкого топлива. Оно характеризуется высоким, по сравнению с твердыми видами топлива, содержанием водорода. Изучение природы твердого топлива и жидких горючих, естественно, привело к мысли, что путем присоединения водорода мы можем уголь превратить в смесь жидких углеводородов.

Идеи такого превращения были высказаны еще выдающимся химиком Бертело. Накануне империалистической войны полную возможность непосредственного превращения угля в жидкое горючее доказал немецкий инженер Бергиус, по имени которого назван и сам процесс гидрирования, т. е. действия водородом при высоких температурах — „бергини-

зация“. Бергиусом был получен первый патент на гидрирование угля и смол. Первый патент представлял собой еще весьма несовершенный разработанный процесс, протекавший при умеренных давлениях и высоких температурах без катализатора. Дальнейшая работа германских технологов значительно усовершенствовала первоначальную методику Бергиуса. В настоящее время гидрирование осуществляется в присутствии катализаторов при давлении до 250 ат при температуре в 400—600°. От небольших автоклавов и опытных установок непрерывного действия немецкая техника перешла к промышленному гидрированию угля в больших масштабах. Первый крупный завод гидрирования углей сооружен концерном „И. Г. Фарбениндустри“ — завод Лейна („I. G. Farbenindustrie“ — Leunawerke). Производительность завода составляет 100 тыс. т бензина в год. По опубликованным данным на сооружение этого завода затрачено 20 млн. марок; крупные средства были израсходованы на разнообразные исследовательские работы. В конструктивном оформлении сложной аппаратуры высокого давления, на которую опирается процесс гидрирования, немецким инженерам огромную помощь оказал их громадный опыт сооружения и эксплуатации азотных заводов. Производства жидкого топлива и азота, различные по своей технологии, близки по своей аппаратуре. В этих производствах применяются аналогичные компрессоры, насосы, колонны высокого давления; применяются катализаторы. В обоих случаях процесс протекает с водородом и при высокой температуре. Наиболее сложным является процесс непосредственного гидрирования твердого топлива; этому процессу предшествуют сложные операции по подготовке топлива, его измельчению, приготовлению пасты. Непосредственное гидрирование угля требует разрешения вопросов удаления остаточной золы, отделения и очистки катализаторов и т. п. Значительно проще и легче идет процесс гидрирования смол, так как расщепление смол, более насыщенных водородом, нежели уголь, сравнительно простая задача.

Поэтому на заводе Leuna гидрируют смолу, получая ее с газогенераторных станций, полукоксовых и коксовых заводов.

По имеющимся сведениям в последние годы завод Leuna значительно расширяется и производительность его доводится до 300 тыс. т. Завод Leuna работает на смолах и буром угле. В последние годы в Германии фирма И. Г. Фарбениндустри усиленно занималась изучением гидрирования

каменных углей. Для этой цели была сооружена крупная полужаводская установка, на которой была установлена безусловная возможность гидрирования каменных углей. Опыт Германии начинает распространяться и в других странах. Крупный гидрогенизационный завод строится в Англии (в Биллингаме). Завод повидимому строится по патентам И. Г. По опубликованным данным стоимость завода определяется в 2,5 млн. ф. стерлингов. В Англии ведутся самостоятельные работы по исследованию процессов гидрирования углей. Имеются опытные установки в Биллингаме на переработку 15 т угля в сутки. Ведутся исследования во Франции и других странах. По имеющимся сведениям Япония также строит крупный гидрогенизационный завод в Корее, рассчитанный на производство 500 тыс. т бензина. В самой Германии будто бы предполагается сооружение двух новых крупных заводов. Несомненно, что эта отрасль промышленности располагает глубокими предпосылками для своего развития, и пройдет немного лет, как заводы по гидрированию углей будут насчитывать уже не единицами.

С экономической стороны наиболее важным определяющим фактором является расход водорода. Этот расход зависит прежде всего от исходного сырья. Так например расчет показывает, что для гидрирования ленинских углей (Кузбасс) нужно затрачивать водорода в 1,5—2 раза больше, нежели на гидрирование барзасских или ачинских сапропелитов. С другой стороны, расход водорода зависит от техники ведения процесса, режима, совершенства аппаратуры, способов получения самого водорода. Нет сомнений, что техника преодолет и эти трудности и найдет способы дешевого получения водорода.

Совершенно несомненно, что гидрирование углей может рассматриваться уже как отрасль промышленности, начинающая победное шествие. Этой отрасли принадлежит будущее. Ныне этим делом интересуются не только большие государства, но и малые. В иностранной прессе мелькают сообщения о постройке такого рода заводов в Австралии, Венгрии, Новой Зеландии, о ближайшем пуске во Франции крупных полужаводских установок, об успешных опытах гидрирования рурских пламенных углей и т. п. Все это напоминает нам, что в таком важном деле отставать нельзя и пора уже двигаться в ногу с мировой техникой. А мы отстаем и лишь начинаем переходить от стадии лабораторных исследований к полужаводским экспериментам. Мы не можем сказать, что наша техническая мысль не работает над

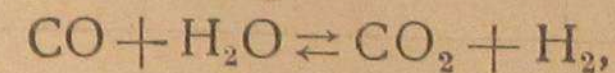
проблемой гидрирования. В области теории мы, пожалуй, не отстали от немецких, французских, английских и др. теоретиков, но в деле практического осуществления идем слишком медленно. Усилить темпы, перейти от теории к практике, от лаборатории к промышленному освоению теоретического опыта — такова задача, которую должны разрешить наши немногочисленные, но боевые кадры работников по гидрированию углей.

КРЭКИНГ СМОЛ, ГИДРИРОВАНИЕ ОКИСЬЮ УГЛЕРОДА И СИНТЕЗ ЖИДКОГО ТОПЛИВА ИЗ ГАЗА

Существенный интерес представляет и процесс крекинга смол. В переходном периоде, когда наша страна например еще не овладела вполне гидрированием, но уже производит большое количество смол, путь крекинга дал бы значительные выходы жидкого топлива. Опыты крекирования некоторых фракций торфяной смолы, произведенные в Ленинграде, показали, что крекинг, безусловно, представляет существенный интерес и над ним надо усиленно работать.

Громадный интерес приобретает и совершенно новый способ получения жидкого горючего, предложенный Фишером.

Фр. Фишер и Г. Шрадер, изучая действия на уголь различных гидрогенизирующих агентов, в целях отыскания более дешевого реагента обратились к изучению действия на уголь окиси углерода в присутствии воды. Гидрирующее действие окиси углерода объясняется тем, что равновесие в процессе, выражаемом уравнением:



сильно сдвигается вправо при температурах, лежащих ниже 500°. Скорость этой реакции увеличивается при действии катализаторов.

В ряде опытов Фр. Фишер и Г. Шрадер показали, что окись углерода в присутствии воды при 400° уже в течение 3 час. восстанавливает до 30% рейнского бурого угля. Сравнительное изучение гидрирующего действия водорода и окиси углерода позволило установить, что окись углерода при совершенно одинаковых условиях дает больший выход растворимых в эфире веществ, чем водород. Результаты изучения гидрирования рейнского бурого угля (окисью

углерода и водородом) при различных давлениях и температурах сопоставлены в следующей табл. 4⁶.

Таблица 4

Газ	Начальн. давлен. газа при комнатной температуре в ат	Температура опыта в °С	Колич. прибавлен. воды в см ³	Органич. вещество исходного угля	Раствор. в эфире продукты реакции в % от орган. вещества угля	Нераств. в эфире остаток в % от взятого сухого угля	Образовавшаяся СО ₂ в л
СО	140	400	20	15,82	29,7	37,63	7,02
	90	400	20	15,82	25,0	43,61	4,33
	50	400	20	15,82	22,2	44,62	2,66
Н ₂	90	400	20	15,82	21,8	40,14	1,82
	50	400	20	15,82	17,4	44,98	1,48
	100	350	20	15,82	13,0	58,00	1,47
СО	100	350	20	15,82	25,7	47,0	3,52
Н ₂	100	400	20	15,82	21,8	40,1	1,82
СО	100	400	20	15,82	25,0	43,6	4,33
Н ₂	100	450	20	15,82	25,6	34,2	1,70
СО	100	450	20	15,82	28,3	30,0	6,29
	140	300	40	15,82	8,8	67,3	4,14
	140	350	40	15,82	19,6	55,3	3,60
	140	375	40	15,82	25,9	46,3	7,31
	140	400	40	15,82	29,7	37,9	7,02

Из приведенных в таблице данных следует, что оптимальная температура для гидрогенизации бурого угля окисью углерода лежит при 400°. Повышение температуры реакции до 450° во всяком случае не улучшает выхода растворимых в эфире веществ. Оптимальное начальное давление окиси углерода в аппарате при комнатной температуре составляет 100 ат.

Следует указать, что при своем методе получения синтетического жидкого топлива из окиси углерода и водяного пара Фишер получил сначала масло, которому он дал наз-

вание *синтол*, состоящее главным образом из спиртов, альдегидов и кетонов.

Подвергнув же синтол нагреванию в автоклаве высокого давления при температуре 420—450°, Фишер получил продукт, названный им *синтином* и состоящий большей частью из углеводородов.

Со второй половины 1934 г. О-во „Рурхеми“ („Ruhrchemie“) построило в Когазине и пустило первую опытную установку для изучения в большом масштабе процесса получения жидкого топлива, предложенного Фишером.

Примерная схема процесса, в том виде как она рисуется из кратких сообщений, появившихся в иностранной печати, следующая: из газогенератора водяной газ идет через промыватели, где освобождается от сероводорода и органических соединений серы, и затем поступает в контактный аппарат. Контактный аппарат снабжен специальной рубашкой, в которой циркулирует масло и которая служит для того, чтобы держать в контактных аппаратах постоянную температуру. После контактного аппарата следует аппарат для отвода воды и для отделения газа от непрореагировавших газов.

В сообщении, сделанном Фишером 16 ноября 1934 г. о проделанных опытах, указывается, что в качестве катализаторов он употреблял главным образом железо, кобальт и никель, добавляя еще некоторые вещества, которые должны были оказывать главным образом физическое воздействие. Выход масел составлял до 110 г на 1 м³ окиси углерода при теоретическом выходе в 180 г. По данным Фишера температура при ведении процесса играет исключительно важную роль. Лучшие выходы достигаются при наиболее низких температурах (каких именно не указывается). С повышением же температуры увеличивается количество непрореагировавшей окиси углерода в обратном газе.

При методе синтеза в качестве первоначальных продуктов получают углеводороды парафинового ряда, а также олефины. Полученные таким образом масла обладают лишь в очень слабой степени антидетонирующими свойствами. Фишер полагает, что возможно добиться изменения свойств получаемых погонов в желательном направлении. В настоящее время, прибавляя на литр выработанного газа 0,5 см³ тетраэтилсвинца, получают жидкое топливо с октановым числом 75. Топливо это является хорошим горючим для авиотранспорта.

Экономическая сторона процесса, по приблизительным

⁶ Г. Л. Стадников, Химия угля, ГХТИ, 1933 г.

подсчетам, оглашенным Фишером, рисуется в следующем виде: если считать, что выхода масел на 1 м³ газовой смеси составят 120 г, то при цене угля в 18 герм. марок за 1 т стоимость бензина выразится в 22 пфеннига на 1 кг, при цене же угля в 16 марок за 1 т цена 1 кг бензина не превысит 20 пфеннигов.

Если сравнить приведенные только что данные о стоимости бензина, получаемого по методу Фишера, со стоимостью бензина, получаемого по методу Бергиуса, которая по сообщению германских источников составляет 20 пфеннигов, то получим, что 1 л бензина по методу Фишера (принимая удельный вес бензина в среднем за 0,8) обойдется не дороже 17,6 пф. или на 20% дешевле. Однако по этим в обоих случаях весьма приблизительным подсчетам, которые делались относительно стоимости бензина, получаемого по методам Бергиуса или Фишера, судить об экономическом преимуществе того или иного метода преждевременно.

ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ПРОМЫШЛЕННОСТИ ИСКУССТВЕННОГО ЖИДКОГО ТОПЛИВА ЗА ГРАНИЦЕЙ И В СССР

Проблема искусственного жидкого топлива уже перестала быть проблемой технологов, химиков, нефтяных концернов и в ряде стран уже стала крупнейшей политической и хозяйственной задачей. Об искусственном жидком топливе немало пишут на страницах журналов и газет, об искусственном жидком топливе говорят в парламентах; это уже насущная проблема, повседневная забота крупнейших государственных деятелей. Лихорадочная гонка вооружений, подготовка империалистами нового передела мира и открытые агрессивные стремления Германии и некоторых других капиталистических государств,—все это накаляет международную обстановку и ускоряет темпы борьбы за нефтяную независимость. Искусственное горючее сегодня еще дороже натурального. Импортный бензин в Германии в 3—4 раза дешевле бензина завода Leipa; повидимому такое соотношение будет иметь место и в Англии, когда строящийся завод по гидрированию углей в Биллингаме начнет давать продукцию. Но это не останавливает развития этой новой отрасли промышленности. Английское правительство уже ныне предоставляет льготы производителям искусственного жидкого топлива.

В каком же направлении будет развиваться промышленность искусственного жидкого топлива? Мы еще ничего не

можем сказать о синтезе жидкого топлива из газа. Это дело еще в стадии эксперимента. Во что оно выльется, покажет ближайшее будущее.

Пока же можно сравнивать 2 основных способа: полукоксование и гидрирование.

С точки зрения капитальных затрат подсчеты показывают, что при полукоксовании они ниже, нежели при гидрировании. Особенно экономически выгодной является по расчетам комбинация полукоксования с гидрированием, но едва ли на основе полукоксования возможно в действительно широких масштабах разрешить проблему снабжения крупной страны жидким топливом. Огромная производительность гидрогенизационных установок настолько повышает значение этого процесса, что он, естественно, становится центральным там, где хотят на деле разрешить проблему жидкого топлива. По подсчетам проф. Бона для обеспечения потребности в жидком топливе Англии, если опереться на полукоксование, пришлось бы перерабатывать ежегодно 50 млн. т угля. Это такая астрономическая величина, что совершенно станет очевидным ограниченное значение этого метода. Разумеется в тех случаях, когда имеется налицо обеспеченность сбыта полукокса и при этом хорошее сырье, а в предполагаемом районе расположения завода по гидрированию угля могут возникать трудности его сооружения, полукоксование найдет себе применение и будет играть определенную роль.

Возможно, как мы выше указали, и комбинирование обоих процессов, но главным направлением остается гидрирование.

Для нас также гидрирование является главной задачей, которую мы должны разрешить, но в нашей стране с ее разнообразными видами твердых топлив широкое распространение должен найти и метод полукоксования.

В условиях социалистического хозяйства особенно благоприятны предпосылки к наиболее рациональному использованию разнообразных видов местного топлива для промышленности искусственного жидкого топлива. Коренная социалистическая перестройка города и колхозной деревни, индустриализация страны, мощное развитие автомобилизации, тракторизации и авиации диктуют необходимость скорейшего овладения техникой производства искусственного жидкого топлива.

Нет никакого сомнения, что в самое ближайшее время наши инженеры возьмут и эту высоту мировой техники.

Производство искусственного жидкого топлива имеет все основания в условиях социалистического хозяйства стать дополнительным энергетическим источником растущей моторизации нашего социалистического хозяйства, источником, дополняющим наши нефтяные ресурсы.

КОЛОМЕНСКИЙ ГАЗОДОМЕННЫЙ ЗАВОД

Инж. С. И. Краузе

Строительство Коломенского газодоменного завода, технический проект которого заканчивается в ближайшее время, представляет большой интерес как первый крупный опыт использования доменного агрегата в качестве генератора большой производительности. Осуществление этого проекта представляет особенный интерес как первый опыт комплексного использования доменного агрегата для получения высококалорийного газа, металла, смолы и ряда других побочных продуктов.

При благоприятных результатах этого первого опыта в заводском масштабе будут созданы предпосылки для решения проблемы газоснабжения крупных промышленных центров, расположенных в районах, богатых местными топливами, в первую очередь — богатых торфами (Московская, Калининская, Западная, Ивановская области, Горьковский край, Кировский край, Урал, БССР и др.).

Газодоменный процесс на торфе является одной из основных частей проектируемого в настоящее время Ленгазхимкомбината. Таким образом проблема овладения газодоменным процессом в заводском масштабе уже представляет крупный практический интерес.

Основными продуктами Коломенского газодоменного завода, работающего на торфе с дутьем, обогащенным кислородом воздуха, будут: газ повышенной калорийности по сравнению с обычным доменным и ферросплавы или литейный чугун.

Решение о строительстве Коломенского газодоменного завода было принято в результате весьма обнадеживающих опытов плавки на кислородном дутье на Чернореченской опытной домне.

Площадка проектируемого завода расположена вблизи ст. Шурово Московско-Казанской железной дороги, в 4 км от Коломенского машиностроительного завода, на правом высоком берегу р. Оки. От Радовицкого торфяного массива

площадка завода находится в расстоянии около 35 км по воздушнопрямой линии. По условиям профиля примыкание намечено у ст. Черное магистрального пути (Моск.-Каз. ж. д.).

Строительству завода в непосредственной близости от торфяников препятствуют гидрогеологические условия (близость грунтовых вод) и высокая стоимость передачи газа по дальнему газопроводу.

Радовицкий мох представляет собой в центральном районе крупнейшее, после Оршанского моха, месторождение торфа, по своему составу благоприятное для газодоменного процесса, а по запасам обеспечивающее шестидоменный завод на срок свыше 30 лет. Расчетная его добыча 1 260 тыс. т при 30% влажности гидроторфа (без фрезерного).

Условия залегания массива требуют разработки с севера на юг, с расположением складов торфа на южной окраине болота. Это предопределяет естественный выход торфа на транспортную магистраль в южном направлении по линии Криуши—Рыбное (Моск.-Казан. ж. д.).

По этой трассе расстояние до газодоменного завода составляет 97 км, и, как показали расчеты, использование магистральных путей общего пользования выгоднее всех прочих транспортных вариантов.

Вопрос обеспечения газодоменного завода железной рудой не представляет особых трудностей. Опыт и расчеты показали, что наиболее выгодным является производство ферросплавов (ферросилиция и сплавов марганца с кремнием): при этих процессах участие руды весьма незначительно; главной составляющей шихты будут являться кварцы (возможно курские) или сварочный шлак (отбросы заводов Кулебакского, Выксунского, Коломенского и московских заводов), а также никопольская марганцевая руда; при плавке литейного чугуна будут использованы пиритные огарки сернокислотных заводов Московской области.

Первая очередь завода запроектирована в составе двух газодомен с возможностью доведения их до шести. Домны объемом по 300 м³, при диаметре горна 4 м, с засыпными аппаратами Мак-Ки, скиповым подъемом и полной механизацией подачи торфа и рудной шихты.

Особенностью завода явится спроектированный Гипрогаз кислородный цех, вырабатывающий смесь, обогащенную до 68% O₂ по методу Линде-Френкля с наименьшими коэффициентами расхода энергии.

Газоочистка завода будет состоять из двухступенчатой системы электрофильтров. Первая ступень имеет целью

очистку смолы от пыли, вторая—газа от смолы. Возможность очистки смолы от пыли доказана была в 1934 г. при работе на полузаводской установке на Чернореченском химкомбинате (ЧХК).

Газ калорийностью 2 040 кал/м³ будет подаваться Коломенскому машиностроительному заводу газопроводом длиной 4 км и диаметром 800 мм.

Запроектирована смолоразгонка с фенольным цехом и цех дефеноляции подсмольных вод.

В стадии эскизного проектирования находится цех переработки побочных продуктов подсмольных вод с извлечением аммиака, уксуснокальциевого порошка и ацетона; ацетон в газодоменном процессе получается в газе как продукт сухой перегонки уксуснокислого кальция, образующегося в результате воздействия уксусной кислоты на известняк шихты.

Расположение завода на высоком берегу р. Оки, сложенном из мощных известковых пластов каменноугольной формации, хорошо дренированных, обусловит весьма благоприятные условия для дешевого водоснабжения и канализации.

Электроснабжение завода запроектировано от кольца, проходящего в 5 км (Коломенская п/с). Для технологического пара—котельная на отходах торфяной мелочи доменного цеха.

Ремонтные средства запроектированы, учитывая возможности максимальной кооперации с Коломенским машиностроительным заводом.

Состав и производительность основных цехов

Основными цехами являются:

1. Доменный (2 домны по 300 м³).
2. Газоочистка с дефеноляцией (37 тыс. м³ газа в час).
3. Кислородный (8 640 м³ 68%-ного O₂ в час).
4. Смолоразгонный (23 тыс. т смолы в год).
5. Фенольный.
6. Газоподача с газопроводом 4 км (37 тыс. м³ газа в час).

Энергетика завода

Установленная мощность двигателей	10 590 квт
Общий совмещенный максимум и средняя нагрузка по заводу	6 000 квт
Cos φ по заводу	1

Главная понизительная подстанция (30/6;
2 трансформатора по 7500 кв) 15 000 квт
Котельная (4 котла Шухова) 1 240 м²

Капитальные затраты

Капитальные затраты по заводу при двух домнах, включая жилстроительство, составляют всего 43 009,8 тыс. руб. (см. табл. 1).

Таблица 1

Объект капиталовложений	Сумма в тыс. рублях	
	при 2 домнах	при 6 домнах
1. Производство изысканий и проектирование	2 272,0	2 474,0
2. Подготовительные работы на площадке	278,0	291,0
3. Организационно-административные расходы	740,0	1 000,0
4. Основные цеха:		
а) доменный цех	5 572,6	15 431,0
б) кислородный цех	6 461,2	16 085,5
в) газоочистка	2 297,2	6 680,2
г) газопередача	1 757,1	2 328,1
д) смолоразгонный и фенольный цеха	1 168,2	2 920,5
5. Ремонтно-механические мастерские	920,8	963,0
6. Склады	346,6	634,8
7. Общезаводские здания и сооружения	2 455,0	2 484,7
8. Энергетическое хозяйство	3 842,7	7 864,2
9. Транспорт заводской и связь	3 515,7	4 926,0
10. Водоснабжение	706,2	1 337,6
11. Канализация	405,1	496,6
12. Жилищное строительство	5 667,9	10 770,0
13. Коммунальное строительство	1 089,5	1 960,0
14. Ссц. культ.-быт. строительство	572,6	1 085,0
15. Строительство по рабочему снабжению	436,0	827,0
16. Строительство по подготовке кадров	147,8	281,3
17. Прочие работы и затраты в период стр-ва	1 537,1	2 286,5
18. Предпусковые и подготовка кадров	820,5	1 306,0
Итого по площадке	43 009,8	84 433,0

В табл. 1 приведены также ориентировочно капитальные затраты на строительство при шести домнах — 84 433 тыс. руб. Из этого видно, что если производительность завода увеличится в 3 раза, то капитальные затраты возрастут лишь в 1,93 раза.

Если отнести все затраты на основные агрегаты — домны, то при 2 домнах это дает удельные затраты (на 1 печь) —

23,1 млн. руб., а при 6 домнах — 14,9 млн. руб., т. е. произойдет снижение относительных капитальных затрат на 55%.

Количество рабочих характеризуется следующими цифрами:

Таблица 2

Категория	2 домны	6 домен	Коэффиц. роста
Рабочих (с мл. обслуж. персоналом)	653	1 298	1,99
Служащих с ИТР	189	290	1,53
Всего	842	1 588	1,88

Отсюда видно, что общее число рабочих, служащих и ИТР возрастает в 1,88 раза при росте производства в 3 раза. Объясняется это снижением числа рабочих, занятых в вспомогательных цехах, и обслуживающего — общезаводского персонала.

Потребление основных материалов на 2 доменные печи при условии выплавки ферросилиция (в тыс. т) видно из табл. 3.

Таблица 3

Основные материалы	При влажности торфа	
	30 %	35 %
Гидроторф (получение всего)	384,0	384,0
Торф металлург. (после отсева)	328,0	328,0
Руда железная	28,3	25,5
марганцевая никопольская 2-го сорта	1,2	1,1
Известняк	12,0	10,8
Кварциты или сварочный шлак	37,1	33,5
Бикарбонат (100 %)	63,9	57,6
Серная кислота	2,0	1,8

Характеристика потребностей завода в паре, воде и электроэнергии видна из табл. 4 (для торфа влажностью 35%).

Таблица 4

Пар, вода, электроэнергия	Количество	Стоимость за единицу
Пар (с смолоразгонкой) в т	73,000	5 р. 86 к.
„ (без смолоразгонки) „	42,000	5 „ 86 „
Вода свежая в тыс. м ³	829,3	4 847 коп.
„ обратная „	7 939,7	1,34 „
Электроэнергия на клеммах моторов в млн. квт-ч	39,6	3,843 „

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ГАЗОДОМЕННОГО ПРОИЗВОДСТВА

Относительная народнохозяйственная эффективность нового производства может быть выявлена путем сравнения его показателей с показателями производства тех же продуктов другими методами.

Для такого сравнения принят следующий условный „комплекс“: по газу—производство смешанного генераторного газа на Радовицком торфе на Шуровской площадке; по ферросилицию—нормальное производство его на коксе на одной из южных домен; при этом показатели отнесены к условной единице: 1 т ферросилиция и тому количеству газа (по калориям), который при этом получается в газодоменном процессе.

Расчеты показали, что раздельное производство ферросилиция на коксе и генерирование газа из торфа требуют в два раза большего объема печей для производства той же продукции по сравнению с газодоменным производством, что характеризует уже достаточно ярко соотношение тепловых потерь в обоих сравниваемых процессах производства.

Количество рабочих при раздельном получении продуктов требуется больше в 1,75 раза (при расчете на выработанный газ с учетом твердых и газовых отходов коксовых печей, а также доменного газа при работе на коксе); при расчете на 1 т ферросилиция—количество рабочих выше в 2 раза.

Энергоемкость, выраженная в тоннах условного топлива (7 000 кал/кг), характеризуется табл. 5.

Таблица 5

Энергетический расход на 1 условную т ферросплавов и газа в тоннах условного топлива

№ по порядку	По „комплексу“				Всего по газодоменному производству	Всего по „комплексу“	Экономия при газоменном производстве в т.у.т.	Энергопотребление газоводства по сравнению с „комплексом“ в %
	добыча угля	коксовое производство	доменное производство	газогенератор. производство				
1 Технологическое топливо	—	0,8642	1,2077	0,6871	0,8685	+1,8905	+68,5	31,5
2 Электроэнергия	0,035	0,0307	0,0790	0,1042	0,5802	-0,3315	-133,0	233,0
3 Пар	—	0,0123	0,2980	0,1205	0,0836	+0,3472	+80,5	19,5
Электроэнергия и пар (2+3)	0,0350	0,0430	0,3770	0,2247	0,6640	+0,0157	+2,3	97,7
Всего (1+2+3)	0,0350	0,9072	1,5847	0,9118	1,5326	+1,9062	+55,5	44,5

Примечание. При исчислении этой таблицы в коксовом и доменном цехах учтены все полезные отходы твердого и газообразного топлива и исключены из показанных в таблице расходов.

Из этой таблицы видно, что газодоменное производство расходует лишь 44,5% топлива, потребного для получения эквивалентной продукции существующими ныне методами; иначе говоря, общие энергетические затраты на газодоменное производство в 2,23 раза ниже.

Объясняется это тем, что вся сумма полезных затрат тепла на газодоменный процесс равна (до третьего знака) потерям, связанным с коксованием каменного угля (см. табл. 5). Потери эти являются физическими потерями производства (обогащение угля, потери с лучеиспусканием, с газами, при тушении кокса и пр.); они исключаются при газодоменном процессе, где коксование является попутным процессом в едином технологическом цикле.

Если вычесть из полной затраты тепла в газодомне (0,86 *t* условного топлива) количество тепла, потребного для производства того же количества газа при газогенераторном процессе (0,68 *t* условного топлива), то получим, что газодомна потребует для выплавки 1 *t* ферросплавов дополнительно всего лишь 0,18 *t* условного топлива, в то время как расход кокса в нормальной домне 2,5 *t*, а за вычетом возвратов доменного газа—1,2 *t* (см. табл. 5).

Объясняется это тем, что восстановительные процессы при выплавке ферросплавов требуют весьма высоких температур горна, которые в газодомне являются естественным следствием работы на концентрированном по кислороду дутье. Такой же эффект в нормальном доменном процессе получается за счет форсировки печи и пережога огромного количества топлива; между тем сам металлургический процесс получения ферросплавов требует тепла немного больше, чем прочие виды чугуна: от всей рабочей теплотворной способности торфа, идущего на образование нашей условной единицы, это тепло составляет всего 10%.

Таким образом и процесс металлургический является в весьма значительной мере также попутным, требующим небольшой затраты дополнительного топлива сверх необходимого для газификации.

Тот факт, что общая энергоемкость газодоменного производства в 2,23 раза ниже сравниваемого комплекса, имеет первостепенное значение, ибо общая энергоемкость производства при нашем напряженном топливном балансе является решающим фактором для оценки целесообразности новых методов производства и размещения промышленности.

Расчеты показали, что уже при 2 домнах газодоменное производство выгоднее „раздельного“ по капитальным за-

тратам на 3,4%, а по эксплуатационным на 13,5%. При 6 домнах затраты соответственно снижаются на 10 и на 18%. Расчеты эти относятся к случаю плавки 12% ферросилиция на 40%-ном кислородном дутье, который не является самым выгодным. Следует отметить, что показатели капитальных затрат по коксовым и доменным печам взяты по новейшим установкам очень большой мощности (кокс—3,5 млн. *t*, домны—1,2 млн. *t*), тогда как мыслимый сегодня максимум газодоменного завода определяется всего в 123 тыс. *t* ферросплавов или 165 тыс. *t* литейного чугуна, что может оказаться далеко не пределом его газовой и металлургической мощности.

Затраты электроэнергии и пара при „раздельном“ производстве по сравнению с газодоменным процессом превышают на 2,3%.

Однако если рассматривать обе статьи отдельно (см. табл. 5), то оказывается, что газодоменный процесс значительно превышает „комплекс“ по расходу электроэнергии—на 133%.

Часть этого превышения необходимо отнести на счет полной электрофицированности газодоменного завода (воздуходувки на электромоторах); но главное превышение дает наличие кислородного цеха, поглощающего до 60% всей энергии, потребляемой заводом (при расходе дутья с кислородом 40%).

В абсолютных цифрах стоимость кислорода ложится чрезвычайно тяжелым бременем на производство: при 2 домнах 1,62 млн. руб. в год, что составляет 12,5% стоимости производства и до 40% стоимости газодоменного передела.

При рациональной организации процесса затраты на электроэнергию должны снизиться за счет уменьшения расхода обогащенного кислородом воздуха. Это тесно связано с регулированием доменного процесса в условиях переменной влажности торфа. Отметим, что от создания методов регулирования процесса зависит весь успех газодоменного производства.

ПРОДУКЦИЯ ГАЗОДОМЕННОГО ПРОИЗВОДСТВА

В период опытов 1934 г. на Черноречье в газодомне были получены сплавы кремния и марганца весьма разнообразного состава: ферросилиций выше 20% и сплав с содержанием кремния до 18% и марганца до 72%; кроме того на руде

2-го сорта были получены нормальные доменные: ферросилиций 12% и ферромарганец 78%.

Сортамент продукции газодоменного завода может составить (в %):

Ферросилиций	13%
"	20%
Ферромарганец	78%
Силико-марганец	18/68%
Литейный чугун	N00

При этом ферросилиций до 12% был получен уже при дутье с 34,5% O₂. Можно полагать, что литейный чугун потребует концентрации дутья не выше 30%. Если сравнить предполагаемые себестоимости металлургической продукции газодоменного производства с отпускными ценами госпромышленности, то, принимая последние за 100, получим следующие показатели удешевления при работе 6 домен (при торфе с влажностью в 30 и 35%) (в %):

Ферросилиций 12%	49,3 — 51,0%
" 20%	44,0 — 45,5%
Ферромарганец 78%	70,5 — 72,7%
Силико-марганец 18/68%	38,2 — 39,2%
Литейный чугун N00	83,5 — 85,3%

Низкая стоимость ферросплавов позволит дать им выход во все основные районы их потребления, включая Донбасс и Урал.

Над вопросами переработки смол и получения фенолов, аммиака, уксусной кислоты и ацетона придется еще поработать основательно не только проектантам, но химикам и технологам, так как здесь еще не мало неясных моментов.

Предполагается получить следующее количество продукции (при торфе влажностью 33%).

Таблица 6

Продукты переработки смолы	Цена руб/т	Количество в т	Сумма в тыс. руб.
Гудрон	67	2 544	170,0
Пек	75	9 417	706,3
Масло фенольное	40	5 232	209,4
" нейтральное	60	3 732	226,9
а также сырые фенолы			

В газодоменном процессе до 30% уксусной кислоты превращается в домне в ацетон. Естественное образование ацетона в домне (вследствие присутствия в шихте известняка) приводит к мысли, что вероятно целесообразно будет уксусный порошок вернуть в домну (в виде брикетов с торфом или без него) и разложить его до ацетона. При этом получающаяся известь выполнит свои металлургические функции в более низких горизонтах доменной печи, а вся продукция, в конечном счете, выйдет с завода в виде ацетона; экономическая целесообразность такого процесса не подлежит сомнению, но требует опытной проверки.

Стоимость газа определена с учетом и без учета указанных выше 2 видов побочной продукции, при этом из общей стоимости производства вычитаются и стоимости выплавленных ферросплавов по отпускным ценам.

Стоимость газа при выплавке различных сортов чугуна показана в табл. 7, из которой видно, что во всех случаях себестоимость газодоменного газа значительно ниже генераторного, а при некоторых видах металлургической продукции (ферросилиций 20%, силикомарганец) газ является чрезвычайно дешевым.

Влияние крекинга смолы в газодоменном производстве на стоимость продукции

Если допустить (как это предполагают), что в газодоменном производстве будет происходить частичный крекинг смолы, то эффективность производства, конечно, потерпит снижение вследствие уменьшения побочных продуктов, но одновременно увеличится количество химического тепла в газе, что скажется в увеличении его калорийности.

Расчет показывает, что в этом случае при крекинге до 30% смолы в 2 газодомнах потери от крекинга выразятся в 1 р. 40 к. на 1 т ферросплавов, а при 6 газодомнах от 5,15 до 6,25 руб. на 1 т.

Если учесть уксусную кислоту, то эти потери возрастут до 5,25—6,70 руб. на 1 т при 2 домнах и до 12—12,99 руб. на 1 т при 6 домнах.

Следует отметить, что технологический процесс требует приближения температурных условий в газодомнах к газогенераторным вне зависимости от количественных показателей выхода смолы.

В этом случае не должно быть никакой разницы в выходах смолы между газодоменным процессом и газогенераторным.

Таблица 7

Металлургическая продукция	Колич. домен	Стоимость газа в коп. за 1000 кал					
		без побочной продукции		со смолой и фенолами		с уксусной кислотой и аммиаком	
		При влажности торфа					
		30%	35%	30%	35%	30%	35%
Ферросилиций 12%	2	1,007	1,091	0,659	0,746	0,303	0,395
	6	0,821	0,885	0,423	0,490	0,055	0,124
Ферросилиций 20%	2	0,850	0,937	0,500	0,597	0,185	0,240
	6	0,653	0,722	0,256	0,326	-0,114	-0,039
Ферромарганец 78%	2	1,170	1,249	0,820	0,909	0,418	0,555
	6	0,975	1,035	0,576	0,641	0,208	0,275
Силикомарганец 18/68%	2	0,454	0,546	0,105	0,205	-0,178	-0,116
	6	0,260	0,321	-0,138	-0,063	-0,506	-0,430
Литейный 00	2	1,171	1,393	0,965	1,052	0,612	0,695
	6	1,134	1,192	0,735	0,796	0,368	0,429
Смешанный генераторный газ; число генераторов	20	1,393	1,452	1,063	1,130	0,725	0,792
	60	1,185	1,285	0,863	0,909	0,513	0,562

Примечание. Знак (—) перед цифрами обозначает, что вся стоимость газа перекрыта попутными продуктами производства и на каждые 1000 кал газа ожидается экономия в указанном размере сверх стоимости генераторного газа.

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА ПРИ СОПОСТАВЛЕНИИ С ГЕНЕРИРОВАНИЕМ БУРОГО УГЛЯ

Выше все сравнения нами производились с генерированием торфа. Однако для Московской области с ее крупнейшим Подмосковным угольным бассейном развитие газификации бурых углей имеет даже большее значение, чем газификация торфа.

Для сравнения мы приняли одну из газогенераторных станций (Кашира), работающей на буром угле с отпускной способностью в 20 тыс. м³ газа в час при калорийности 1500 кал, цеховая стоимость 1000 кал газа — 0,777 коп., а с начислением 10% общезаводских расходов — 0,854 коп. за 1000 кал.

Сопоставляя эти данные с проектными данными для газодоменного завода, имеем следующее: при 2 газодомнах и без учета уксусной кислоты стоимость газодоменного газа ниже на 14,4—36,0% при плавке 12% ферросилиция; на 85%—при плавке силикомарганца и выше при плавках ферромарганца и литейного чугуна от 1,6 до 19% соответственно.

При двух газодомнах, но с учетом уксусной кислоты, газ становится выгоднее буроугольного абсолютно при всех видах плавки на 23—78%. При 6 домнах газ получается много дешевле и без учета уксусной кислоты (см. табл. 8);

Таблица 8

При выплавке чугунов	Удешевление в % от генераторного газа на буром угле	
	без уксусной кислоты	с уксусной кислотой
Литейного „00“ на	13,2	56,0
Ферромарганца 78% на	32,0	75,3
Ферросилиция 12% „	50,0	93,5
„ 20% „	69,6	113,5
Силикомарган. 18/68% на	116,0	148,0

при плавках 20%-ного ферросилиция и силикомарганца с учетом уксусной кислоты экономия по сравнению с буроугольным выражается цифрами 113,5 и 148,0%; иначе говоря, газ не только получается без цены, но ниже нулевой стоимости, что находит свое отражение в низкой себестоимости ферросплавов.

Это показывает, что мощный газодоменный завод может действительно стать крупным районным газовым центром. Очень низкая стоимость газа, полученного при газодоменном процессе, делает выгодным передачу его на относительно большие расстояния, в пределах до 25 км.

В табл. 9 даны стоимости ферросплавов для различных случаев учета побочной продукции в предположении, что отпускная стоимость газа равна стоимости буроугольного газа.

Таблица 9

Металлургическая продукция	Дутье в % кислорода	Стоимость в руб. за 1 т				Отпускная цена
		при 2 домнах		При 6 домн.		
		уксусная кислота		уксусная кисл.		
		не учтена	учтена	не учтена	учтена	
Ферросилиций 120%	34,5	109,2	45,6	67,1	64	143
„ 20%	40,0	120,9	57,1	77,2	11,4	183
Ферромарганец 78%	40,0	150,0	34,5	104,5	38,8	153
Силикомарганец 18/68%	40,0	149,1	83,6	103,8	38,0	280
Литейный „00“	30,0	89,9	42,4	59,1	10,1	74

Примечание. Газ принят по стоимости буроугольного газа.

Таким образом при оценке металлургической продукции по отпускным ценам (обычно они ниже себестоимости) и учете побочной продукции газ может быть получен по чрезвычайно низкой стоимости.

Объяснение этих возможностей газодоменного производства кроется конечно в отмеченных выше относительных показателях газодоменного процесса (по сравнению с „раздельным“ методом получения той же продукции): если все

основные показатели, которые характеризуют и определяют высоту стоимости передела (действующие объемы печей, прямая затрата труда, энергоемкость) в 1,75—2,23 раза ниже в газодомне по сравнению с существующими методами, то при равенстве расхода основных материалов стоимость передела в „раздельном“ процессе может перекрыть не только стоимость передела газодоменного, но и значительную часть затрат по основным материалам.

Достижение этого возможно при наличии двух условий: необходимого масштаба производства и полного овладения технологией комплексного производства в газодомне в условиях переменной влажности торфа.

Масштаб производства определяется числом печей и допустимым максимальным диаметром горна. В проекте он принят в 4 м; этот размер опытом еще не проверен, и может оказаться, что проверка на первой же домне потребует изменения этих размеров.

Во всяком случае, масштаб этот при использовании доменных печей как генераторов газа будет достаточен.

Особенно важен вопрос о создании техники регулирования газодоменного процесса при переменной влажности торфа.

Опыты 1934 г. показали, что домна при кислородном дутье идет с недостатком в тепловом балансе, следствием которого получается появление непрококсированного и влажного торфа в области фурм. Это ведет к появлению процесса разложения влаги в области высоких температур в присутствии углерода, т. е. к такому расходу тепла, который способен выключить весьма значительную часть металлургического процесса.

Процесс газификации при этом не нарушится, качество газа даже улучшится за счет дополнительно полученного водорода, но экономике газодоменного процесса может быть нанесен крупный ущерб.

На этом серьезнейшем и даже решающем вопросе газодоменного процесса мы подробно остановимся в специальной статье, в данном случае можно лишь отметить, что для ликвидации этих явлений имеется ряд методов модернизации процесса теоретически возможных, но опытом конечно не проверенных.

С изложенными оговорками и следует оценивать приведенные выше экономические результаты рассматриваемого нового, не имеющего прецедента, газодоменного процесса на торфе и кислородном дутье.

Работа первой домны Коломенского газодоменного завода должна будет практически решить все те вопросы, которые до сих пор неясны и могут быть решены лишь экспериментальным путем на агрегатах заводского масштаба.

ПРОИЗВОДСТВО ОБОГАЩЕННОГО КИСЛОРОДОМ ВОЗДУХА ДЛЯ ГАЗИФИКАЦИИ

Проф. С. Я. Герш

Обогащенный кислородом воздух играет решающую роль в деле газификации промышленных центров и крупных городов.

Процесс газификации с помощью кислородного дутья дает возможность получить высококалорийный газ до 2500—3000 кал/м³ в зависимости от концентрации O₂. В настоящий момент поставлен вопрос о комплексном процессе плавки чугуна на местных видах топлива—торфе, подмосковном угле и т. д., с одновременным получением высококалорийного газа до 2500 кал/м³. Такое решение дает возможность получить высококалорийный газ по себестоимости, вполне конкурентноспособный, с жидким топливом.

Возможность одновременной плавки чугуна на торфе с кислородным дутьем подтверждена опытными плавками, произведенными Ин-том азота, на домне Чернореченского химического завода. На основе полученных данных запроектирован опытный Коломенский газодоменный завод. Являясь экспериментальной базой крупного масштаба с производительностью свыше 300 млн. м³ газа в год, этот завод позволит снять Коломенский машиностроительный завод с дальнепривозного нефтетоплива.

Для Ленинградского газо-химического комбината вопрос о получении высококалорийного газа также решается помощью кислородного дутья. Постройка этих двух крупных предприятий газовой промышленности положит начало широкой газификации СССР.

Вопрос о применении кислорода упирается в настоящее время в производство его в больших количествах и по дешевой цене.

Стоимость кислорода и обогащенного кислородом воздуха в установках Линде

Обогащенный кислородом воздух можно получать в обычных установках Линде или Клода путем разбавления кислорода большим или меньшим количеством атмосферного воздуха в зависимости от требуемой концентрации.

Но такой способ является экономически невыгодным; при значительных капитальных затратах получается высокая себестоимость обогащенного воздуха.

Одним из показателей экономичности процесса является расход энергии; от этого в значительной степени зависит себестоимость кислорода и обогащенного воздуха. Минимальный расход энергии для крупных кислородных установок Линде составляет 0,85 л. с. ч. на 1 м³ чистого кислорода.

Если исходить из этих цифр, то в зависимости от концентрации обогащенного воздуха расход энергии изменится следующим образом (табл. 1 и рис. 1).

Таблица 1

Концентрация	100%	70%	60%	50%	45%	40%
Количество добавляемого атмосферного воздуха v в м ³	—	0,612	1,025	1,72	2,29	3,16
Общее количество обогащен. возд. $(1+v)$ в м ³	1	1,612	2,025	2,72	3,29	4,16
Расход энергии на 1 м ³ обогащ. воздуха л. с. ч.	0,85	0,525	0,42	0,312	0,258	0,204
Расход энергии, отнесенный на чист. О ₂ в л. с. ч.	0,85	0,75	0,7	0,625	0,573	0,51

Себестоимость обогащенного воздуха зависит от двух величин: переменной—расхода энергии и постоянной—составляющей прочие эксплуатационные расходы.

Подсчеты показывают, что при стоимости электроэнергии в 3 коп. за квт-ч остальные эксплуатационные расходы составляют как раз половину всех расходов. Если принять постоянными эксплуатационные расходы за вычетом расходов на электроэнергию, то изменение полной стоимости

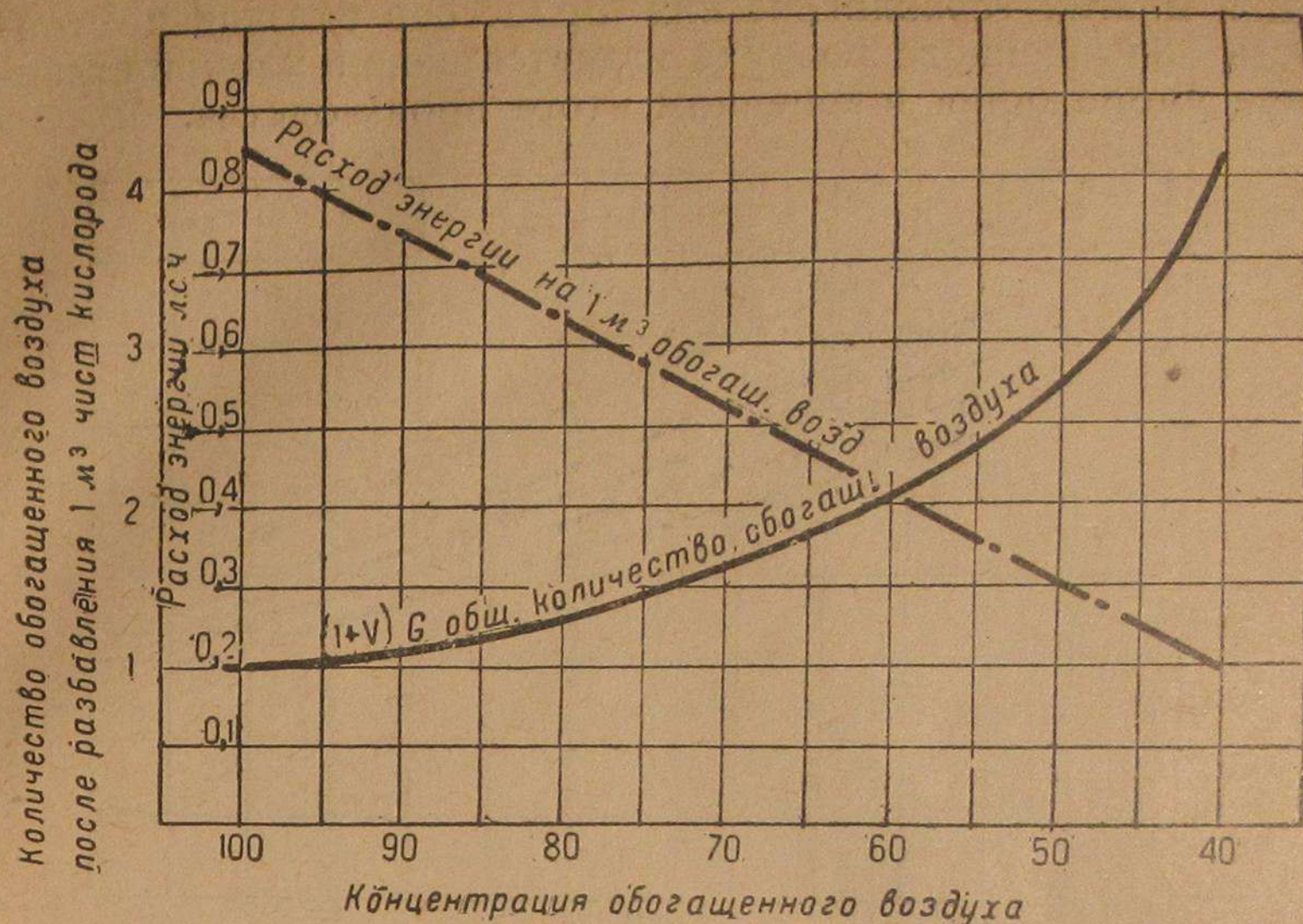


Рис. 1. Расход энергии на 1 м³ обогащенного воздуха, полученного путем разбавления чистого кислорода.

обогащенного воздуха в зависимости от цены на электроэнергию может быть представлено табл. 2 и рис. 2.

Таблица 2

Стоимость 1 м³ обогащенного воздуха в коп.

Концентрация О ₂	Стоимость 1 квт-ч в кол.				
	2,5	3	3,5	4	5
70%	2,89	3,16	3,42	3,68	4,21
60%	2,31	2,25	2,73	2,94	3,36
50%	1,72	1,86	2,01	2,14	2,48
45%	1,43	1,56	1,69	1,82	2,08

Для многих технологических процессов указанная стоимость обогащенного воздуха является неприемлемой вследствие удорожания в конечном итоге производства.

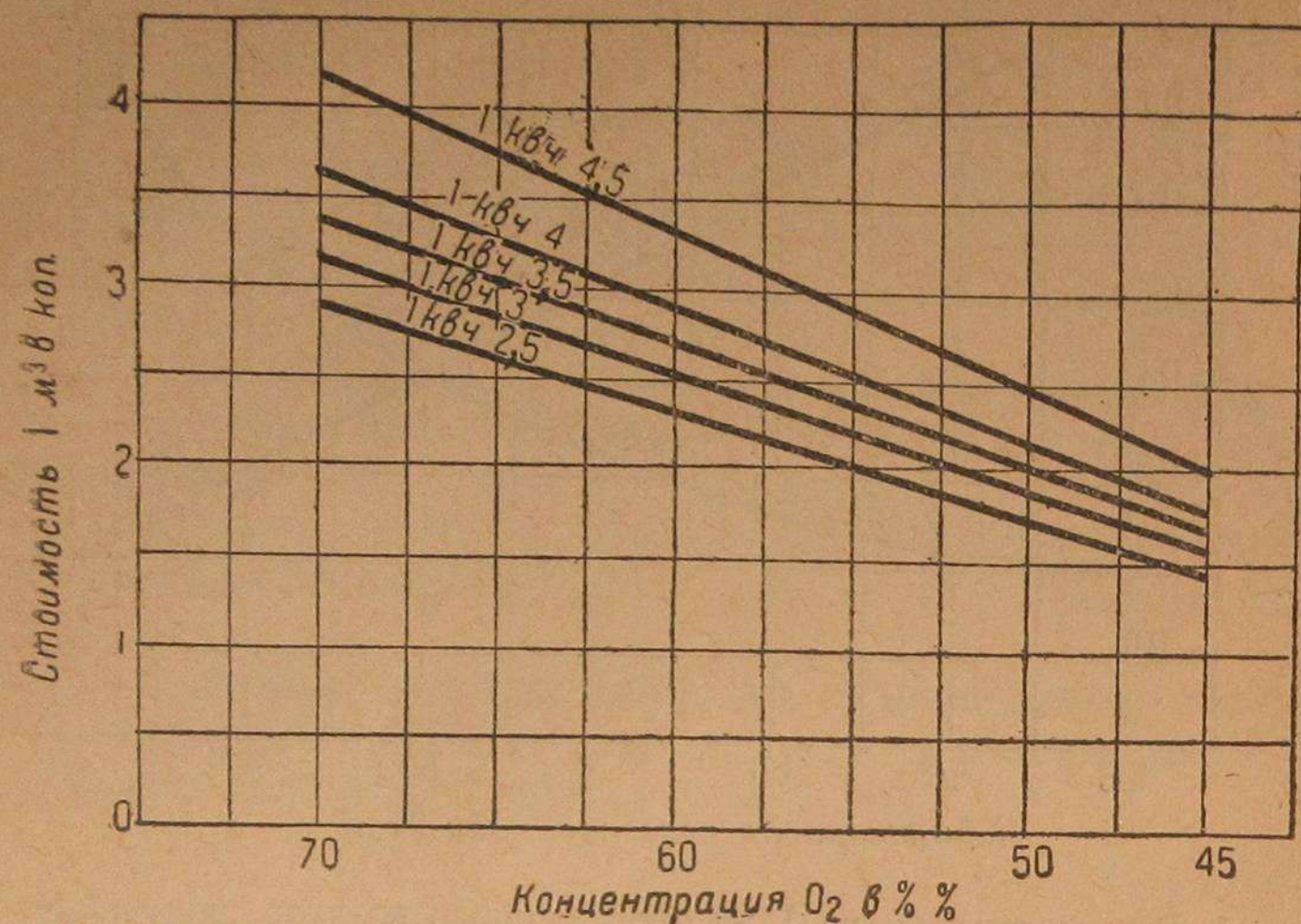


Рис. 2. Стоимость 1 м³ обогащенного воздуха в зависимости от стоимости электроэнергии.

Применение регенераторов для уменьшения расхода энергии

Для уменьшения расхода энергии и удешевления стоимости кислорода немецким специалистом Лахманом было предложено часть воздуха, примерно около 40%, подавать при небольшом избыточном давлении 0,3 ат в колонну низкого давления разделительного аппарата. Однако, судя по отрывочным сообщениям в технической литературе, идея Лахмана не получила распространения в промышленности вследствие больших поверхностей теплообменников, увеличения гидравлических сопротивлений и трудности декарбонизации и осушки воздуха, возрастающей с увеличением производительности установки.

Увеличение же гидравлических сопротивлений в теплообменниках в конечном итоге ведет к заметному повышению давления в колонне разделительного аппарата и увеличению расхода энергии.

Для устранения указанных недостатков Френкль¹ предло-

¹ Немецкий патент 490878.

жил в 1924 г. заменить теплообменники в установках Линде регенераторами с насадкой из мелко гофрированной железной ленты.

Такие регенераторы обладают рядом преимуществ; главное из них: возможность получить огромные поверхности теплообмена в малом объеме. В 1 м³ объема аккумулирующей массы регенератора приходится 2000 м² поверхности теплообмена.

Потери от недорекуперации в регенераторах значительно снижаются, так как разница температур на теплом конце между воздухом и выходящими газами составляет 1—2°, что дает возможность довести коэффициент полезного действия регенератора до 99%.

Гидравлические сопротивления регенераторов незначительны (меньше 0,5 ат), что позволяет пропускать большие объемы газов с весьма малой потерей мощности. Кроме того при регенераторах отпадает необходимость в предварительной обработке воздуха — декарбонизации и осушке, так как оседающая влага и углекислота на насадках регенераторов вследствие сублимации и испарения отводятся газами при обратном движении их через регенераторы.

Но наряду с преимуществами регенераторы обладают тем недостатком, что при переключении происходит загрязнение полученного продукта остаточным газом. В момент переключения свободный объем регенератора еще заполнен пропущенным через него газом и это влечет за собой смешивание его с другим газом, продуваемым в данный период. Загрязнение остаточным газом тем больше, чем выше было давление газа, пропущенного до переключения.

В установках глубокого охлаждения, где не требуется получения чистого продукта, эти отрицательные качества регенераторов не имеют значения. К таким установкам в первую очередь следует отнести установки обогащенного воздуха.

Возможность уменьшения расхода энергии и удешевления себестоимости открывает перед регенераторами широкое поле применения для непосредственного получения обогащения воздуха.

ОПЫТНЫЕ УСТАНОВКИ ФРЕНКЛЯ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ОБОГАЩЕННОГО ВОЗДУХА

Первая опытная установка Френкля была пущена в 1930 г. на металлургическом заводе в Розенберге (Германия). На

рис. 3 дана упрощенная схема этой установки по описанию Гаузена о применении регенератора в холодильной технике².

На рис. 4 показана подробная схема этой установки.

Установка состоит из двух частей: 1) цикла разделения и 2) холодильного цикла, дающего жидкий воздух для покрытия потерь.

В первом цикле воздух для давлений получается помощью одной воздуходувки 2 производительностью 10000 м³/час с конечным давлением $p = 1,2 \text{ атм}$ и одним турбокомпрессором 1 с конечным давлением $p = 2,75 \text{ атм}$ и одним турбокомпрессором.

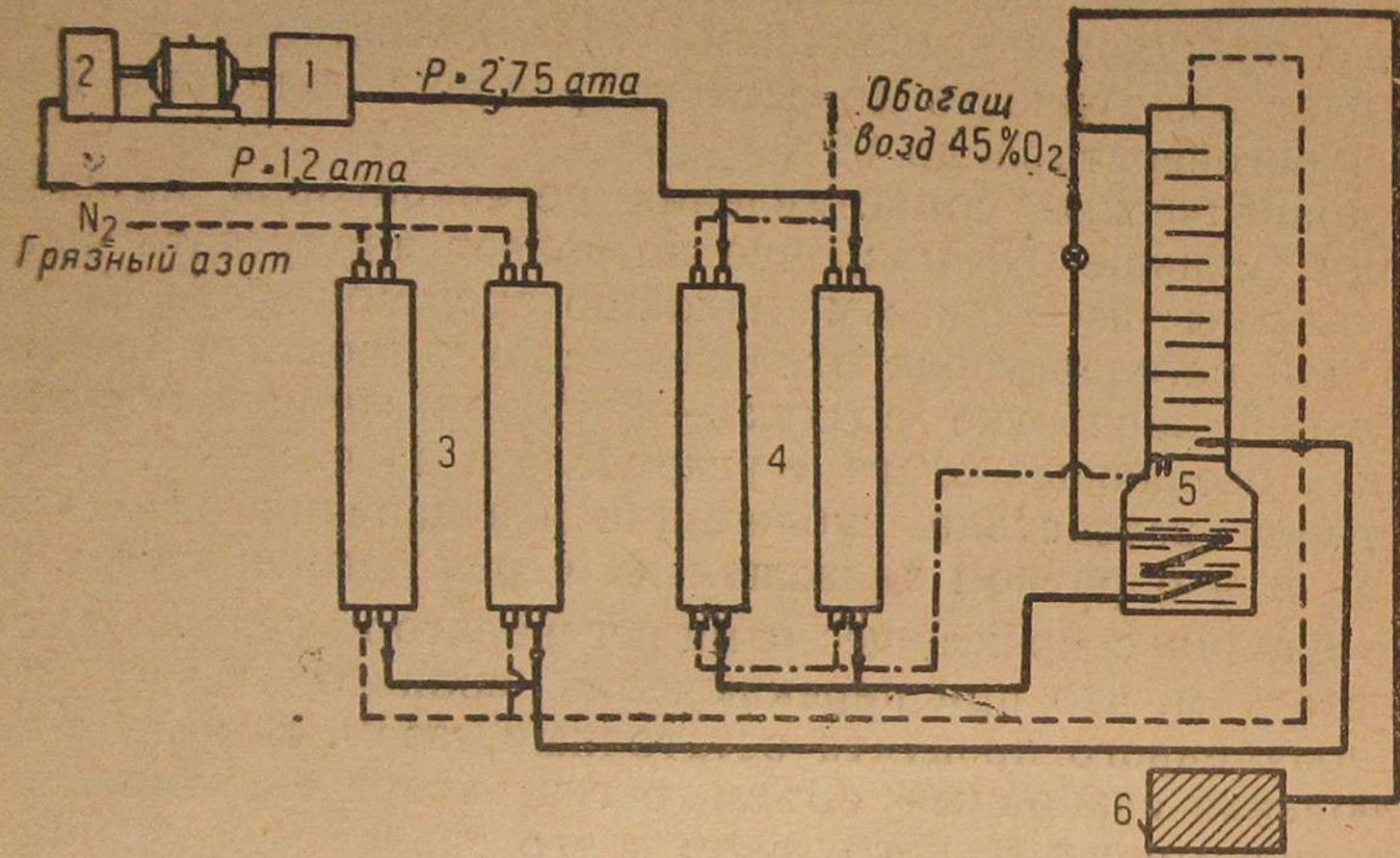


Рис. 3. Упрощенная схема установки обогащенного воздуха Френкля.

1—турбокомпрессор, 2—воздуходувка, 3—азотные регенераторы, 4—кислородный регенератор, 5—разделит, колонна, 6—установка для жидкого воздуха.

сором 1 с производительностью 5 000 м³/час с конечным давлением $p = 2,75 \text{ атм}$.

Турбокомпрессор и воздуходувка смонтированы на общей плите и приводятся в движение одним электромотором, расположенным между ними.

Воздух из турбокомпрессора с давлением $p = 2,75 \text{ атм}$ проходит последовательно оросительный холодильник 3, кислородные регенераторы 5 и направляется в конденсатор разделительной колонны 6, куда одновременно подается также и жидкий воздух, получаемый в холодильном цикле.

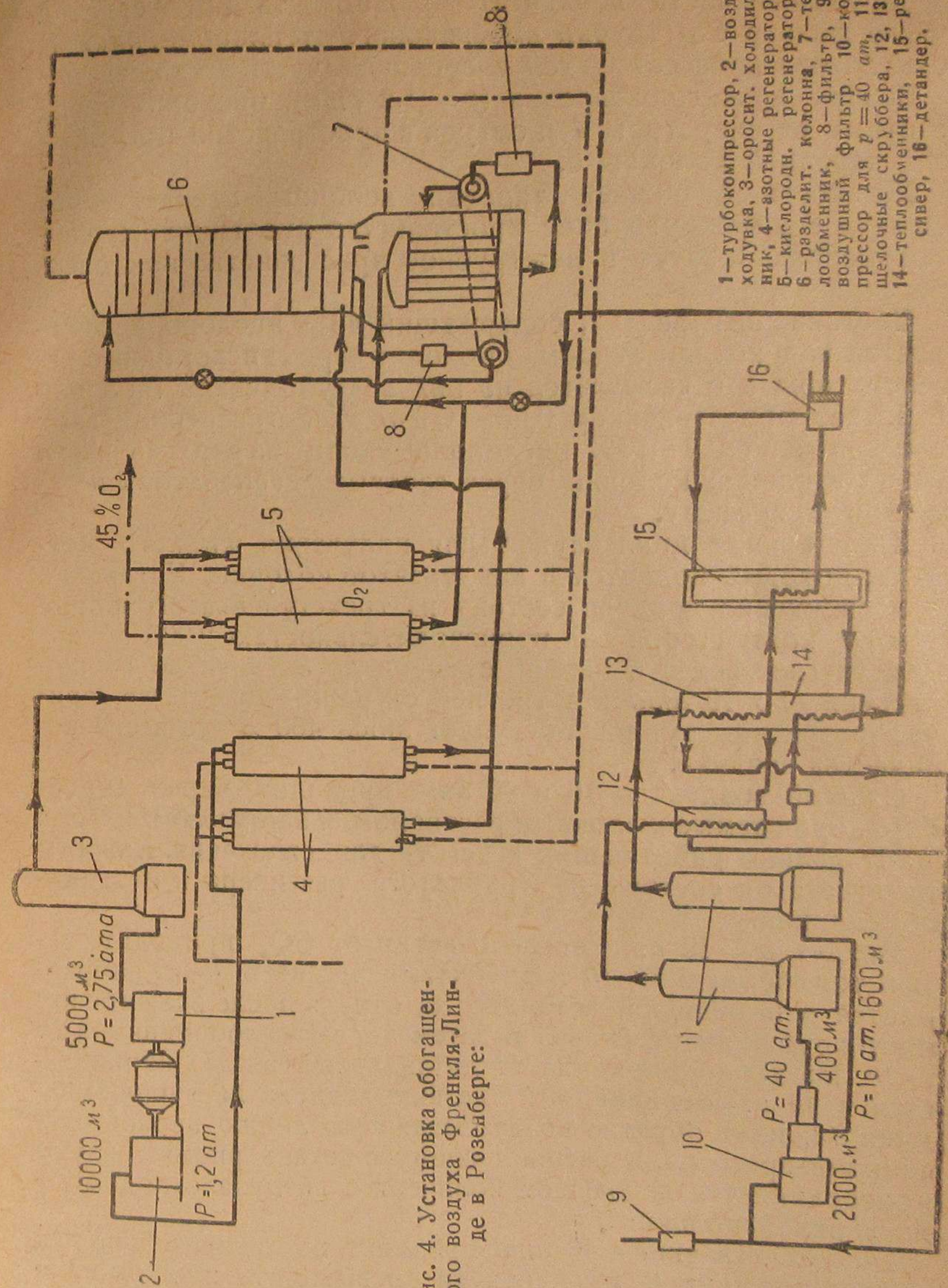


Рис. 4. Установка обогащенного воздуха Френкля-Линде в Розенберге:

1—турбокомпрессор, 2—воздуходувка, 3—оросит. холодильник, 4—азотные регенераторы, 5—кислородный регенератор, 6—разделит. колонна, 7—теплообменник, 8—фильтр, 9—компрессор для $p = 40 \text{ атм}$, 10—компрессор для $p = 1600 \text{ м}^3$, 11—щелочные скруббера, 12, 13 и 14—теплообменники, 15—рецидив, 16—детандер.

² Die gesamte Kälteindustrie, 1932, № 1 и 2.

Из нижней части конденсатора жидкость пропускается через фильтр 8 и трубки змеевикового теплообменника 7, откуда она дросселируется в верхнюю часть колонны.

Воздух низкого давления ($p=1,2 \text{ атм}$) проходит через азотные регенераторы 4 и оттуда в пространство под нижней тарелкой колонны 6.

Жидкость с нижней тарелки колонны стекает через фильтр 8 в междутрубное пространство змеевикового теплообменника и затем в межтрубное пространство конденсатора.

Обогащенный воздух, содержащий 45% кислорода, отбирается над конденсатором, проходит через кислородные регенераторы и отсасывается из них воздуходувкой (колонна работает под давлением $0,85—0,9 \text{ атм}$). Загрязненный азот с содержанием 9—10% кислорода уходит из верхней части разделительной колонны через азотные регенераторы и оттуда в атмосферу.

Холодильный цикл служит для получения жидкого воздуха, который подается в конденсатор колонны. Установка для сжижения воздуха состоит из трехступенчатого поршневого компрессора 10 производительностью $2000 \text{ м}^3/\text{час}$. Воздух сжимается в первой ступени до $3,5 \text{ атм}$, во второй ступени—до 16 атм и в третьей ступени—до 40 атм , причем в третью ступень поступает лишь 400 м^3 из всего количества воздуха.

Сжатый воздух до 16 и 40 атм проходит через скруббера, орошаемые щелочным раствором, и направляется в два параллельно работающих агрегата для сжижения. Каждый из агрегатов состоит из трубчатого рессивера и 3 теплообменников.

Воздух $p=16 \text{ атм}$ после очистки от CO_2 проходит через теплообменник 13 и трубчатый рессивер 15 и направляется в поршневой детандер 16, откуда после расширения идет в рубашку рессивера и затем через теплообменники 14 и 13. Из теплообменника 14 детандерный воздух направляется в 12 и, соединившись с ветвью воздуха из теплообменника 13, идет обратно во всасывающую линию первой ступени компрессора. К расширившемуся детандерному воздуху присоединяется небольшое количество воздуха, отводимого из верхней колонны.

Воздух давлением 40 атм проходит последовательно два теплообменника 12 и 14, откуда он выходит в жидком виде и направляется в разделительный аппарат.

Эта первая установка Френкля, пущенная в 1930 г., ра-

ботала в течение $2\frac{1}{2}$ лет с длительными перебоями и неоднократно подвергалась переделкам.

Расход энергии на 1 м^3 обогащенного воздуха с 42% O_2 значительно выше, чем гарантированный Линде $0,124 \text{ л. с. ч.}$ или на 100% кислород— $0,295 \text{ л. с. ч.}$

До 1933 г. были построены 4 опытных установки при металлургических заводах для непосредственного получения обогащенного воздуха 42—45% концентрации. Установки в основном работают по схеме, приведенной на рис. 3, различаясь лишь в холодильном цикле и конструкции отдельных аппаратов.

МОДЕРНИЗОВАННЫЕ УСТАНОВКИ ФРЕНКЛЬ-ЛИНДЕ

Опыт работ первых установок Френкля в течение свыше двух лет заставил фирму Линде отказаться от первоначальной схемы установки обогащенного воздуха и перейти на получение обогащенного воздуха 65—70% O_2 или 97—98% O_2 с последующим разбавлением его атмосферным воздухом для получения требуемой концентрации.

В новых схемах обогащенного воздуха Линде сохраняет регенераторы ввиду их преимуществ перед теплообменником для установок большой производительности, но отказывается от двух давлений основного потока воздуха и кроме того для холодильного цикла вводит новый аппарат—турбодетандер.

а) Установка для получения обогащенного воздуха с содержанием 65% O_2

Новая схема Линде для получения обогащенного воздуха с содержанием 65% O_2 изображена на рис. 5.

Рабочий процесс протекает в следующем порядке: весь перерабатываемый воздух сжимается турбокомпрессором 1 до $2,3 \text{ атм}$, проходит через оросительный холодильник 2 и распределяется на два потока: большая часть воздуха идет через азотные и кислородные регенераторы 3 и 4, а меньшая направляется в декарбонизатор 11 и оттуда в поршневой компрессор 12.

Воздух, охлажденный в регенераторах до температуры на несколько градусов выше температуры ожигения, поступает в нижнюю часть колонны 5 и в низ кислородного испарителя 6. Жидкость из испарителя нижней колонны проходит через переохладитель жидкости 7 и дроссельный вентиль в середину верхней колонны.

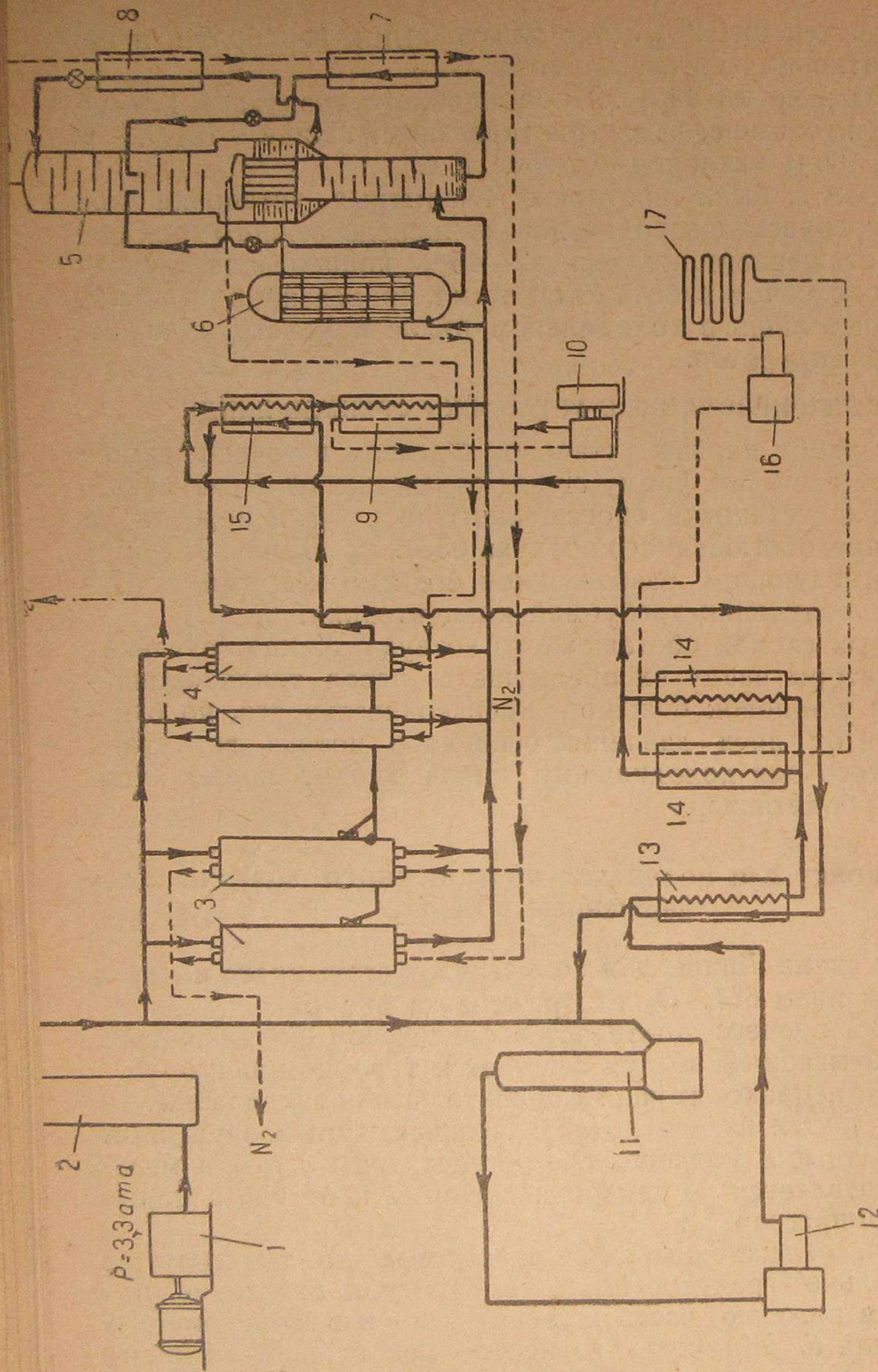


Рис. 5. Установка обогащенного воздуха Френкль-Линде для получения 65% O₂:

1—турбокомпрессор, 2—оросит. холодильник, 3—азотные регенераторы, 4—кислородные регенераторы, 5—разделит. колонна, 6—кислор. испаритель, 7—переохладитель для азотной жидкости, 8—переохладитель для азотной жидкости, 9—теплообменник, 10—турбодетандер, 11—декарбонизатор, 12—двухступенчатый поршневой компрессор, 13—предварительный теплообменник, 14—аммиачный теплообменник воздуха высокого давления, 15—теплообменник, 16—аммиачный компрессор, 17—конденсатор.

Жидкость из нижней части кислородного испарителя также подается в верхнюю часть верхней колонны.

Жидкий азот из карманов, расположенных под конденсатором, проходит через азотный переохладитель жидкости 8 и дроссельный вентиль в верхнюю часть верхней колонны.

Образовавшийся обогащенный воздух с 65—70%-ной концентрацией O₂ в жидком виде отводится из конденсатора в кислородный испаритель, откуда он направляется в кислородные регенераторы.

Загрязненный азот из крышки конденсатора и крышки кислородного испарителя проходит теплообменник 9 и поступает в турбодетандер, откуда он присоединяется к азоту, уходящему из верхней колонны, и проходит через азотные регенераторы наружу.

Небольшая часть воздуха отводится из азотных регенераторов вблизи холодного конца, проходит через теплообменники 15 и 13 и присоединяется к воздуху, идущему в поршневой компрессор 12.

Воздух из поршневого компрессора, сжатый до 12 ат, проходит последовательно предварительный теплообменник 13, аммиачные 14, теплообменник 15 и теплообменник-сжигатель 9, где он охлаждается, и в таком состоянии поступает в испаритель нижней колонны.

Установка рассчитана на получение обогащенного воздуха с содержанием 65% O₂, а более низкие концентрации получаются путем разбавления атмосферным воздухом.

Расход энергии на 1 м³ 45%-ного O₂ (после разбавления 70%-ного O₂ воздухом) по данным Линде составляет 0,14—0,16 л. с. ч или 0,325—0,36 л. с. ч на 1 м³ чистого кислорода.

б) Установка для получения кислорода

Установка Линде-Френкля с регенераторами для получения 97—98%-ного O₂ показана на рис. 6.

В основном она напоминает схему обогащенного воздуха для получения 65%-ного O₂ и отличается от нее лишь в деталях и некоторых аппаратах.

Кислородный испаритель, благодаря которому можно понизить рабочее давление в нижней колонне, в установке для получения 97—98%-ного O₂ не устанавливается.

Колочна для разделения представляет собой обычную колонну двойной ректификации. Рабочее давление в нижней колонне держится 5 ат. Турбодетандер поставлен на от-

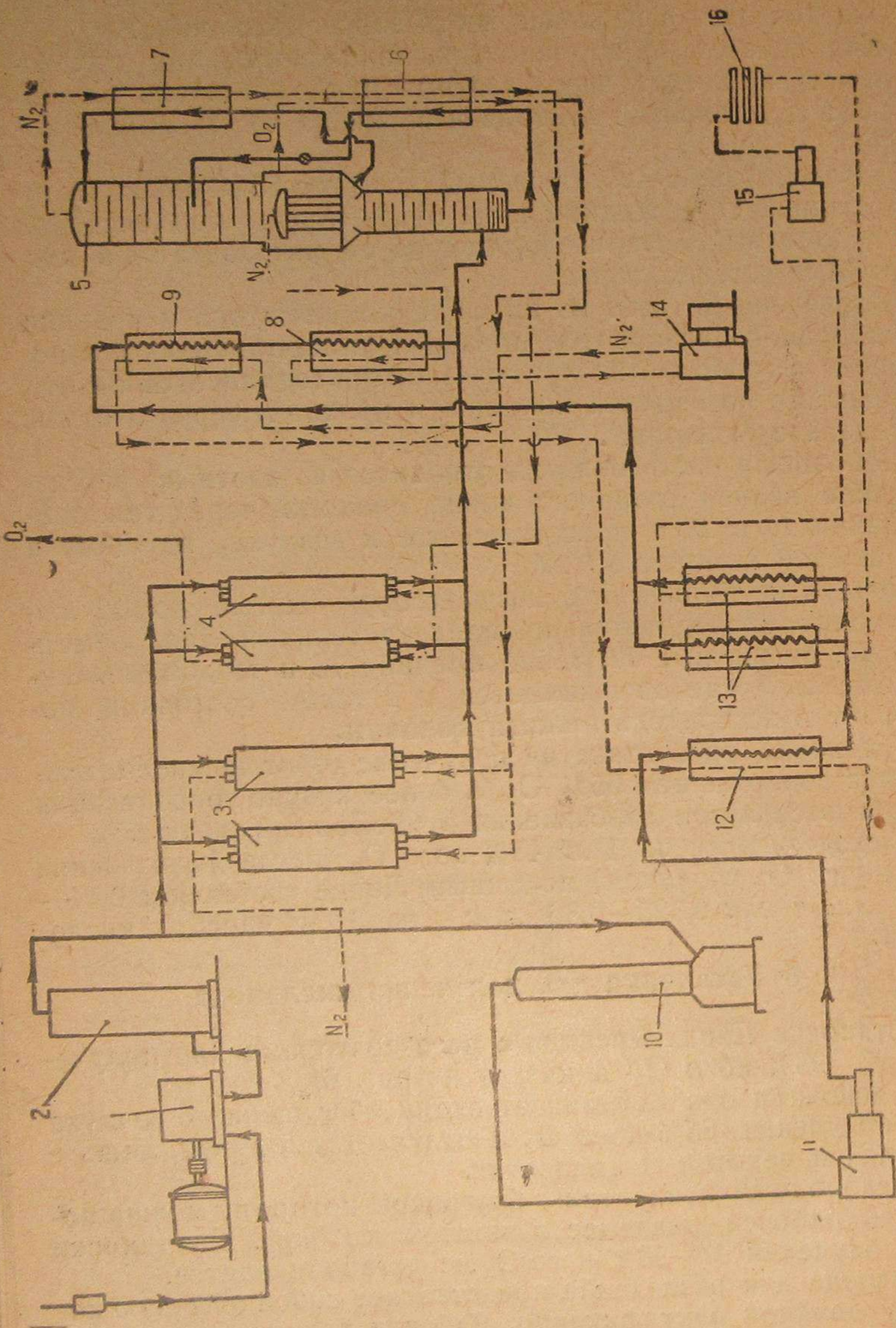


Рис. 6. Установка Френкля-Линде для получения чистого кислорода:

1—турбокомпрессор, 2—оросит. холодильник, 3—азотные регенераторы, 4—кислор. регенераторы, 5—разделительная колонна, 6—кислородный переохладитель жидкости, 7—азот. переохладитель жидкости, 8—теплообменник, 9—теплообменник, 10—скруббер, 11—компрессор высокого давления, 12—реварительный теплообменник, 13—аммиачный теплообменник, 14—турбодетандер, 15—аммиачный компрессор, 16—конденсатор.

ветвление азотной линии, идущей из крышки конденсатора, после предварительного подогрева азота в теплообменнике.

Расход энергии на 1 м³ 100%-ного кислорода составляет 0,52 л. с. ч при разбавлении его воздухом до 45%-ного O₂, расход энергии на 1 м³ составит 0,158 л. с. ч.

СРАВНИТЕЛЬНЫЕ РАСХОДНЫЕ КОЭФИЦИЕНТЫ ДЛЯ УСТАНОВОК ОБОГАЩЕННОГО ВОЗДУХА

Рассмотренные три схемы Френкля-Линде являются наиболее распространенными.

Разнообразие возможных схем технологического процесса получения обогащенного воздуха заставляет нас наметить ряд принципиальных положений и подвергнуть их всестороннему освещению и анализу.

Схемы получения обогащенного воздуха можно разделить на следующие категории:

- а) по давлению основного потока воздуха (одно или два давления);
- б) по методу разделения (двухкратная ректификация или противоточный дефлегматор-испаритель);
- в) по характеру холодильного цикла—воздушный или азотный—с поршневым турбодетандером³.

Для суждения о наиболее рациональной схеме следует исходить из:

- 1) экономичности расходных коэффициентов;
- 2) надежности в отношении бесперебойной работы и простоты обслуживания;
- 3) эластичности установки в отношении пределов изменения концентрации;
- 4) изготовляемого в СССР оборудования.

Кроме того весьма существенным является вопрос о величине концентрации обогащенного воздуха, получаемого непосредственно из установки. Целесообразно ли вести процесс получения низкой концентрации прямо из установки, или получать более высокую концентрацию обогащенного воздуха и путем разбавления воздухом доводить ее до требуемой величины: 42—60%-ного O₂.

Сравнение различных схем для получения обогащенного

³ Для упрощения мы не будем рассматривать отдельно азотно-холодильный цикл. Азотно-холодильный цикл ведет к небольшому увеличению расходных коэффициентов и не имеет каких-либо существенных выгод для установок обогащенного воздуха.

воздуха при увязке всех тепловых потоков, при одинаковых холодопотерях, одинаковых коэффициентах, температурных напорах и т. д. приведено в табл. 3.

Таблица 3

Давление основного воздуха	Метод разделения	Холодильный цикл	Расход энергии на 1 м ³		В % от наименьшей величины
			44,6%-ный O ₂ л. с. ч	100%-ный O ₂ л. с. ч	
Два давления	Прямоточный дефлегматор-испаритель	Гейланд с поршневым детандером . . .	0,118	0,265	100
Одно давление	»	С турбодетандером	0,138	0,31	117
Одно давление	»	Гейланд с поршнев. детандером	0,149	0,334	126
Два давления	Двухкратная ректификация	Гейланд с поршнев. детандером	0,136	0,305	115
Одно давление	»	С турбодетанд.	0,173	0,388	147
Одно давление	»	Гейланд с поршнев. детандером	0,185	0,415	157

Анализ цифр и характеристика работы отдельных схем

Как видно из приведенных цифр, установки для обогащенного воздуха с дефлегматором-испарителем дают меньший расход энергии.

В случае двух давлений основного потока воздуха применение двойной ректификации повышает расход энергии на 15%; при одном давлении основного потока воздуха это повышение составляет 25%.

Фирма Линде отказалась от двойной ректификации в установках обогащенного воздуха и применяет дефлегматор-испаритель, который обычно ставится рядом с колонной.

Переходя к вопросу применения одного или двух давлений основного потока воздуха, следует прежде всего отметить, что применение двух давлений дает значительное

сокращение расхода энергии в пределах от 17 до 35% по сравнению с одним давлением основного потока воздуха.

Но применение двух давлений основного потока воздуха вызывает ряд существенных затруднений в эксплуатации установки обогащенного воздуха; основными из них являются:

1) неустойчивость технологического процесса из-за малой разницы давлений воздуха и уходящих газов из разделительной колонны;

2) замерзаемость кислородных регенераторов, вследствие того что уходящие газы, проходя через регенератор, не в состоянии унести с собой осаждающуюся углекислоту и влагу.

Для непрерывной работы генераторов необходимо, чтобы объемы уходящих газов были в несколько раз больше объема воздуха для возможно полной сублимации и испарения оседающей влаги и углекислоты. Малая разность давлений между уходящими газами и воздухом (около 0,2 ата при небольшой разности температур —3—5°) является недостаточной для обеспечения незамерзаемости регенераторов.

В первых четырех опытных установках обогащенного воздуха Френкль-Линде, в целях уменьшения расхода энергии, применяли два давления основного потока воздуха и это повлекло за собой ряд весьма серьезных эксплуатационных затруднений и неустойчивость в работе установки. Кислородные регенераторы периодически, через короткие промежутки времени, замерзали.

В своей статье „О применении регенераторов в холодильной технике“ Гаузен³ сообщает, что кислородные регенераторы установки обогащенного воздуха в Розенберге замерзали через каждые три дня, в то время как азотные регенераторы, в которых давление основного потока воздуха было 2,75 ата, работали бесперебойно.

В установке обогащенного воздуха в Розенберге для увеличения продолжительности работы кислородных регенераторов периодически производят продувку воды, для чего на высоте 2 500 мм устроена воронка с отводом наружу (рис. 7). Однако такая продувка влечет за собой потери холода и приводит к повышению расхода энергии на холодильный цикл.

³ H. Hausen, Die gesamte Kälteindustrie, 1932, № 1 и 2.

Помимо указанных весьма существенных недостатков установка обогащенного воздуха с двумя давлениями основного потока воздуха не позволяет изменять концентрации обогащенного воздуха путем перераспределения воздушных потоков между кислородными и азотными регенераторами. Такая установка трудно поддается регулированию.

Крупные неполадки в работе первых установок обогащенного воздуха заставили фирму Линде совершенно отказаться от применения двух давлений основного потока воздуха.

При рассмотрении вопроса о построении холодильного цикла заслуживает внимания тот факт, что применение турбодетандера дает уменьшение расхода энергии на 7—8% и упрощает всю схему установки (см. табл. 3).

При переработке значительных количеств воздуха эта экономия является довольно большой по своей абсолютной величине.

Имея в виду, что изготовление турбодетандера⁴ не освоено в СССР, временно приходится применять холодильный цикл для установок обогащенного воздуха, исходя из поршневого детандера изготовляемого на заводе „Борец“, производительностью 750 м³ воздуха при расширении от 200 до 6 ат. Это, в свою очередь, лимитирует производительность одного агрегата

Рис. 7. Схема продувки регенератора.

установки обогащенного воздуха до 5000 м³/час с содержанием 60% O₂.

УСТАНОВКА ОБОГАЩЕННОГО ВОЗДУХА ГИПРОГАЗ

Учитывая все эти моменты, Гипрогаз разработал проект установки обогащенного воздуха, основные черты которой сводятся к следующему (рис. 8).

Воздух, сжатый в турбокомпрессоре 1 до $p = 2,85 \text{ ат}$ и охлажденный в оросительном холодильнике 2, идет через

⁴ Турбодетандеры появились за границей лишь в самое последнее время, СССР приступили к разрешению этого вопроса.

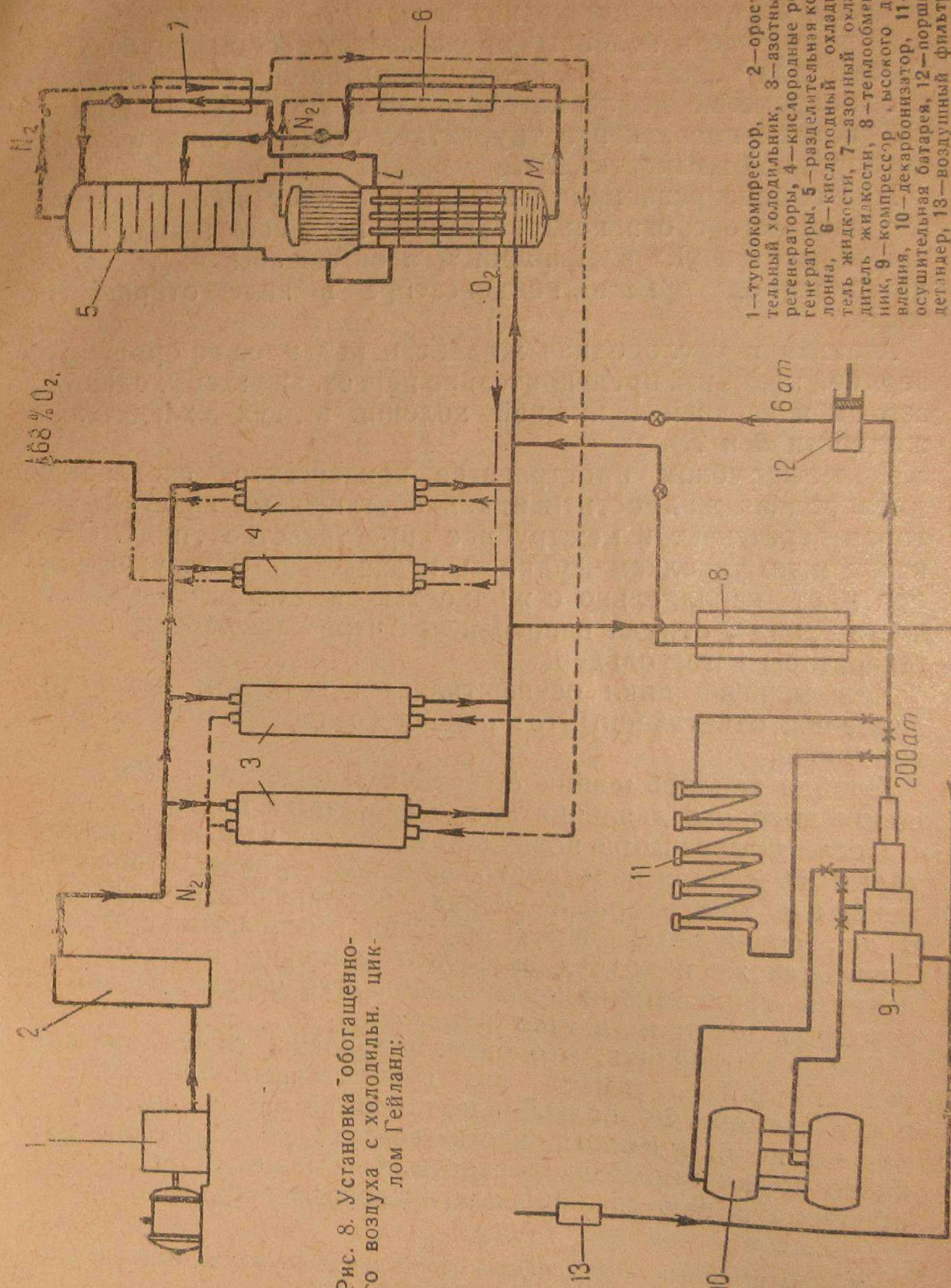
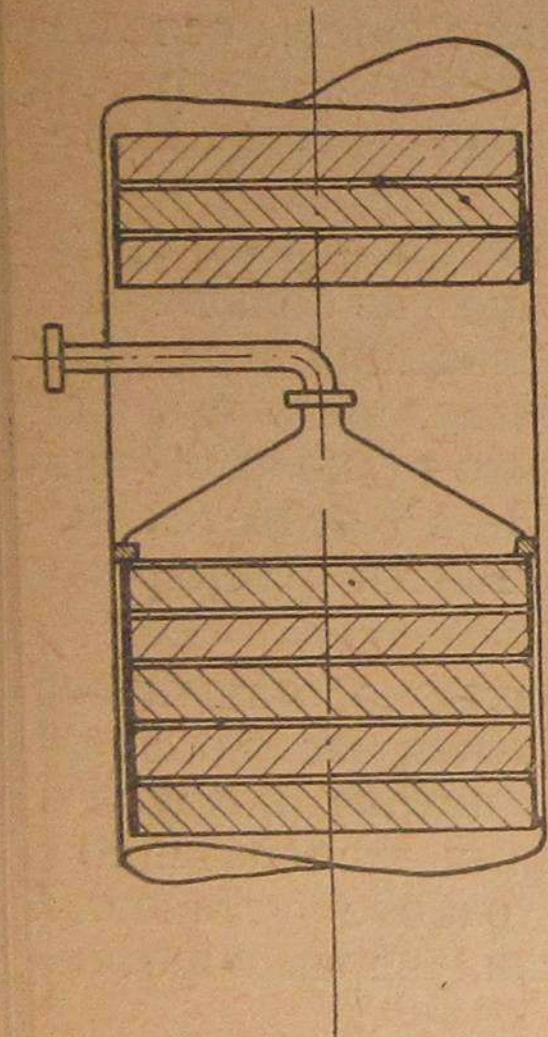


Рис. 8. Установка обогащенного воздуха с холодильным циклом Гейланда.

1—турбокомпрессор, 2—оросительный холодильник, 3—азотные регенераторы, 4—кислородные регенераторы, 5—разделительная колонна, 6—кислородный охладитель жидкости, 7—азотный охладитель жидкости, 8—теплообменник, 9—компрессор высокого давления, 10—декarbonизатор, 11—осушительная батарея, 12—поршневой детандер, 13—воздушный фильтр.

азотные и кислородные регенераторы 3 и 4, после которых соединяется и идет в нижнюю часть колонны.

Нижняя часть колонны представляет собой трубчатку типа Клода⁵ „пид“, является испарителем для кислорода и одновременно дефлегматором для воздуха. Часть воздуха, сконденсированная в трубчатке, стекает вниз в виде кислородной жидкости „М“.

Несконденсировавшийся воздух проходит в конденсатор, где часть его снова конденсируется и стекает в виде азотной жидкости „L“ в „карманы“, а оставшаяся часть отводится из-под крыши конденсатора в виде отбросного азота.

Азотная и кислородная жидкости подаются на орошение верхней колонны, предварительно переохлаждаясь уходящим азотом и верхней и нижней колонны в двух охладителях жидкости 6 и 7.

В межтрубном пространстве конденсатора скапливается кислородная жидкость (жидкий обогащенный воздух), которая перетекает в межтрубное пространство „пид“. Стекающая по тарелкам жидкость испаряется. Образующийся пар идет параллельно с жидкостью и выходит в нижней части „пид“, откуда направляется через кислородные регенераторы в газгольдер.

Холодильный цикл осуществляется воздухом высокого давления, ответвленным от основного потока после регенераторов.

Пройдя теплообменник 8, воздух засасывается компрессором высокого давления 9, где сжимается до 200 ат.

После компрессора воздух разделяется на 2 части, из которых 50% идет в детандер 12 и 50% — прямо в теплообменник 8. Детандерный воздух, расширившись с 200 до 6 ат, соединяется через дроссель с основным потоком. Точно так же и воздух высокого давления после охлаждения в теплообменнике 8 соединяется через дроссель с основным потоком и идет в колонну.

Следует отметить, что схема установки, спроектированная Гипрогаз, имеет ряд существенных преимуществ перед схемами Френкль-Линде, так как в ней полностью отпадают необходимость очистки воздуха от CO_2 и его осушки во время нормальной работы. Очистка от CO_2 и осушка предусматриваются лишь для пускового периода.

⁵Трубчатка Клода в установках обогащенного воздуха нами называется „пид“ — прамоточный испаритель-дефлегматор.

Оптимальная концентрация O_2 в обогащенном воздухе

Приведенный анализ коснулся лишь трех основных моментов установок обогащенного воздуха: давления основного воздуха, метода разделения (ректификации) и холодильного цикла. Не был затронут вопрос о влиянии многих параметров на расходные энергетические коэффициенты, из которых наиболее значительными являются: концентрация O_2 в обогащенном воздухе, температурные напоры, гидравлические сопротивления и наконец изменение холодопроизводительности в зависимости от соотношений дроссельного детандерного воздуха.

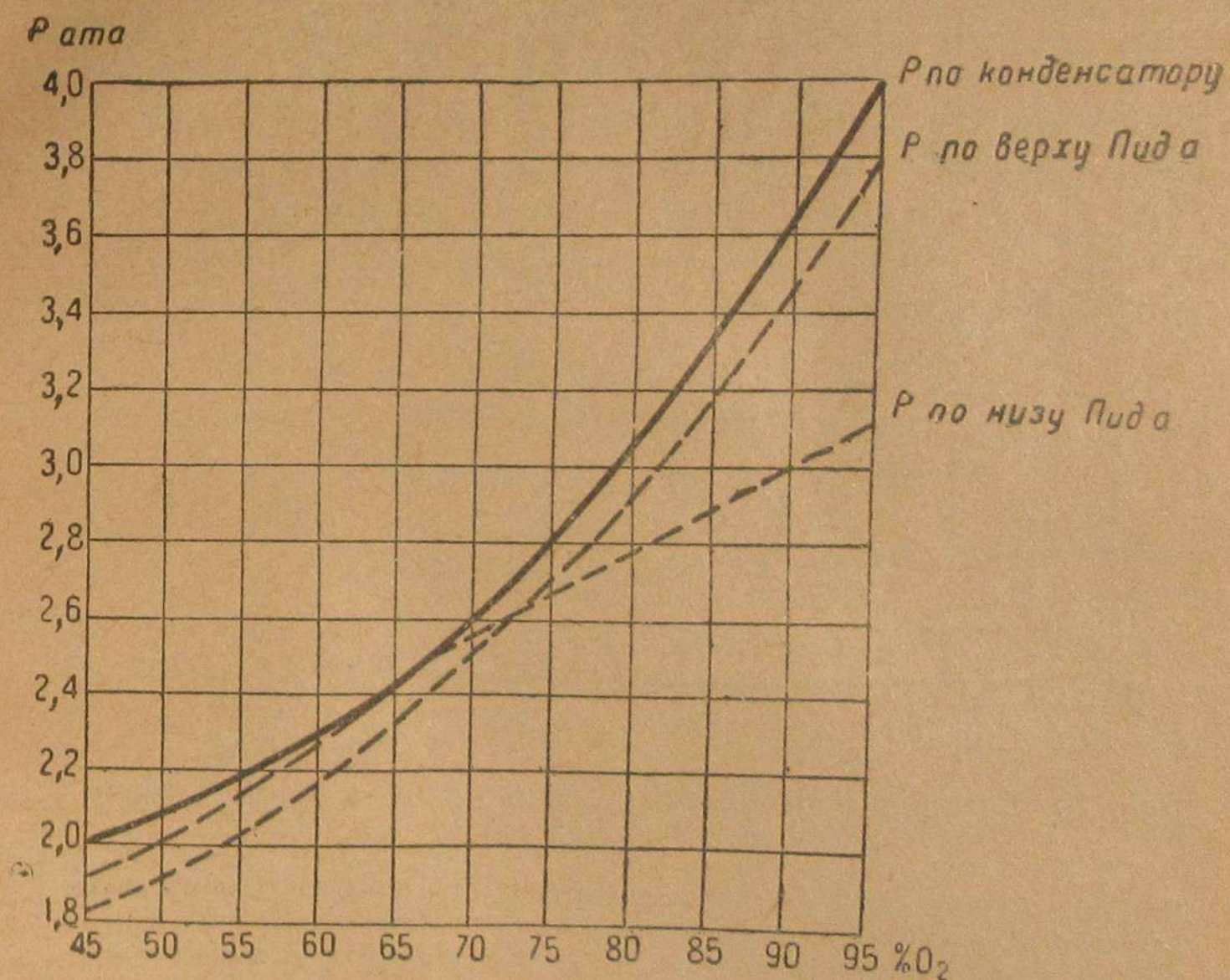


Рис. 9. График давлений основн. потока в разных точках аппарата при $\Delta t_{\min} = 2^\circ$.

При разработке схемы обогащенного воздуха Гипрогаз инж. М. Столпер была проделана большая работа, касающаяся влияния отдельных параметров на расходные энергетические показатели. Большое принципиальное значение имеет вопрос о концентрации обогащенного воздуха, непосредственно получаемого в колонне: следует ли непосредственно получать в колонне низкую концентрацию обо-

гащенного воздуха или работать с повышенной концентрацией O_2 и путем разбавления воздухом получать требуемую концентрацию.

Теоретически казалось бы выгоднее работать непосредственно на получение обогащенного воздуха низкой концентрации, так как всякий необратимый процесс, каким является получение воздуха высокой концентрации с последующим разбавлением его, расходует излишнюю энергию.

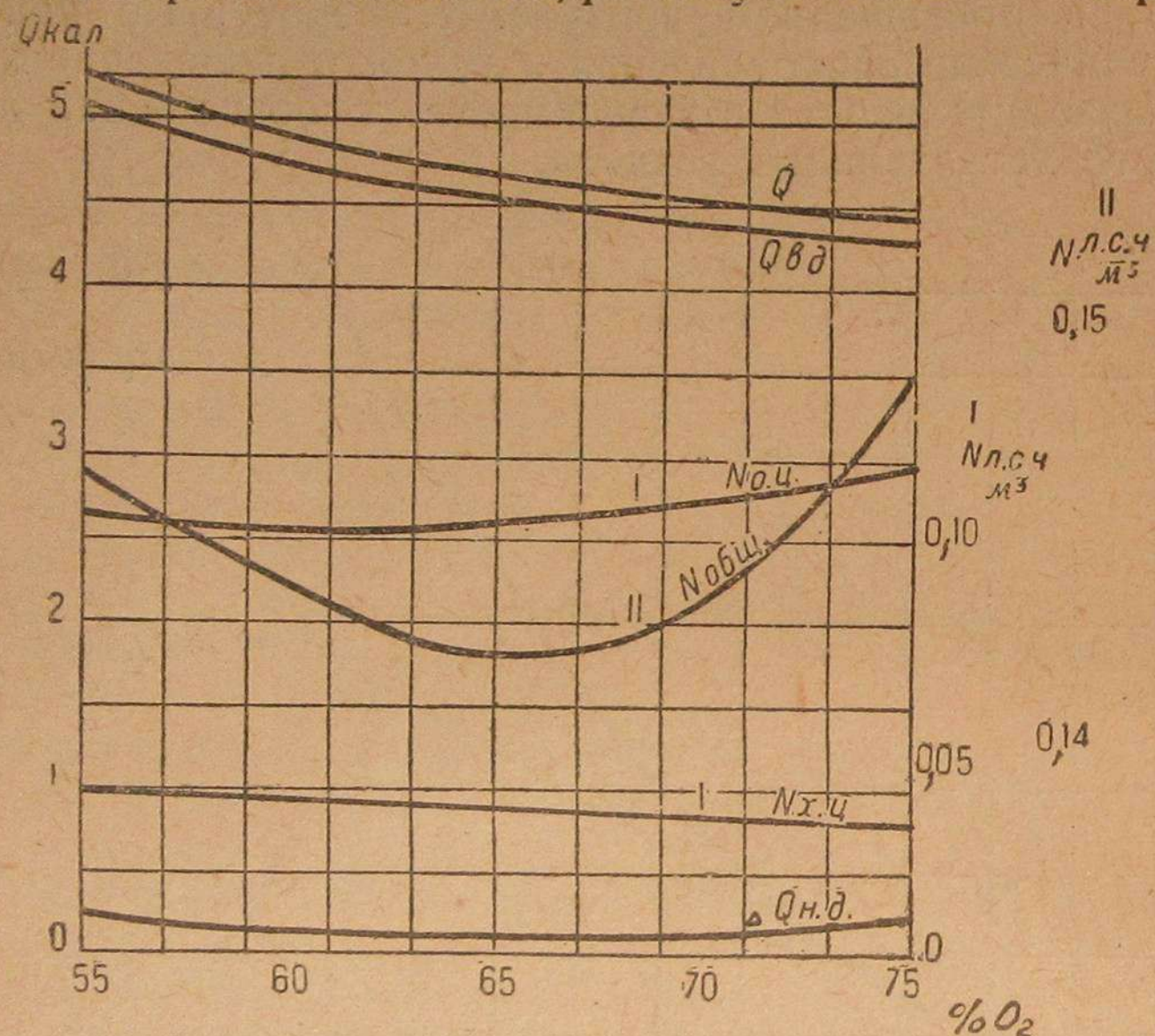


Рис. 10. Холодопроизводительность и расход энергии в зависимости от концентрации O_2 .

Q —общая холодопотребность, $Q_{в.д.}$ —холодопроизводительность возд. выс. давления, $Q_{н.д.}$ —холодопроизводительность возд. низкого давления, $N_{о.ч.}$ —расход энергии на основной цикл, $N_{х.ч.}$ —расход энергии на холодильный цикл, $N_{общ.}$ —общий расход энергии.

В действительном процессе на расход энергии влияют следующие факторы: с одной стороны, увеличение концентрации воздуха уменьшает количество перерабатываемого воздуха для получения 42—45%-ного O_2 ; холодопотери установки, исчисляемые обычно на перерабатываемый $1 м^3$, также падают; с другой стороны, при повышении исходной концентрации повышается давление в нижней колонне.

На рис. 9 приведены необходимые давления в нижней колонне, в разных точках аппарата, при минимальном температурном напоре $\Delta t = 2^\circ$ (чистота отбросного азота принята 98% N_2 , из „пид“ выходит газ с содержанием 96% N_2 .)

Вполне понятно, что работать приходится на наибольшем давлении (на графике сплошной линией), так как в противном случае в других точках аппарата не получится достаточного температурного напора. Точка пересечения при концентрации примерно 68% O_2 является оптимальной, соответствующей минимальной расходу.

В графике (рис. 10) приведены расходные энергетические коэффициенты в пределах концентрации 55—75%.

Из диаграммы видно, что наиболее экономичной является исходная концентрация около 68% O_2 . Можно предположить, что с изменением степени разбавления оптимальная исходная концентрация не будет сильно отличаться от выведенной. С точки зрения размеров аппаратуры работать на концентрацию 68%-ного O_2 с последующим разбавлением также выгодно.

Оптимальная концентрация для двухкратной ректификации

Если же по каким-либо причинам, несмотря на экономическую невыгодность, применяется двухкратная ректификация, то целесообразно идти на более высокие исходные концентрации.

Расход энергии на 44,6%-ный O_2 при полторакратной ректификации, как видно из рис. 11, почти не зависит от исходной концентрации (с тенденцией к некоторому снижению к 90% O_2), и следовательно выгоднее работать на чистый кислород, так как количество перерабатываемого воздуха будет меньше, что влечет за собой уменьшение размеров аппаратов.

Выводы

Произведенный анализ дает возможность выяснить влияние ряда факторов на экономичность установки обогащенного воздуха, а также условия для надежной и бесперебойной работы ее.

Для надежной работы установки необходимо:

- 1) применять одно давление основного потока воздуха;
- 2) проектировать установки на 70%- или 90%-ный кислород;

3) в случае обогащенного воздуха не свыше 70% O_2 применять прямоточный дефлегматор.

Необходимо немедленно приступить к проектированию и постройке опытного турбодетандера.

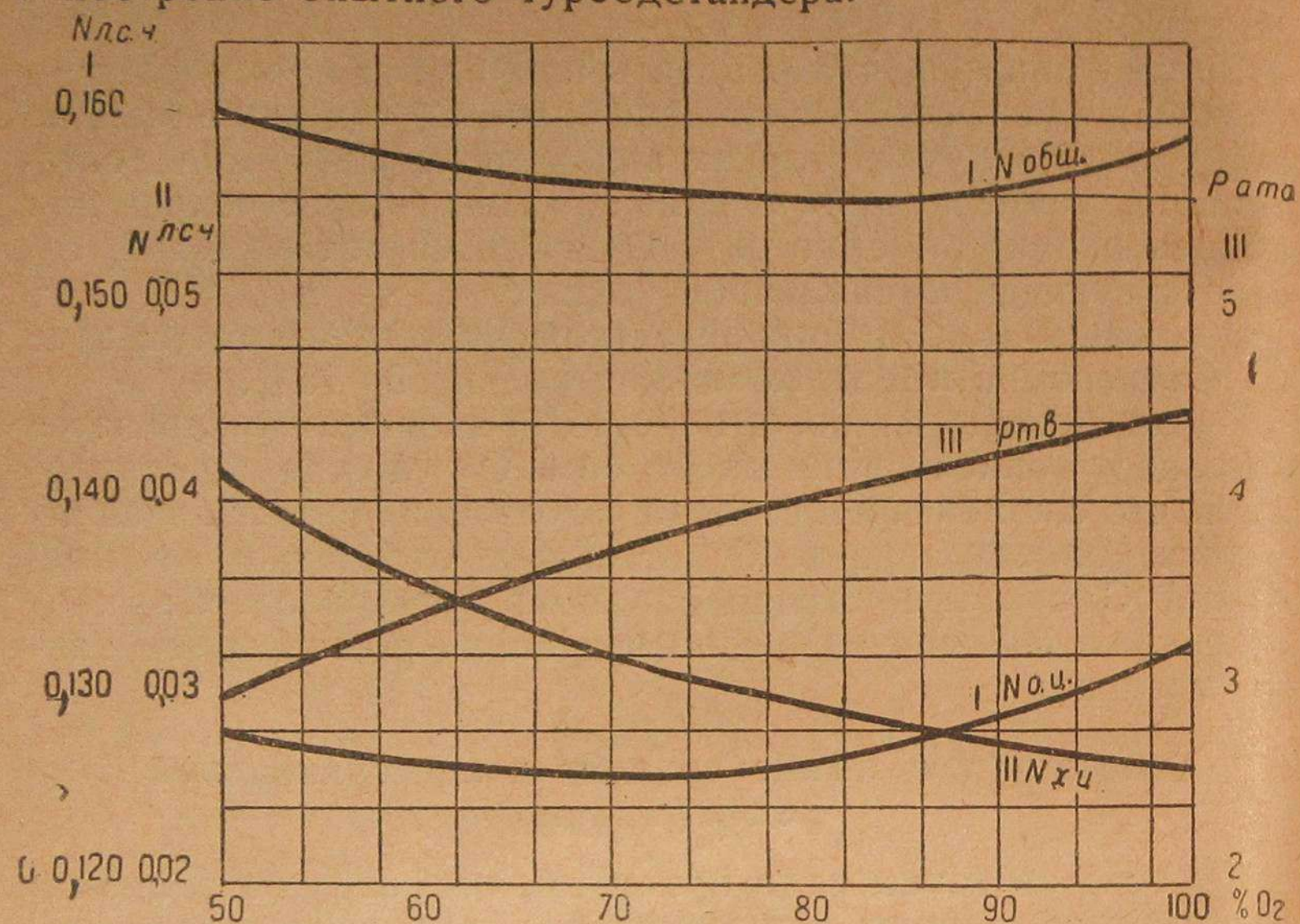


Рис. 11. График параметров и расхода энергии в зависимости от концентраций при полуторакратной ректификации:

$N_{лсч}$ — расход энергии на холод. цикл, $P_{атм}$ — давление, $N_{общ}$ — общий расход энергии, $N_{осн}$ — расход энергии на осн. цикл.

Установки Френкль-Линде дают возможность уменьшить стоимость обогащенного воздуха на 35% против цифр табл. 2, когда он получается путем разбавления чистого кислорода, добываемого в установках Линде.

Установки обогащенного воздуха Френкль-Линде являются громоздкими, сложными. Однако техника глубокого охлаждения еще не дала более рационального решения вопроса и потому усилия нашей технической мысли должны быть направлены к разработке более совершенного и простого процесса, далеко идущего вперед по своей экономичности.

НОВЫЕ ОПЫТЫ ПОЛУЧЕНИЯ ВЫСОКОКАЛОРИЙНОГО ГАЗА И АРОМАТИЧЕСКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИ КОКСОВАНИИ ТОРФА

Э. Э. Ивановский

В результате исследовательских работ, проведенных для Инсторфа проф. Франком¹, намечен способ получения из торфа высококалорийного газа для бытовых нужд путем высокотемпературной перегонки с последующим крекингом.

При описании этого способа² мы еще в 1932 г. указывали, что за отсутствием достаточных данных некоторые выводы сделаны на основании отчасти лабораторных опытов, проведенных в аппаратуре сравнительно небольшого размера, а отчасти путем аналогии с результатами для бурого угля. Это могло служить поводом к возникновению сомнений в надежности сделанных выводов и перспектив рационального использования торфа.

В настоящее время нами в Центральном Инсторфе (Москва) закончены крупно-лабораторные опыты, на основе которых, с учетом условий по возможности близких к заводским, уточнен целый ряд деталей и выявлены новые факторы, делающие процесс получения высококалорийного газа и хорошего металлургического кокса из торфа еще более многообещающим. Мы можем теперь более уверенно говорить о целесообразности немедленного внедрения в промышленность намеченного способа торфококсования с крекингом дегтя, приводящего к одновременному получению:

- 1) газа, вполне пригодного для бытовых нужд;
- 2) крепкого, металлургического кокса с меньшим содержанием серы по сравнению с обычным каменноугольным коксом;

¹ Опыты эти были проведены в Германии в 1930—1931 гг.

² Э. Э. Ивановский, Торфококсование с крекингом дегтя, Гостехиздат Украины, 1935 и Химия твердого топлива, 1932 г., VII—VIII, стр. 569.

3) бензольных углеводородов с большим выходом, чем из каменного угля.

Целью настоящей статьи является краткое ознакомление с характерными условиями и результатами проведенных нами крупно-лабораторных опытов, чтобы этим форсировать дальнейшие мероприятия к проведению в жизнь этого способа³.

Основной чертой этого способа является коксование торфа с влажностью 15% в вертикальной непрерывно-действующей камере с наружным обогревом, но с отъемом паро-газовой смеси не в верхней части, а в нижней. В результате этого, в зависимости от режима камеры, большая или меньшая часть дегтя крэкируется с образованием ценных компонентов газа—метана, непредельных и бензольных углеводородов.

Создать непрерывно-действующую лабораторную установку по причинам конструктивного характера не представилось возможным и мы проводили опыты в печах с периодической загрузкой, что имело впрочем и свои положительные стороны, так как позволяло изучать процесс по отдельным стадиям.

Коксование торфа и крэкинг проводились в цилиндрических печах с электрическим обогревом, расположенных одна под другой, причем коксовальная камера помещалась сверху. Таким образом отъем газа из коксовальной камеры происходил снизу, что в значительной степени устраняло крэкирование в ней самой, так как образующейся паро-газовой смеси не приходилось проходить через находящееся над коксом сильно нагретое пространство в стадиях коксования, когда уже имеет место сильная усадка.

Коксовальная камера имела диаметр 20 см и высоту в 1 м и позволяла загружать до 10 кг нормального размера торфяных кирпичей.

Крэкинг-камера была сделана размером 1 м × 15 см с расчетом, чтобы продолжительность соприкосновения паро-газовой смеси с коксом была величиной такого же порядка, как на заводской установке при непрерывном процессе. Весьма важным является то обстоятельство, что камера загружалась кусками кокса такой же величины и формы, какими они будут получаться в производстве при коксовании торфяных кирпичей нормального размера. Таким образом от-

³ Детальное изложение результатов мы предполагаем дать в специальном труде.

ношение объема свободного пространства между кусками кокса к его реагирующей поверхности было таким же, как в заводских условиях, что не имело места в опытах проф. Франка. Крэкинг-камера была нами сконструирована с учетом возможности давать различную по высоте интенсивность нагрева. Для этой цели окружающий крэкинг-камеру шамотовый цилиндр заключал в себе три отдельные системы обогревающих спиралей, находящихся в вертикальных желобах, открытых со стороны крэкинг-камеры: это давало возможность хорошо поддерживать температуру камеры с помощью автоматического терморегулятора.

Паро-газовая смесь проходила после дегтеприемника через электрофильтр и сосуд с активированным углем для поглощения легких углеводородов.

Всего нами проведено 87 опытов, давших обильный, поддающийся четкому сопоставлению материал.

Серия опытов была посвящена изучению оптимального температурного режима коксования без крэкинга и выяснению условий выделения дегтя, подсмольной воды и газа. Коксование проводилось по различным температурным кривым. Часть опытов коксования была проведена с подвешенными в центре камеры торфяными кирпичами, которые таким образом подвергались нагреванию без соприкосновения с раскаленными стенками камеры. Эти опыты имели целью косвенным образом выяснить, не влияет ли соприкосновение с раскаленными стенками камеры неблагоприятно на качество кокса. Результаты опытов исключают это предположение, так как и в случаях полной загрузки камеры кокс получался такого же качества.

В результате опытов коксования без крэкинга найдены благоприятные режимы, приводящие к получению кокса высокого качества. Общий период сухой перегонки торфа до 800° применительно к заводским условиям равен 9—10½ час. Следует отметить, что в период наиболее сильного выделения влаги торфа и воды разложения, а также дегтя, т. е. примерно в пределах температуры 300—500°, нагрев производится с замедлением. Очень быстрый, трудно осуществимый в заводских условиях нагрев коксуемого материала с целью крэкирования (в периферической части коксуемого куска) дегтя, выделяющегося из центральной части куска, не приводит к получению более крепкого кокса.

Так как рассматриваемый нами процесс торфококсования с крэкингом протекает всегда в присутствии большего или

меньшего количества водяного пара (из влаги торфа и воды разложения), причем последний реагирует с коксом различно, в зависимости от разных факторов, то оказалось необходимым изучить отдельно и реакцию водяного пара с коксом. Подробное изучение этой реакции проводилось при температуре 750°, признанной после целого ряда опытов наиболее благоприятной для крекинга.

Для выяснения результата крекинга в отношении получаемого газа необходимо было знать количество и состав водяного газа, образующегося в зависимости от различных факторов.

Основными моментами, подлежащими изучению, были следующие:

1) изменение активности торфяного кокса по отношению к водяному пару в зависимости от количества пропущенного пара;

2) влияние количества вводимого в камеру в единицу времени пара на состав газа и его выход;

3) установление количества прореагировавшего пара в процентах от введенного;

4) действие пара на различные по высоте зоны коксового слоя;

5) влияние разбавления водяного пара инертным газом на течение реакции.

Проведенное в таком виде исследование реакции водяного пара с кусками кокса, однородными с взятыми для реакции крекинга, позволяло с гораздо большей точностью элиминировать результаты реакции водяного газа и установить путем вычитания из общей продукции газа количества коксовального и водяного газа, количество образовавшегося крекинг-газа. Под этим термином мы имеем в виду газ, образовавшийся в результате всей сложной совокупности явлений: крекинга, гидрирования и конденсации. Относящиеся сюда подсчеты конечно в некоторой степени условны в силу невозможности учета всех условий опыта, также потому, что водяной пар реагировал, не только с загруженным в крекинг-камеру коксом, но также и с углеродом, образовавшимся в результате реакций крекинга. Однако степень активности углерода крекинга в данном случае была неизвестна.

Так как в непрерывнодействующей камере водяной пар приходит в соприкосновение с коксуемым материалом, проходящим все стадии нагрева до конечной температуры 750—800°, то изучалось действие водяного пара и при этих

условиях. Установлено, что заметное взаимодействие водяного пара с полукоксом в момент его образования начинается при температуре около 600°.

Мы не приводим в настоящей статье подробных результатов опытов по изучению реакции водяного пара с коксом—это привело бы к излишним в данном месте деталям,— а ограничиваемся только главнейшими.

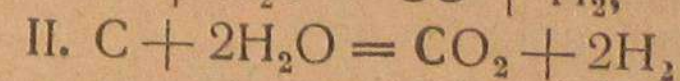
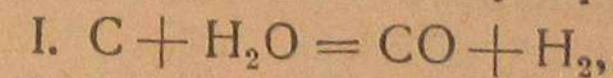
Активность торфяного кокса при пропускании над ним водяного пара при 750° падает довольно сильно. При скоростях пропускания пара, соответствующих продолжительности соприкосновения около 10 сек., количество прореагировавшего пара по отношению к введенному падает через 3½ часа с 47,5% до 41,9%. Характерно, что процент прореагировавшего пара остается примерно таким же (48,0 и 47,5) при разбавлении пара количеством азота, уменьшающим в 2 раза продолжительность соприкосновения пара с коксом.

Действие пара на различные по высоте зоны коксового слоя проявляется одинаково в случае введения чистого водяного пара и при разбавлении его азотом, как видно из приведенного сопоставления.

	Пар, без разбавления азотом	Пар, разбавленный азотом
Убыль в весе верхних кусков кокса	51,0%	52,6%
Убыль в весе нижних кусков кокса	4,1%	3,2%

Для кусков, расположенных между верхним и нижним слоями, получаются промежуточные значения.

Состав полученного водяного газа зависит от температуры, активности кокса и количества пропущенного в единицу времени пара. По мере понижения температуры, уменьшения активности кокса и увеличения количества введенного в единицу времени пара из двух реакций



в процессе увеличивается участие второй реакции.

Количественное соотношение между компонентами водяного газа—углекислотой, окисью углерода и водородом—

при всех наших опытах очень хорошо соответствовало теоретическому, т. е. на каждый объем углекислоты приходилось 2 объема водорода, а на 1 объем окиси углерода 1 объем водорода. Таким образом в каждом отдельном случае мы могли судить по составу газа о количественном соотношении этих двух реакций.

Количество образующегося метана несколько менялось в зависимости от условий опыта и составляло около 2% (по объему).

На основании проведенного исследования реакции водяного газа мы могли для опытов коксования с крекингом определять в каждом отдельном случае состав образующегося водяного газа. Базируясь на объеме прореагировавшей воды, мы вычисляли количество всего водяного газа и отдельных компонентов, что давало возможность определять состав и выхода крекинг-газа. Эти величины наглядно определяли эффективность проведения процесса крекинга.

Процесс крекинга дегтя изучался нами при температурах от 650 до 850° при разнообразных условиях подачи пара, различной продолжительности крекинга и варьировании высоты коксового слоя. Однако при всех опытах мы придерживались основного правила—не отклоняться от условий, возможных при проведении процесса на непрерывнодействующей заводской установке.

Кроме опытов, в которых температура крекинг-камеры поддерживалась одинаковой по всей высоте, мы в серии опытов поддерживали постоянную разность температур в верхней и нижней частях слоя кокса крекинг-камеры, вследствие чего деготь подвергался весьма постепенному крекингу, что дало очень благоприятные результаты. Следует отметить, что в непрерывнодействующей установке будет иметь место именно такой крекинг с постепенным повышением температуры.

Нами проведен также ряд опытов крекирования в две стадии—сперва над коксом, помещавшимся в верхней части камеры, затем в пустом пространстве той же камеры. Вводя такой способ крекинга, можно было рассчитывать на оптимальные условия образования ароматических углеводородов.

Рядом работ, проведенных за последние годы⁴, подтверждается образование ароматических углеводородов из углеводородов с открытой цепью⁵. Оно протекает в две стадии:

⁴ Frey и Nepp, Ind. and Eng. Chem., 282 (1932).

⁵ Такие углеводороды присутствуют в значительной степени в продуктах крекинга толяного дегтя.

через кратковременную эндотермическую реакцию распада на низшие парафины и олефины и более длительную экзотермическую реакцию синтеза ароматических углеводородов. Кроме того применение способа крекинга должно повести к дальнейшему улучшению качества кокса, так как время соприкосновения водяного пара с коксом будет менее продолжительным.

Опыты подтвердили наши предположения; наилучшие суммарные результаты по газу, легким углеводородам и коксу получались именно при крекинге в две стадии и постепенном повышении температуры.

Поставленные нами опыты крекинга в пустой камере показали нецелесообразность этого метода. Во-первых, в крекинг-камере происходит, даже при введении значительного количества пара, всегда довольно обильное отложение смоляного кокса, которое в заводских условиях должно повести к нежелательному уменьшению теплопроводности стенок камеры и к перерывам в работе для его удаления. Во-вторых, такой крекинг сопровождается образованием весьма густого пекообразного дегтя, залепающего соединительные части аппаратуры; очевидно составные части дегтя, идущие на цементацию кокса при крекинге над ним, в данном случае остаются в дегте. И наконец для проведения достаточного крекинга потребовалась бы камера очень большой емкости. При температуре 800° и вдвое большей продолжительности получается менее сильный крекинг, чем при 750° над коксом. При температуре же 850° происходит уже значительное разрушение самого ценного компонента газа—метана.

В результате всех проведенных опытов установлено несколько оптимальных режимов, как бы конкурирующих между собою в отношении отдельных благоприятных факторов. При одном режиме получен максимальный выход ароматических углеводородов, но несколько более низкий эффект в отношении газа. При другом—наоборот. Однако эти расхождения невелики: максимальный выход ароматических углеводородов составляет для двух опытов 1,77% и 1,74% на абсолютно сухой торф, выхода же их при оптимальных результатах для газа—1,63% и 1,50%. Выхода ароматических углеводородов приведены на основании пересчета по процентному содержанию их в легких углеводородах, поглощенных из газа активированным углем (в легких углеводородах содержится в среднем около 90% ароматических).

Проведенные опыты дают возможность установить в общих чертах следующие оптимальные условия крекинга дегтя.

Из двух основных факторов — температуры и продолжительности крекинга — более важным является первый. Изменение температуры гораздо более значительно отражается на результатах крекинга, нежели его продолжительность. При этом следует заметить, что повышение или понижение температуры кокса, являющегося сильным крекинг-катализатором, влияет гораздо резче на результаты, чем соответствующее изменение температуры пустого пространства в камере.

Наиболее благоприятной температурой кокса крекинг-зоны мы считаем 725—750° при продолжительности от 3 до 5 сек.

Колебание температуры пустого пространства крекинг-камеры от 750 до 800° (в случае крекинга в две стадии) сравнительно мало отражается на результатах. При температурах кокса крекинг-зоны ниже 725°, т. е. порядка 650—700°, имеет место недостаточное температурное воздействие, вследствие чего понижаются выходы крекинг-газа, а также ароматических соединений (при 700° выход ароматических соединений составляет 1,11% на абсолютно сухой торф). При температуре кокса крекинг-зоны 800° и несколько большей продолжительности крекинга выходы ароматических углеводородов резко падают, до 0,56% на абсолютно сухой торф: при этом наблюдается сильное расщепление метана и непредельных углеводородов; участие реакции водяного газа становится очень значительным, что приводит к дальнейшему понижению теплотворной способности газа и сильному разъеданию кокса. При 800° только 12,3% углерода дегтя идет на образование ценных компонентов газа. При найденных же нами оптимальных режимах около 83% углерода дегтя удалось перевести в газ в виде наиболее ценных компонентов — ароматических углеводородов, метана и непредельных углеводородов. Если учесть, что часть углерода дегтя связана с кислородом (кислорода в торфяном дегте содержится около 10%) и идет также на образование CO₂ и CO, то реакцию превращения дегтя в ценные компоненты газа приходится признать весьма совершенной.

Из большого количества опытов, дающих хорошо сравнимые между собою результаты, приводим только наиболее характерные. К ним относятся опыты № 62, 61 и 79 с тем-

пературой крекинга соответственно 700, 750 и 800°, при средней продолжительности крекинга 3—5 сек. (см. табл. 1, 2 и 3).

Для опытов был взят типичный для коксования верховой торф со степенью разложения 35—40%; влажность торфа во всех опытах около 15%.

Таблица 1

		№ опытов	62	61	79
		Температура крекинга	700°	750°	800°
Выход на 100 г абсолютно сухого торфа	Кокса в коксовальной камере		39,0	38,2	38,7
	Расход кокса в крекинг-камере		1,6	3,5	8,7
	Общий выход кокса		37,4	34,7	30,0
	Дегтя безводного		3,8	3,5	0,8
	Легких углеводородов		1,53	1,81	0,58
	Газа сырого (при 0° и 760 мм) м ³ /т		429	662	1 070
	„ отмытого от CO ₂ до содержания ее в 5%		334	552	1 008
	CO ₂		26,1	20,7	10,5
	C _m H _n		5,0	2,8	0,5
	Состав газа в %	O ₂		0,7	1,0
CO			14,7	17,3	30,7
H ₂			31,5	41,1	48,1
CH ₄			17,1	12,6	5,6
C ₂ H ₆			0,9	0,0	0,0
N ₂			4,0	4,5	4,1
Высшая теплотворн. способность сырого газа			4 124	3 504	3 045
Высшая теплотворн. способность газа с 5% CO ₂			5 290	4 200	3 230

В табл. 1 отражены характерные для повышения температуры крекинга явления: уменьшение общего выхода кокса и дегтя и повышение выхода газа.

При температуре крекинга 700° получается газ с очень высокой теплопроизводительностью, но со значительно меньшим выходом. Путем разбавления водяным газом, получаемым в отдельном газогенераторе, выход газа мог бы быть значительно повышен при доведении его теплотворной способности до 4000 кал, что является нормой для хорошего бытового газа. Однако в интересах получения из газа более высокого выхода ароматических углеводородов рациональнее остановиться на несколько более высокой

температуре крекинга 725—750°, что видно из сопоставления результатов, приведенных в табл. 2.

Таблица 2

№ опытов	Температура крекинга		
	62	61	79
Выход легких углеводородов на абс. сух. торф в %	1,53	1,81	0,58
В них ароматических углеводородов в вес. %	72,6	87,5	96,6
Выход " " " " на абсол. сух. торф в %	1,11	1,58	0,56

Следует отметить, что при пересчете на израсходованный деготь и газовый бензин коксовального газа (состоящий почти полностью из непредельных соединений) выход ароматических углеводородов, поглощенных из газа, составляет для опыта № 61 17,2%. Это примерно соответствует лучшим результатам крекинга нефти с целью получения ароматических углеводородов.

Заслуживает также внимания сопоставление соотношений между выходами коксовального, водяного и крекинг-газа в объемных единицах и калориях, а также оценка процесса в отношении образования из дегтя газового бензина и коксовального газа наиболее ценных компонентов газа.

Из табл. 3 видно, что температурная область между 700 и 750° является вполне благоприятной для превращения дегтя в печные компоненты газа; при температуре же крекинга в 800° происходит резкий сдвиг в сторону ухудшения результатов. Это особенно видно из чисел последнего горизонтального ряда. В то время как при температурах от 700 до 750° 83% углерода дегтя и газового бензина расходуется на образование самых ценных компонентов газа — метана, непредельных и ароматических углеводородов, — при 800° на образование их идет только 12%. Высокий выход крекинг-газа не свидетельствует о благоприятном течении процесса при 800°, так как этот газ, являясь продуктом уже вторичных превращений, сопровождаемых глубоким распадом до углерода, имеет низкую теплотворную способность, равняющуюся согласно подсчетам всего

Таблица 3

№ опытов			62	61	79
Температура крекинга			700°	750°	800°
Выход на 1 кг абс. сухого торфа	Коксовального газа	норм. литр	215	215	197
	водяного " " " "	"	172	343	679
	крекинг-газа	"	42	104	193
Количество калорий в газе, образовавшемся из 1 кг абс. сухого торфа	в коксовальном газе	кал	702	702	695
	" водяном " " " "	"	437	917	1 848
	" крекинг-газе	"	631	699	712
Перешло углерода дегтя в газ:	на образ. CH_4 и C_mH_n	на 100 г абсол. сухого торфа в %	4,06	4,03	0,64
	" " легких углеводородов		1,38	1,63	0,52
	на образ. всех наиболее ценных компонентов газа		5,44	5,66	1,16
Всего израсходовано углерода дегтя и газового бензина коксовального газа			6,57	6,85	9,33
Всего израсходовано углерода на наиболее ценные компоненты крекинг-газа (в % от израсходованного углерода дегтя и газового бензина)			82,9	82,8	12,3

3660 кал; для крекинг-газа, образующегося при температуре 700—750°, мы имеем величины порядка 10 000 кал.

Что касается кокса, то качество его при коксовании с последующим крекингом остается примерно таким же, как при простом коксовании.

По сопротивлению раздавливанию кубики из кокса, над которым проводился крекинг дегтя, показали даже большие числа, нежели кубики из кокса, полученного при простом коксовании. Для первого, как среднее из большого числа определений, получено 220 кг/см², а для простого, полученного нами торфяного кокса — 180 кг/см².

Может возникнуть вопрос, будут ли описанные процессы протекать в непрерывнодействующей камере с такими же благоприятными результатами, как в наших опытах в ка-

мерах с периодической загрузкой. Подробное сопоставление условий опытов в обоих типах аппаратуры и рассмотрение результатов показывает, что в непрерывнодействующей аппаратуре условия могут быть более благоприятными прежде всего за счет более равномерного течения процесса крекинга*.

Считаем весьма важным заострить еще раз внимание на необходимости немедленного разрешения в крупном масштабе вопроса об искусственной подсушке торфа до 15%. Пользование торфом такой влажности представляет некоторое усложнение для проведения способа торфококсования с крекингом. Однако нужно полагать, что подсушка окажется целесообразной, тем более что принципиально гораздо рациональнее подсушивать торф с использованием дешевого тепла в сушилке, чем в дорогостоящей коксовой печи с израсходованием высокотемпературного тепла, понижая в то же время пропускную способность камеры.

Вопрос о вымывании углекислоты из газа водой под давлением можно на основании многих данных считать разрешенным. Этот способ применяется уже в широком масштабе и лишь в незначительной степени увеличивает стоимость газа.

Расход тепла на обогрев камер, составляющий при температуре крекинга 800—850° (предложенной проф. Франком) около 850 000 ккал на тонну торфа, значительно снизится при применении более низких температур крекинга порядка 725—750°, с последующим дококсованием до 800° в той же камере, но ниже отъема паро-газовой смеси.

Расход тепла удалось бы еще более снизить при условии разработки конструкции агрегата, в котором одновременно протекал бы процесс интенсивной „подсушки“ торфа, т. е. точнее его слабого бертинирования при температурах около 250°, и коксования с крекингом при отдельном отъеме паро-газовой смеси, образующейся в обоих случаях. Это мероприятие привело бы к сильному повышению пропускной способности коксовально-крекинговой печи.

Путем отдельных опытов нами установлено, что возможно проведение процесса бертинирования с очень незначительными потерями дегтя и ценных компонентов газа при полном удалении влаги торфа, частичном удалении воды разложения и удалении почти 50% углекислоты коксовального газа.

Все приведенные факты и соображения свидетельствуют о том, что вопрос о внедрении в промышленность способа торфококсования с крекингом дегтя созрел настолько, что необходимо уже перейти к сооружению опытно-промышленной установки, предварительно наметив месторасположения стрoительств крупных промышленных заводов в районах с широкими возможностями сбыта высококалорийного бытового газа, металлургического высококачественного кокса и ароматических углеводородов, полученных на базе местного топлива — торфа.

* Этот вопрос будет рассмотрен нами в специальном труде.

ДОМЕННАЯ ПЕЧЬ НА НИЗКОСОРТНОМ ГОРЮЧЕМ КАК ГЕНЕРАТОР ГАЗА БОЛЬШОЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

Инж. А. П. Вавилов

Использование доменного (колошникового) газа началось несколько десятков лет тому назад.

На крупных металлургических заводах доменный газ играет большую роль в общем топливном балансе завода. Однако газовая сторона доменного производства всегда оставалась в тени.

Исторический ход развития доменного дела выдвинул два основных вида концентрированного горючего: древесный уголь—продукт сухой перегонки древесины и каменноугольный кокс—продукт такой же перегонки каменного угля.

Работа доменной печи на этих видах горючего дает следующие показатели по газу при расходе на тонну чугуна 7—8 м³ древесного угля или 0,9—1,2 т кокса.

Газ доменный	На 1 т чугуна м ³	Теплотворн. способность кал/м ³
При древесноугольном процессе	3 600—3 800	950—1 100
При коксовом процессе	3 800—4 000	900—950

Проф. И. А. Соколов приводит анализы Надеждинского завода, газ древесноугольных печей которого (при употреблении в плавку значительных количеств головней и копытника, т. е. древесины, не подвергшейся полному обжигу) дает теплотворную способность до 1 400 кал/м³.

РОЛЬ ДОМЕННОГО ГАЗА НА МЕТАЛЛУРГИЧЕСКИХ ЗАВОДАХ

Доменный процесс, расходуя 25—30% своего газа на подогрев дутья в воздухонагревателях, вносит с дутьем в печь до 20% общего прихода тепла доменной печи.

На небольших доменных заводах остатки газа обычно используются под котлами, паром которых работают воздухоудные и подъемные машины.

В 1904 г. на Н.-Сергинском заводе (средний Урал) был поставлен первый в России газовый двигатель на доменном газе.

В 1908—1909 гг. были поставлены на Надеждинском заводе (Северный Урал) газозоудовки и газодинамо на доменном газе. Примерно к этому же времени относится установка на доменном газе мощной газозоудовки в Дружковке.

В 1912 г. на Надеждинском заводе, впервые в истории мартенования, мартеновские печи начали работать на одном доменном газе.

В годы послевоенной разрухи одна домна Надеждинского завода и одна домна Рыковского завода в течение ряда месяцев работали как генераторы без металлургического процесса.

Все эти отрывочные, крайне неполные, сведения достаточно характеризуют роль доменного газа в топливном балансе металлургических заводов.

РОЛЬ МЕСТНОГО ТОПЛИВА

До революции удельный вес местных топлив (бурых углей, торфа, сланцев) в общем топливном балансе был совершенно ничтожен. Только после революции добыча местных топлив получила весьма широкое развитие, и в настоящее время добыча бурых углей, торфа и сланцев измеряется десятками миллионов тонн. Однако и этот уровень для нашего социалистического хозяйства недостаточен. Об этом говорят решения XVI и XVII партсъездов, требующие дальнейшего развертывания добычи местных топлив, создания на их базе крупной химической промышленности и развития газификации.

Известно, что ряд доменных печей в Шотландии работал на местных некоксуемых каменных углях. На домнах Форденберга (Австрия) производились попытки применения воздушно-сухого торфа. Сулинский завод начал работать на антраците. Две домны в Чили (у Вальпорайзо) работали на необугленных дровах. В Надеждинске производились опыты работы на настиле углевыжигательных печей и воздушно-сухих дровах. На Кулебакском и Выксунском заводах, после ряда попыток частичной замены древесного угля воздушно-сухим торфом и пилеными воздуш-

но-сухими дровами, в 1923 и 1924 гг. домны работали на одном торфе.

Надеждинский завод на протяжении ряда лет производил попытки частичной замены обычного доменного горючего сырым богословским бурым углем.

В 1913 г. на Богословских коях была сооружена небольшая опытная установка для брикетирования местных бурых углей с тем, что полученные на ней брикеты должны были идти в доменные печи Надеждинского завода. В течение ряда лет брикеты, как незначительная примесь к обычному горючему, действительно шли на домны Надеждинска. А в 1929 и 1930 гг. на тех же домнах проводились опытные плавки на одних брикетах (без добавки какого-либо другого горючего) и дали положительные результаты.

Во всех указанных выше случаях горючее шло в естественном воздушно-сухом состоянии, не подвергаясь предварительно термической обработке. Только в последнем случае с брикетами из бурого угля дело обстояло несколько иначе, так как бурый уголь предварительно (правда не всегда) подвергался полукоксованию.

Таким образом процессы сухой перегонки горючего или нацело, или в большей своей части проходили непосредственно в доменной печи.

Следствием этого в первую очередь было увеличение количества газов и во вторую—повышение теплотворной способности их. Конечно за счет увеличения летучих в горючем, естественно, уменьшалось количество твердого углерода на единицу горючего, сгорающего в горне доменной печи. Поэтому на единицу чугуна приходилось затрачивать увеличенные весовые количества этого необугленного горючего и производительность печи по металлу должна была сокращаться. В то же время производительность по газу увеличивалась, равно как увеличивалась и теплотворная способность газа.

Именно эти обстоятельства и получают специальное значение, когда мы начинаем рассматривать домну как агрегат, производящий газ.

ДОМЕННАЯ ПЛАВКА НА ТОРФЕ

Способность известных видов торфа при термической его обработке коксоваться (не рассыпаясь, а давая хороший кусковой материал) давно уже заставила доменных техников обратить свое внимание на торф.

По отрывочным сведениям уже в XVIII столетии немецкие техники впервые пытались применить торфяное горючее для выплавки чугуна в доменных печах.

Попытки применения торфа как доменного горючего в Форденберге относятся к 1870-м годам, а систематическая работа на смеси древесного угля с торфом и дровами на домне Кулебакского завода протекала в период с 1913 по 1918 гг.

В сентябре 1922 г. на Выксунском заводе в домне с полезной высотой в 17,4 м и полезным объемом в 115 м³ начинает производиться частичная замена древесного угля воздушно-сухим машиноформовочным торфом.

В январе 1923 г. на Выксе задувается вторая доменная печь и задувается домна в Кулебаках, для которой был запас древесного угля всего на четыре месяца.

С января 1923 г. на Выксе начинаются первые опыты работы на одном торфе. Ведутся они с большой осторожностью, и 18, 21 и 23 марта 1923 г. впервые в истории металлургии чугун выплавляется на одном торфе.

На домне Кулебак с первых дней ее задувки вводится как примесь к древесному углю торф, и 23 марта выплавляется первый чугун на одном торфе.

Доменная печь Кулебакского завода проработала в эту кампанию с 15 января 1923 г. по 24 апреля 1924 г., за вычетом всех простоев, 428 суток и из них на 100% торфа 204,5 суток. Остальные 223,5 суток печь работала на различных вариантах смеси древесного угля с торфом, причем количества того и другого в смеси были в большинстве случаев обусловлены транспортными условиями в зависимости от доставки их железной дорогой. Всего было выплавлено чугуна 14580 т, в том числе на 100% торфа—6698 т.

Опыт работы домны Кулебакского завода на смеси древесного угля в течение ряда лет и опыт ее работы на одном торфе дали выработанные практикой соотношения расхода торфа и древесного угля на единицу чугуна: 1 м³ торфа (при 25% влаги) равноценен 0,55 м³ древесного угля.

Это дает возможность рассчитать, что Кулебакский завод, израсходовав в 1923—1924 гг. 64000 м³ торфа, сэкономил 35200 м³ древесного угля, или в переводе на дрова 54000 м³ древесины. Для получения такого количества дров завод должен был бы вырубить 216 га леса.

Вся указанная выше работа на одном торфе как на Выксе,

так и в Кулебаках велась на стружке, а на руде плавка была проведена с 11 по 26 мая 1925 г. на Выксунском заводе, дав показатели по расходу торфа на единицу чугуна от 3,28 до 4 единиц.

Если в самом начале попытки применения торфа для доменного дела преследовали только узкие цели замены торфом дефицитного горючего, то в последние годы во весь рост встал вопрос комплексного использования торфа в условиях доменного процесса.

Еще в 1925 г. покойный инж. П. М. Вавилов, инициатор работ на торфе (с 1913 по 1924 г.), в одном из своих докладов говорил: „Центр тяжести моего открытия я вижу в том, что торф превращается в газ прекрасного качества. Мне представляется совершенно очевидным, что центральную электростанцию, работающую на торфе, надо установить в виде доменного завода. Газ этих домен после его очистки, а может быть и после извлечения из него разных химических продуктов, нужно утилизировать в газовых двигателях“*.

И действительно, приведенные в табл. 1 анализы колошникового газа (доменного производственного) при работе домны на торфе достаточно ярко говорят об их качестве.

Таблица 1

Завод	Состав газа в %						Количество газа на 1 т металла в м ³
	CO ₂	CO	CH ₄	H ₂	C _n H _m	N ₂	
Кулебаки	10	28	3,75	14	0,5	46	} 5 500
Выкса	12	26	не определялся	10	1,5	50	
Косая Гора	10—12	28—30	2,4—3,4	9—10	0,3—0,8	44—48	

Увеличенные количества газа на единицу выплавляемого чугуна и повышенная теплотворная способность газа по сравнению с газом доменных печей, работающих на обычных видах доменного горючего, объясняются высоким содержанием летучих в торфе, уходящих в газ при процессах сухой перегонки торфа в самой доменной печи.

* Из доклада на Всес. съезде металлургов, 1925 г.

Это и обогащает газ горючими составными частями—метаном, тяжелыми углеводородами, водородом и соответственно снижает в нем содержание инертной части—азота.

Работа доменных печей Выксы и Кулебак совершенно определенно доказала это положение. Но, с одной стороны, малые размеры этих доменных печей, а с другой стороны, работа их на стружке, а не на руде, побудили провести в 1932 г. опытную плавку на домне № 2 Косогорского завода.

Для сравнения приводим основные размеры этих доменных печей.

Таблица 2

Основные размеры	Доменные печи		
	Кулебак	Выксы	Косые Горы
Диаметр горна (в мм)	1 500	2 250	3 400
Высота	900	1 200	2 700
Высота заплечиков	3 750	3 000	4 200
Диаметр распара	3 750	3 700	5 780
Высота цилиндрич. распара (в мм)	1 900	—	1 700
Диаметр колошника (в мм)	2 700	2 500	3 920
Полезная высота печи	16 050	17 400	20 200
Полезный объем печи (в м ³)	113	115	348

Работа косогорской домны в основном подтвердила данные Выксы и Кулебак, и в частности значение домны как мощного газогенератора получило неопровержимые доказательства.

Кроме того в то время как работа Выксы и Кулебак только указала на выделение из домны вместе с газом значительных количеств смол, работа на Косой Горе установила, что вместе с газом выходит от 4 до 5% смол (от веса загружаемого в домну рабочего торфа с влажностью 30%).

Таким образом косогорская опытная плавка окончательно подтвердила комплексное значение доменной плавки на торфе, в результате которой получают чугун, газ и смолы.

Техно-экономический разбор (конечно относительно приближенный) указывает, что ни один из этих продуктов плавки не должен ставиться в подчиненное по отношению к другим положение, т. е. ни один из них не может счи-

гаться побочным продуктом и целью плавки должно быть получение всех этих продуктов с соблюдением только одного основного условия: правильного хода доменного процесса.

Правильность хода доменного процесса создает оптимальные условия для прохождения как металлургических процессов, так и процессов швелевания торфа, т. е. для образования газа. Если же в отношении получения смол может оказаться желательным ввести те или иные видоизменения процесса, то только практика сможет дать ответ о характере и целесообразности этих изменений.

Газовая сторона доменной плавки на торфе заставила искать дополнительных способов обогащения газа, т. е. получения газа более высокой теплотворной способности. Такое обогащение газа в первую очередь конечно могло идти за счет сокращения количества содержащихся в нем инертных составных частей, т. е. главным образом азота и частично углекислоты. Поэтому в июне 1933 г. на доменной печи Чернореченского химического завода была проведена опытная доменная плавка на торфе и обогащенном кислородом холодном дутье.

С этого момента доменный процесс на торфе начинает рассматриваться главным образом только как процесс газификации торфа с жидким шлакоудалением с попутным получением мегалла и в известной мере также и смолы.

Результаты анализов колошникового газа при работе домны на торфе с обогащенным кислородом дутьем показаны в табл. 3.

Таблица 3

Дутье в %	Состав газа в %						Высшая теплотвор. способн. по Юнкерсу в кал/м ³	Выход газа на тонну возд. сухого торфа в м ³
	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	C _n H _m	N ₂		
O ₂								
40—42	12,9	44,3	11,6	3,9	1,1	26	2 260	1 100
49	11,4	47,5	11,7	4,9	1,0	22,3	2 440	1 000
55—58,5	13,1	51,0	14,9	4,5	0,9	16,3	2 630	930

Такой газ, являясь прекрасным промышленным горючим, не может однако рассматриваться как пригодный для

бытового потребления и дальнейшей передачи. Увеличение концентрации кислорода в дутье создает условия уплотнения тепла (концентрации жара) в горне печи, а это, в свою очередь, создает необычные для доменного процесса условия, благоприятные для восстановления трудновосстановимых элементов (кремний и марганец). В результате опытной плавки на Чернореченском химическом заводе в 1934 г. были получены ферросилиций с содержанием кремния до 20% и ферроманган с содержанием 78% марганца (марганцовая руда 2-го сорта). Кроме того был получен силикоманган с одновременным содержанием кремния в 11—18% и марганца в 63—72%. Сравнительные количественные данные работы домны на торфе на обычном воздушном и на обогащенном кислородом дутье приведены в табл. 4.

Таблица 4

Показатели	Обычное подогретое дутье, чугуи переделн.		Обогащенное кислородом холодное дутье, чугуи литейн. Черноречье	
	Выкса	Косая Гора	40% O ₂ 1 100	60% O ₂ 900
Расход торфа на единицу чугуна	3,28—4,0	3,75—4,0	6,0—6,5	
В переводе на торфокочк	1,05—1,2	1,12—1,2	1,8—1,95	
На м ³ полезного объема печи сгорает торфа в сутки в т	1,4	1,1	1,5	
Газа на т торфа в м ³ .	1 375	1 375		
Теплотворная способность газа в кал/м ³ .	1 400—1 500	1 400—1 500	2 000—2 100	2 400—2 500

Лабораторные исследования дают следующий состав смолы* (на абсолютно сухую смолу):

Карбоновых кислот	4,27%
Фенолов	6,25%
Оснований	0,80%
Асфальтенов	9,00%
Нейтральных масел	45,00%
В том числе восков	9,02%
„ „ „ парафинов	4,53%

* Проведены в Менделеевском ин-те под руков. проф. Д. В. Нагорского.

Состав подсмольных вод следующий:

Воды	75,00%
Сухого остатка	9,36%
Карбоновых кислот	11,34%
Фенолов	2,32%
Нейтральных масел	1,98%

Приведенные нами анализы с достаточной убедительностью говорят о большом значении в будущем „побочного продукта“ доменной плавки на торфе—смолы.

Серьезное значение приобретает очистка подсмольных вод. Помимо возможности извлечения фенолов и других ценных продуктов очистка подсмольных вод может и должна рассматриваться также с точки зрения обязательного их обезвреживания.

Стоимость различных видов газа в коп. за 1 000 кал франко-цех согласно расчетам промзадания Коломенского газодоменного комбината рисуется в следующих цифрах:

Таблица 5

Ферросилиций		Литейный чугун		Газодомен. без металлургического процесса		Смешанный газ	Двойной водяной газ
40% O ₂	60% O ₂	40% C ₂	60% O ₂	40% O ₂	60% O ₂		
0,195	0,236	0,492	0,536	0,836	0,914	0,643	0,708

РАБОТА ДОМЕННОЙ ПЕЧИ НА БУРЫХ УГЛЯХ

Одним из основных требований, предъявляемых к горючему для доменной плавки (а стало быть и для получения газа), является его кусковатость и способность сохранять свою форму, не подвергаясь значительному растрескиванию и рассыпанию при высоких температурах в нижних горизонтах доменной печи.

Другим условием является сопротивление горючего на излом, раздавливание и истирание. От этого зависит главным образом высота доменной печи, а стало быть и вообще ее размеры.

Третьим, не менее важным условием является чистота горючего в отношении вредных примесей—серы и фосфора. Если доменный процесс рассматривать даже с точки зрения только газификации горючего, то повышенное содержание серы в последнем также нежелательно ввиду образования в газах значительного содержания ее окислов. В этих случаях необходимо ставить специальные установки по очистке газа от серы.

Попытки применения бурого угля в доменных печах

В доменные печи Надеждинского завода совместно с древесным углем вводилось некоторое количество бурого угля Богословских копей. Одновременные присадки его в добавку к топливной колоше временами доходили до 25% по весу основного горючего.

Попытки применения бурых углей в их естественном состоянии показали одну существенную особенность в работе доменных печей—замедление хода печи.

В отношении металлургического эффекта они желаемых результатов не дали, и хотя бы чуть заметного снижения основного горючего добавкой бурого угля достигнуто не было.

Кроме замедления хода доменных печей при употреблении в шихту богословского бурого угля наблюдались затоваривания фурм. Борьба с этими явлениями при употреблении в шихту бурых углей было очень трудно. Возможно, что эти явления могли быть вызваны также целым рядом других причин и объяснять их целиком применением бурых углей нельзя, но приходится отметить, что явления эти обычно увязывались с введением в шихту более или менее значительного количества бурых углей.

Бурый уголь, попадая в зоны сравнительно повышенных температур (400—500°) и начиная подвергаться процессам сухой перегонки, растрескивается и превращается постепенно в коксовую мелочь—мусор. Мусор этот просеивается сквозь кусковатую массу шихты и опускается по печи вдоль ее стенок. В зоне заплечиков, где начинает образовываться шлак, он смешивается с полужидкими шлаковыми массами, повышает температуру их плавления и увеличивает их вязкость. Шлаки, становясь тугоплавкими, слабоподвижными, налипают на стенки печи, могут образовывать пяты и своды и вызывать тем самым подвисания шихты и ход домны осадками.

Необходимо однако оговориться, что при работе в Надеждинске замедление схода колош имело место, но хода осадками не наблюдалось.

Большая сравнительно влажность бурых углей будет требовать от доменного процесса значительной затраты тепла. Повышенная зольность угля может потребовать введения в шихту увеличенных количеств флюсующих веществ.

Довольно высокое содержание серы в бурых углях обуславливает значительные содержания ее окислов в газах. А это может служить препятствием к использованию такого газа в металлургических процессах с жидкой фазой, без предварительной очистки его от серы.

Работа доменных печей на брикетах из богословского бурого угля

В течение ряда лет на доменных печах Надеждинского завода (Кабаковск) брикеты из богословского бурого угля в различных процентных отношениях шли как примесь к древесному углю, а после революции и к сибирскому минеральному коксу.

Замена части основного горючего брикетами не вызывала никакого ухудшения хода доменных печей, и при употреблении брикетов в противоположность сырому бурому углю количество расходуемого основного горючего сокращалось.

Начало применения брикет относится к 1915 г., когда на изготовление их шел сортированный уголь, а в качестве связующего заграничный пек. В годы гражданской войны эти работы прекратились и были возобновлены в 1927 г., когда для брикетирования шел уже рядовой уголь, а пек употреблялся местного производства из смолы углевыжигательных печей.

Надеждинский завод расценивает брикеты второго периода работы как значительно худшие по механическим качествам и этим объясняет большой вынос брикетной мелочи через колошник, достигавший 30% от загружаемых в домну брикетов.

Помимо более или менее систематической работы с примесью брикетов были проведены опытные плавки на одних брикетах.

с 24/X	по 31/X	1928	г.	на	дом.	печи	№ 6
" 26/I	" 3/II	1929	"	"	"	"	№ 1
" 17/XII	" 29/XII	1929	"	"	"	"	№ 1
" 1/I	" 12/I	1930	"	"	"	"	№ 6

Сравнительная характеристика буроугольных брикетов, сибирского кокса и древесного угля приведена в табл. 6.

Таблица 6

Наименование исследований	Брикеты буроугольные		Сибирский кокс	Древесный уголь печной
	цилиндр.	яйцевид.		
Технический анализ в %				
Влага	7,04	2,85	2,65	3,60
Зола	21,42	14,46	14,03	2,31
Летуч. вещ.	3,83	8,47	2,41	28,25
S	0,50	0,27	0,25	—
Элементарный анализ в %				
Сухая и беззольная органическая масса С	94,42	—	95,90	80,00
Н	2,04	—	1,40	4,36
О	3,54	—	2,06	15,50
Теплотворная способность (нижшая) в кал	5 498	6 057	5 973	67 57
Пористость в %	40	35	42	77
Анализ золы в %	SiO ₂	29,44	—	48,08
	Al ₂ O ₃	25,13	—	24,51
	FeO	10,78	—	14,85
	CaO	23,25	—	6,60
	MgO	3,23	—	1,96
	P	0,37	—	0,18
S	3,38	—	0,55	—
Горючесть:				
Лабораторным опытом	0,940	—	0,802	0,960
Заводским опытом с кусками { 100 × 100 мм	0,772	—	0,742	—
{ от 50 × 50 до 70 × 70 мм	0,947	—	0,844	0,980
Вес 1 м ³ в кг	760	—	450	140
Кажущийся удельный вес отдельных кусков	1,10	1,09	1,04	0,33

Приведенные данные показывают, что брикеты представляют собою пригодное для доменной плавки топливо. Это же подтвердили и результаты опытных плавки. Однако кустарный способ брикетирования и недостаточно устойчивый температурный режим маленькой опытной брикетировочной установки с маломощным прессом приводили к получению брикетов лишь удовлетворительного качества. А это, в свою очередь, приводило к увеличению удельного

расхода брикетов на единицу металла. Кроме того на весь ход опытных работ имело влияние то обстоятельство, что для опытов были отведены самые изношенные доменные печи. Каупера домны № 1 были до того изношены, что максимальная температура нагрева воздуха достигала 390°, в среднем держалась около 300°, опускаясь часто и до 150°. Это отражалось и на повышении расхода брикетов, который в среднем достигал 2,144 и 2,233 единиц на единицу чугуна.

Для иллюстрации мы приводим размеры доменных печей № 1 и 6 Надеждинского завода (один ряд цифр приводится потому, что профили печей были одинаковы):

Диаметр горна	3 000 мм
„ распара	4 500 „
„ колошника	3 000 „
Полезная высота печи	17 м
Полезный объем	195 м ³
Воздушных фурм	8

Комиссия, проводившая плавку в феврале 1929 г., констатировала:

- 1) доменная плавка на одних брикетах технически вполне возможна;
- 2) режим работы печи установится более продолжительным опытом;
- 3) эквивалент брикетов по отношению к коксу может быть установлен более продолжительным опытом.

После окончания опытных плавки на домне № 1 в декабре 1929 г. и на домне № 6 в январе 1930 г. в доменном цехе состоялось совещание технического персонала, принявшее следующее решение:

1. Считать вполне доказанной техническую возможность работы доменных печей на одних брикетах из богословских бурых углей.

2. Для промышленной эксплуатации доменных печей на брикетах необходимо:

- а) улучшить механические качества брикетов и их пористость;
- б) изменить форму брикетов из цилиндрической в шарообразную, так как вынос пыли из колошника обуславливается стиранием острых граней брикета. Это согласуется с тем наблюдением, что все выброшенные из горна при продувках брикеты имеют шарообразную форму.

3. Профиль доменных печей для работы на брикетах должен быть вытянутым, с очень крутыми заплечиками, при-

ближающимся к цилиндрическому. Полезная высота печи может быть больше 18 м.

Практика работы доменных печей на брикетах из богословских бурых углей преследовала исключительно металлургические цели; газовая сторона дела фактически не получила никакого освещения. К сожалению, даже нет возможности привести анализы газа.

Однако, если принять во внимание, что работа производится на обожженных брикетах, т. е. фактически подвергшихся процессам коксования (хотя в данном случае в плавку шли как обожженные, так и не подвергшиеся обжигу брикеты), то можно предполагать, что результаты по газу должны быть близки обычной работе на минеральном коксе.

Небезынтересно привести выписку из одного письма Управления Надеждинского завода: „Ввиду истощения ближайших к Надеждинскому заводу лесных массивов, а также по ряду других обстоятельств, как чрезвычайная трудоемкость лесозаготовок и др., перспективы в отношении обеспечения доменных печей древесноугольным топливом, по нашему мнению, не являются благоприятными, поэтому проблема использования брикетов из богословского бурого угля как металлургического топлива в доменных печах Надеждинского завода становится чрезвычайно актуальной, и в настоящее время нами поставлен вопрос о постройке в Богословске или в Надеждинске коксобрикетного завода, с тем чтобы использовать коксобрикеты в промышленном масштабе с постепенным переводом доменных печей Надеждинского завода с древесноугольного топлива на коксобрикеты из богословского бурого угля“.

Надо признать, что опыты с богословским бурым углем недостаточны. Работу над исследованиями доменной плавки на буроугольных брикетах следовало бы поставить значительно шире; в первую очередь надо энергично заняться челябинскими углями как в чистом виде, так и в смеси с кизеловскими и кузнецкими.

ВЫВОДЫ

Доменную плавку на торфе или на брикетах из бурых углей безусловно следует рассматривать как проблему комплексную. В результате работы на торфе или брикетах из бурых углей должны получаться газ, металл и смолы.

В Надеждинске работа протекала как на брикетах обожженных, так и на брикетах, не подвергшихся этому процессу. Исследования механических качеств как тех, так и других

брикетов дают указания на их одинаковые физико-механические качества.

При работе на обожженных брикетах придется иметь дело фактически с коксобрикетами, и доменный газ будет близок к коксовому доменному газу.

При работе на необожженных брикетах, содержащих значительное количество летучих, газ будет близок к генераторному и в нем будут содержаться смолы.

Раздельное улавливание бессмольной пыли и беспыльной смолы, дающее возможность квалифицированного использования последней, было достигнуто на чернореченской опытной плавке (1934 г.) путем установки двухступенчатой электростатической газоочистки, первая ступень которой—пылевой электрофильтр—работала при температурах 200—250°, не позволяющих конденсатам высаживаться из газа.

Таким образом вопрос улавливания пригодной для разгонки смолы разрешен положительно.

Вопрос получения металла при работе на торфе не вызывает никаких сомнений. При работе на брикетах из бурых углей положение с металлом будет несколько хуже вследствие их сернистости. Однако металлурги умеют справляться с серой, и последние работы домен завода им. Дзержинского на совсем непривычных для коксовой плавки кислых шлаках лишний раз доказывают это.

Газовая сторона этого дела, по нашему мнению, достаточно ясна.

Доменная печь объемом в 300 м³ по количеству получаемого газа примерно эквивалентна десяти генераторам обычного типа. Это обстоятельство должно сыграть большую роль в вопросах газоснабжения крупных промышленных предприятий.

Постройка доменных заводов на местных низкосортных видах топлива на сегодняшний день единственный рациональный и реальный способ газоснабжения таких мощных химических комбинатов, как Челябинский, Окский и др. Установка в 100—200 генераторов нерациональна.

Необходимо отметить, что в отдельных случаях доменный процесс можно вести и без выплавки металла, ведя дому только как генератор с жидким шлакоудалением. Однако выплавка хотя бы и очень ограниченного количества металла безусловно желательна для обогрева горна печи.

В отношении же смол можно указать, что если почему-либо

в отдельных случаях встанет вопрос о ненужности их квалифицированного использования, то они могут быть подвергнуты процессам пиролитического разложения или в отдельной установке, с тем чтобы газ этого процесса был введен в общий газопровод доменного газа, или непосредственно в самой доменной печи, что тоже только обогатит газ.

В этих случаях может не потребоваться раздельное улавливание пыли и смолы, что упростит установку по газоочистке.

В настоящее время можно говорить о доменных печах относительно небольших размеров—300—350 м³. Однако все предпосылки говорят за то, что размеры печей могут быть и увеличены. Ответ на это конечно сможет дать только будущий опыт.

Особый интерес, по нашему мнению, представляет возможность переключения домен-генераторов на любое металлургическое горючее. В этом случае домны будут работать как полноценные металлургические агрегаты.

Не меньший интерес представляет и то, что при работе домны на брикетах, прошедших процессы коксования (обжиг), будет возможно получение азото-водородной смеси (синтез аммиака).

При работе на дутье, обогащенном кислородом, может быть применен следующий способ: кислородная установка вырабатывает технически чистый кислород и подает его в доменный цех, здесь этот кислород разбавляется до нужных концентраций не воздухом, а сухим уже очищенным газом, и эта смесь поступает в доменную печь. В результате может получиться почти безазотистый газ.

Работа с обогащенным кислородом дутьем дает возможность легко получать ферросплавы.

От редакции. В связи с опубликованием статьи А. П. Вавилова „Доменная печь на низкосортном горючем как генератор газа большой производительности“ заслуживает внимания мнение академика М. А. Павлова по этому вопросу.

Статья А. П. Вавилова совершенно правильно (хоть и несколько схематично) освещает вопрос использования доменной печи как крупного генератора газа.

Статья эта является обработкой доклада, сделанного автором в Энергетическом институте Академии наук. Так как академик М. А. Павлов не мог лично присутствовать на этом заседании, а знать его мнение в отношении затраги-

ваемых в докладе вопросов было весьма важно, то к нему коллективно обратились с просьбой дать ответы на наиболее существенные из них. Ответы эти и напечатаны ниже с любезного разрешения М. А Павлова.

Необходимо подчеркнуть, что на сегодняшний день единственным реальным способом газификации крупных промышленных предприятий является комплексное использование низкосортных местных горючих—торф и бурые угли в доменных печах как на обычном воздушном дутье, так и на дутье, обогащенном кислородом.

К ВОПРОСУ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ НИЗКОСОРТНЫХ ТОПЛИВ ПРИ ГАЗОДОМЕННОМ ПРОЦЕССЕ

Акад. М. А. Павлов

Группа инженеров — сотрудников покойного Петра Михайловича Вавилова по внедрению у нас выплавки чугуна на торфе обратилась ко мне с просьбой высказать мнение по ряду предложенных мне вопросов. Я даю дальше мой краткий ответ на эти вопросы.

1. Можно ли считать освоеной работу доменной печи на воздушно-сухом кусковом торфе как на обыкновенном нагретом дутье, так и на дутье холодном, но обогащенном кислородом?

Ответ. Работу, конечно, можно считать освоеной, но я несколько расхожусь в этом вопросе с мнением тех, которые задали его мне. Я считаю, что еще не доказана выгода и самая возможность непрерывной работы на воздушно-сухом торфе при обычных условиях и с обыкновенным нагретым дутьем. Главным из этих условий, создающим помеху, является переменное и временами чрезмерное содержание влаги в торфе.

Что касается работы на обогащенном кислородом дутье, то оно парализует влияние основного недостатка торфа — высокого и переменного содержания влаги, позволяя при этом получать чугун с повышенным содержанием кремния или марганца. Я считаю поэтому, что доменная печь, работающая на торфе, должна получать обогащенное кислородом дутье и производить кремнистый или марганцовистый чугун.

2. Качественная и количественная оценка колошниковых газов по сравнению с генераторными.

Ответ. Опытные плавки, проведенные на Косогорском и Чернореченском заводах, в особенности осенью 1934 г., дали достаточный материал для ответа на этот вопрос.

Не приводя на память чисел, я могу сейчас ограничиться главным выводом, который я уже высказал раньше, а именно:

особенностью колошникового газа работающих на торфе доменных печей является то, что этот газ по химическому составу и теплотворной способности несколько не хуже обыкновенного газа торфяного генератора. Объясняется это тем, что торф дает громадное количество продуктов сухой перегонки и расход его на единицу чугуна велик.

3. Возможна ли нормальная работа доменной печи на механически крепких, не растрескивающихся и нерассыпающихся в порошок при высоких температурах брикетах из бурых углей?

Ответ. Вся трудность работы заключается не в доменной плавке самой по себе, а в приготовлении брикетов,—не трескающихся, не рассыпающихся в огне, не очень золистых и конечно не чрезмерно дорогих. Если такие брикеты из бурого угля будут получены, то и чугун на них может быть выплавлен.

4. Можно ли вести доменную печь только как генератор газа (т. е. без металлургического процесса)?

Ответ. Конечно можно. Если перестать загружать в печь руду (по недостатку ее или по другим обстоятельствам), то доменная печь превратится в генератор, отличающийся от обыкновенного непрерывностью работы, выдачей золы в жидком состоянии и большой производительностью. Такой генератор и по стоимости постройки и по расходам на содержание будет более выгоден, чем группа генераторов равной суммарной производительности.

Это мое мнение, высказанное уже давно, теперь подтверждено подробными расчетами экономического и металлургического секторов Гипромеза. Хотя установка одной или первой доменной печи-генератора обходится сравнительно дорого, но дороговизну постройки вызывает не столько доменная печь, сколько устройство склада с механической подачей громоздкого материала к печи. Но такое же устройство необходимо и для подачи материала к группе генераторов.

5. Можно ли считать возможной и целесообразной замену газогенераторов доменными печами в случае потребности в больших количествах газа?

Ответ дан выше; в нем именно подразумевалась большая производительность группы современных генераторов.

6. Можно ли считать рациональной работу доменной печи только как газогенератора, т. е. без металлургического процесса при наличии возможности иметь стандартный чугун?

Ответ. Ответ вытекает из раньше сказанного: с народно-хозяйственной точки зрения такая работа конечно не рациональна, хотя для представителей отдельных предприятий она и может представляться удобной. Наличие „стандартного чугуна“ не меняет решения, так как доменная генератор при работе на торфе и обогащенном кислородом дутье будет производить не „стандартный чугун“, а специальный, который в обыкновенных печах выплавлять неудобно.

7. Какая разница в количественном и качественном отношении по газу при работе доменной печи без металлургического процесса и с ним?

Ответ. При работе с рудой в газе должно было бы быть больше углекислоты и меньше окиси углерода, но, как я уже сказал выше, в действительности этой разницы не замечается благодаря большему количеству газа по отношению к весу получаемого чугуна.

8. Можно ли считать достаточно серьезной проблемой—доменная печь, работающая на низкосортном горючем, как крупный генератор газа,—чтобы ею могла заниматься Академия наук?

Ответ. Я полагаю, что Академии придется заняться указанной проблемой, поскольку правительство требует, чтобы Всесоюзная Академия стала во главе всех исследовательских учреждений Союза и поскольку трудно будет дать такую задачу какому-либо другому научному учреждению или какой-либо иной организации.

ГАЗИФИКАЦИЯ ПОД ДАВЛЕНИЕМ

Инж. В. В. Филатов

ВЫБОР МОЩНОГО ГАЗОГЕНЕРАТОРА

В составе энергетических минеральных ресурсов нашей страны на долю каменного и бурого угля падает свыше двух третей всех известных к настоящему времени запасов. По сравнению с углями удельный вес запасов нефти весьма невелик. Это одно требует бережного отношения к нефти. Этот ценный продукт весьма нецелесообразно направлять на топливные цели, нефть целиком должна идти в переработку на моторное горючее, потребность в котором стремительно возрастает.

В перспективе вырисовывается проблема сплошного облагораживания угольного топлива, которое в настоящее время расходуется нерационально, так как сжигаются ценнейшие смолы и другие продукты, извлечение которых обогатит народное хозяйство. Но это в будущем, а беречь нефть необходимо уже в настоящее время, и беречь основательно. Не говоря уже о котлах, где нефть легко может быть заменена любым твердым топливом, она легко может быть заменена и там, где она применяется в качестве технологического топлива. В этом случае она может быть заменена газом. Это одно должно в высшей степени повысить интерес к проблеме газификации. С другой стороны, громадные ресурсы местных топлив, которые необходимо поставить на службу социалистического строительства, не всегда и не везде могут быть использованы. Газификация и здесь открывает широчайшие перспективы. Наша практика газификации весьма ограничена, не дает решения вопросов снабжения городов бытовым газом и не дает возможности передачи газа с мест добычи топлива на дальние расстояния к центрам потребления. Поэтому проблема генератора высокой производительности и дающего высококалорийный газ является важнейшим вопросом нашей технической по-

литики, над которым должны усиленно работать технологи и конструктора.

Высококалорийным является коксовый газ, но получение его связано с производством основного продукта — металлургического кокса. В тех случаях, когда получаемый кокс не имеет существенной хозяйственной ценности и по сути дела является мало пригодным отбросным топливом, организация коксового производства была бы нецелесообразной. Так обстояло бы дело, если мы для получения богатого газа стали бы коксовать челябинские или подмосковные угли. В отдельных случаях, как например для сланцев, высокотемпературное коксование оказывается вполне целесообразным. Но за этими исключениями для получения газа мы должны идти на безостаточную газификацию. В обычных газогенераторах мы получаем газ от 1100 до 1500 кал. Этот газ пригоден для мартенов, нагревательных печей, не говоря уже о котлах; но этот газ в силу малой его калорийности не выдерживает дальнейшей передачи.

Применяемые у нас генераторы имеют сравнительно небольшую производительность (30—50 т в сутки), и в последнее время со всей остротой выдвигается вопрос об агрегате высокой производительности.

В этом направлении предложен целый ряд решений.

Итальянская электрическая компания „Вальдарно“ построила генератор высокой производительности для обычных бурых углей. Он перерабатывает 8 т в час, а при повышенном напряжении до 11 т, т. е. до 250 т угля в сутки. С конструктивной стороны этот генератор отличается исключительной простотой, — у него отсутствуют двигающиеся части. Зола сползает по пирамиде, заменяющей решетку, и уносится из поддона водой. Диаметр генератора 5 м, весь он простроен из огнеупора и железобетона с прокладкой из пустотелого кирпича, так что почти не требует для своего устройства металла. Высота генератора 14,5 м, высота угольного слоя 7—8 м.

На воздушном дутье этот газогенератор дает газ калорийностью 1200 кал/м³.

Широкие перспективы имеют генераторы-домны с расплавлением шлаков. На них можно достигнуть производительности до 1000—1500 м³/час; физическое тепло газообразования можно использовать при этом для выплавки чугуна или возгонки фосфора. Опыты выплавки чугуна с получением газа на чернореченской домне дали хорошие показатели,

но недостатком этого процесса является: 1) получаемый газ имеет предельную калорийность 2900 кал/м^3 , следовательно годится только для промышленных целей и не может быть использован для бытовых нужд; 2) процесс должен идти на кислороде или обогащенном кислородом воздухе, что влечет за собой большие расходы; 3) в большинстве случаев уголь необходимо брикетировать, что влечет за собою дополнительные расходы.

Высокой производительности можно ожидать от генераторов непрерывного действия для получения водяного или двойного водяного газа. В этой области имеется ряд иностранных патентов. Фирмой „Пинч“ в Фирстенвельде был поставлен газогенератор этого типа системы инженера Гильдербранта. На таком газогенераторе в 1928 г. испытывались подмосковные угли. Газ получился хороший, но производительность невысокая: 158 кг/м^2 сечения в час. Ныне фирма „Пинч“, существенно изменив конструкцию, установила генераторы Гильдербранта промышленного типа. В СССР бригада инженера Журавлева в Ленинградском филиале ВНИГИ запроектировала газогенератор такого же типа на торфе с производительностью 20 и 40 тыс. м^3 фрезерного торфа при 40%-ной влажности.

Этот проект представляет большой интерес, как по своей производительности, так по калорийности газа, достигающей (по проекту) до 3200 кал/м^3 , при этом газифицируется низкосортное топливо.

Этот тип генераторов основан на эндотермическом процессе (газификация угля или торфа паром, перегретым до 1300°), так что в генераторе горения не происходит. Наиболее трудная сторона этого процесса—перегрев пара до 1300° ; однако опыт Германии дает положительные результаты. Этим путем мы также не сможем иметь бытовой газ в 4200 кал/м^3 .

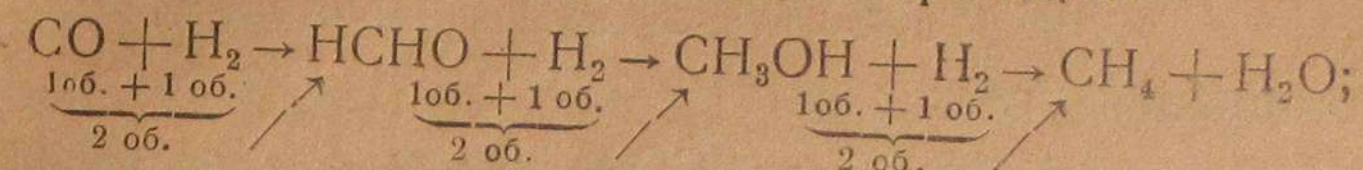
Уже давно выдвигалась идея пустить газогенераторы на обогащенном воздухе или даже на чистом кислороде, но практического осуществления этот процесс не получил, ибо кислород дорог, а предельная калорийность газа получается 2900 кал/м^3 и производительность возрастает недостаточно быстро. Таким образом четыре рассмотренных метода не дают полного разрешения вопроса о газификации для СССР. Нам нужен метод, дающий высококалорийный газ, с высокой производительностью, при высоком коэффициенте полезного действия,—этим условиям отвечает газификация под давлением.

ГАЗОГЕНЕРАТОР ПОД ДАВЛЕНИЕМ

В настоящее время в химии занимают большое место процессы под давлением. При этом различаются: невысокие давления—1—100 ат, высокие давления—100—500 ат и сверхдавления—500—5000 ат.

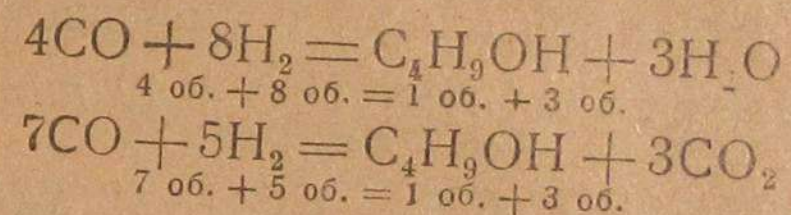
Для примера рассмотрим три процесса получения углеродистых соединений:

1. Восстановление окиси углерода через формальдегид и метанол до метана, которое идет по реакции:



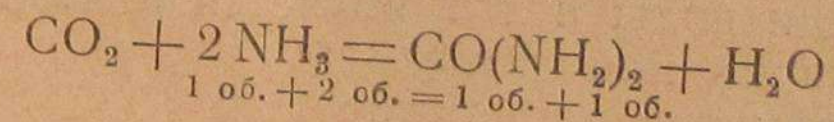
Процесс идет при $300\text{—}350^\circ$ с катализаторами из окиси металлов при давлении 200—300 ат от одной ступени к другой всякий раз с уменьшением объема в 2 раза.

2. Окись углерода под давлением превращается в высшие спирты:



Обе реакции, несколько различные по своим конечным результатам, одинаковы по объемам: вместо 12 объемов получается 4 объема, стало быть руководящим фактором процесса является давление.

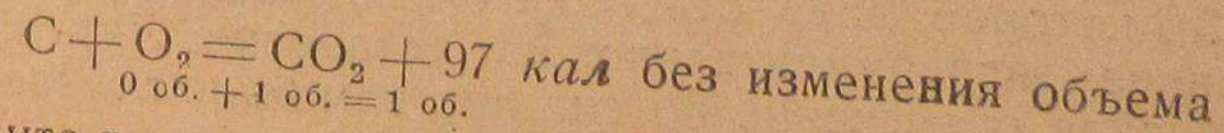
3. Большое будущее принадлежит процессу получения мочевины из углекислоты и аммиака. Эта реакция заслуживает особого внимания, ибо на газовой станции под давлением будет получаться большое количество углекислоты прямо под давлением. Процесс этот дает мочевину по реакции:



и здесь процесс идет с уменьшением объема.

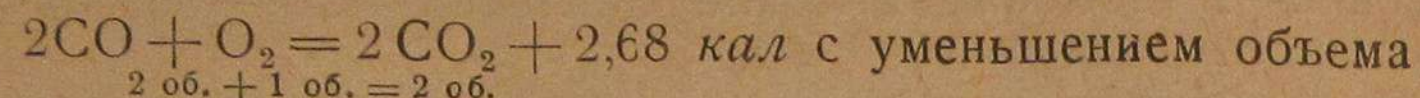
Есть целый ряд процессов, протекающих с уменьшением объемов, и давление всегда способствует их ходу. Теперь рассмотрим реакции газификации угля с точки зрения объемов по конечным превращениям углерода в CO_2 , CO и CH_4 .

Горение угля:

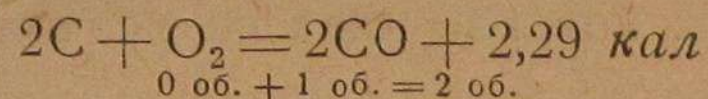


Твердые и жидкие тела по сравнению с газами занимают мало места, их объем от давления не изменяется и принимается за 0.

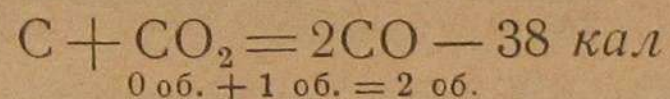
Горение CO:



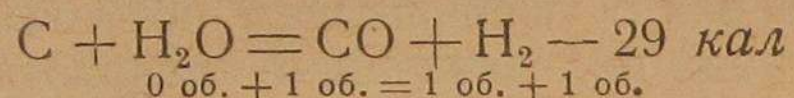
Образование окиси углерода всегда сопровождается увеличением объема:



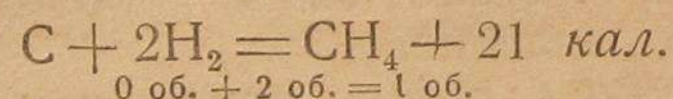
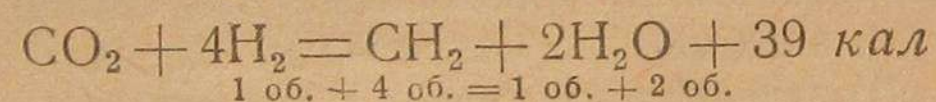
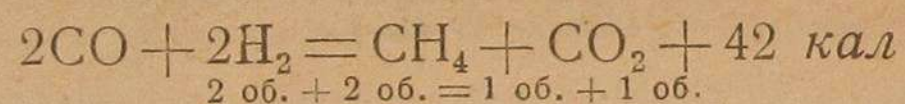
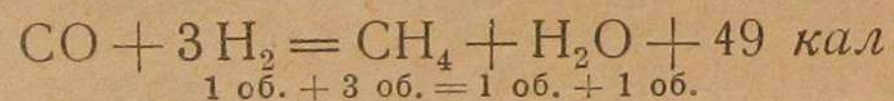
Диссоциация углекислоты:



Сжигание угля водой до окиси углерода:



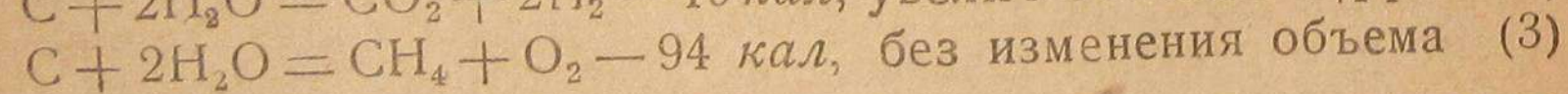
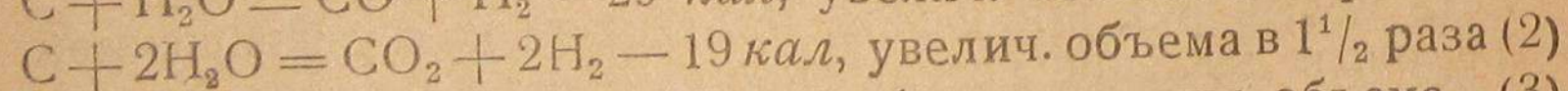
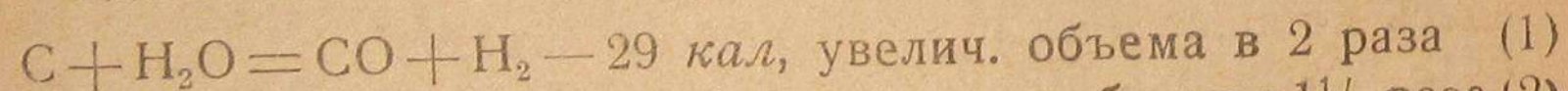
Все реакции метана протекают с уменьшением объема:



Все эти реакции с точки зрения объемных отношений вполне ясны, но одна их группа—пар с углем—представляет исключительный интерес.

Этот процесс Вальтер Оствальд называет сжиганием угля при помощи воды и это является центральным процессом газификации под давлением.

Здесь мы имеем три варианта:

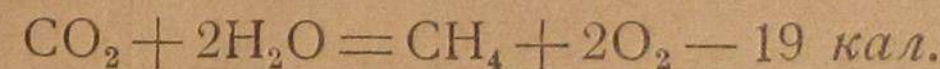


Из этих уравнений совершенно очевидно, что давление затрудняет первые две реакции и процесс пойдет по уравнению (3), которое дает ответ на очень важное явление, проверенное экспериментально на установке Лурги; его теоретическое объяснение до сих пор нам было неизвестно.

С повышением давления расход кислорода быстро уменьшается. Затраты кислорода на получение 4000 кал в газе выражаются в следующих цифрах:

при давлении 1 ат	0,20 м ³ кислорода
„ „ 10 „	0,11 „ „
„ „ 20 „	0,08 „ „

Расход кислорода уменьшается вследствие образования метана по уравнению (3) с выделением кислорода, который с углем образует не окись углерода, а углекислоту; она снова реагирует с паром:



Таким образом благодаря давлению создается круговорот, в котором метан является самым устойчивым продуктом. Кислород, подаваемый у Лурги в количестве 15% дутьевой смеси (с содержанием пара), служит вначале для затравки процесса, а затем для его оживления. Ограничиваясь этими общими соображениями, характеризующими процесс, перейдем к практическим достижениям.

Проведенные проф. Драве опыты газификации на кислородном дутье в 1928 и 1929 гг. дали отрицательные результаты: процесс вызывал ряд затруднений, газ получался невысокой калорийности, при высокой стоимости.

После этого инж. Отто Губманн предложил провести опыты газификации под давлением.

Теоретический расчет газа ($T = 1000^\circ\text{K}$) показал, что давление должно оказать резкое влияние на состав газа (табл. 1).

Таблица 1

Давление		1 ат	10 ат	20 ат
Состав сырого газа в %	CO ₂	11,3	27,5	31,8
	CO	49,0	25,8	20,2
	H ₂	37,0	30,4	25,8
	CH ₄	2,7	16,3	22,2
Состав газа, очищенного от CO ₂ , в %	CO	55,2	35,6	29,7
	H ₂	41,7	42,0	37,8
	CH ₄	3,1	22,4	32,5
Теплотворная способность очищенного газа кал/м ³		3 255	4 510	5 160
Расход кислорода на 1 м ³ чистого газа в м ³		0,164	0,124	0,102
Расход кислорода на 4 000 кал/м ³ в м ³		0,202	0,110	0,08

За этими интересными и многообещающими расчетами последовала проектировка и постройка небольшого опытного газогенератора, работа которого дала обнадеживающие результаты. Газифицировали бурые угли с содержанием влаги 18% и получили результаты, приведенные в табл. 2.

Таблица 2

Состав газа ва %	Таблица 2		
	1 ат	10 ат	20 ат
CO ₂	28	—	2,0
CO	16	15	18,4
H ₂	50	72	56,2
CH ₄	3	8,5	20,2
N ₂	3	4,5	3,0
C _m H _n	—	—	0,4

Во всех случаях, кроме первого, углекислота удалялась. Сравнение табл. 1 и 2 показывает одинаковое направление процесса; рост количества метана повышает теплотворную способность газа. При 20 ат теплосодержание для очищенного сухого газа достигало 4000 кал/м³.

Опыты, проведенные на различных германских углях при различных давлениях, дали результаты, сведенные в табл. 3.

В первых трех опытах теплотворная способность газа подсчитана; в последующих определена калориметром.

Табл. 3 показывает исключительную устойчивость газификации под давлением. Самое основное в этом процессе получение метана, и мы видим, что на одном и том же топливе (полукоксе) при 1 ата имеем 1,8% метана, при 18 ата—13,5%.

При сравнении получения метана под одинаковым давлением из различных топлив разница незначительна, так например тощий уголь (6% летучих) дал 11,5% метана, а бурые угли (богатые летучими) дали от 12,7 до 13,7% метана.

Подавляющая часть метана синтезируется под влиянием давления и почти не зависит от содержания метана в самом топливе.

По окончании испытаний на небольшой опытной установке фирма Лурги построила около Франкфурта-на-Майне

газогенератор промышленного типа производительностью 180 000 м³ газа в сутки.

Таблица 3

Топливо	Полукоккс	Тощий уголь летучих — 6%	Бурый уголь саксонский		Бурый уголь + лигнит		
			Бурый уголь саксонский	Бурый уголь + лигнит			
Опыты	1	2	3	4	5	6	
Давление в ат	1	18	26	26	30	26	
Прсизв. кг/м ³ в час	110	100	355	520	510	460	
Состав сырого газа в %	CO ₂	25,5	35,0	35,2	31,9	38,2	32,1
	CO	21,0	17,0	9,7	17,2	10,9	15,5
	H ₂	51,4	34,0	43,1	36,3	37,2	39,0
	CH ₄	1,8	13,5	11,5	13,7	12,7	12,8
	C _m H _n	0,2	0,3	0,3	0,6	0,9	0,4
	N ₂	0,1	0,2	0,2	0,3	0,1	0,2
Состав газа, очищенного от CO ₂ в %	CO	27,3	25,5	14,5	24,5	17,2	22,1
	H ₂	66,8	50,8	64,8	51,8	58,2	55,6
	CH ₄	2,35	19,8	17,3	19,5	19,9	18,3
	C _m H _n	0,3	0,45	0,4	0,8	1,3	0,6
	N ₂	0,15	0,30	0,1	0,4	0,2	0,3
	CO ₂	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0
Теплотворная способность в кал/м ³	3141	4 271	4 120	4 680	4 990	4 520	

Этот газогенератор работает на буром угле при диаметре кусков 3—8 мм. Дутье: смесь пара (85%) и кислорода (15%); кислород технический 90—92%-ный, остальное—азот. Дутьевая смесь перегревается до 520°, процесс ведется при температуре 725°, так что зола удаляется очень легко вращающейся решеткой.

Генератор работает при слое угля в 3 м высотой на мелочи только благодаря высокому давлению, ибо объем дутья уменьшается в 20 раз и имеющиеся небольшие каналы вполне достаточны для его прохождения при ничтожном перепаде давления всего 50-мм водяного столба. Работа этого генератора характеризуется данными табл. 4.

Таблица 4

Топливо 3—8 мм	Бурый волокнистый уголь		Бурый аморфный уголь		
	сырой	чистый	сырой	чистый	
Влага угля	21,65		19,0		
Горячая масса	71,85		60,0		
Зола	6,50		12,0		
Калорийность в кал.	4 800		4700		
Давление в ат.	20,9		20,8		
Чистота O ₂ в %	72,0		73,2		
Состав газа в %	CO ₂	31,47	2,0	31,5	2,0
	H ₂ S	0,83	—	2,0	—
	C _m H _n	0,55	0,8	1,0	1,5
	O ₂	0,11	0,15	0,1	0,15
	CO	13,95	22,55	15,9	23,65
	H ₂	37,0	53,80	31,4	46,75
	CH ₄	13,8	20,00	15,0	29,95
N ₂	2,30	3,0	2,1	3,00	
Теплотв. способн. кал/м ³	2 901	4 220	3050	4550	
Выход газа при 0° и 760 мм	1 380	878 *	1124	810	
Выход смолы на уголь в %	4,62		7,37		
Выход бензина на уголь в %	1,27		2,02		
К. п. д. (газ+смола+бензин) в %	93,2		90,9		
Расход пара в кг/м ³ чист. газа	1,11		1,06		
Расход O ₂ в м ³ на 1 м ³ чист. газа	0,145		0,161		

Рассмотрим этот опытный материал. Коэффициент полезного действия газификации под давлением 90—93%. Конечно коэффициент полезного действия всей установки будет ниже, но зато станция будет выдавать такие продукты, как углекислота, аммиак, сера, которые также носят товарный характер, наконец газ под давлением 20 ат несет полезную энергию и пригоден к передаче на дальнейшее расстояние без добавочной компрессии. Таким образом коэффициент полезного действия всей системы будет не менее высок, чем и газификация.

* Выход чистого избыточного газа за вычетом расхода на нужды установки.

Из генератора газ выходит при температуре 150—230°. Охлаждаясь, он выделяет воду, аммиак, смолу. Охлаждение и потеря компонентов должны быть рассчитаны так, чтобы не было потери давления. Очистка газа холодной водой от сероводорода и углекислоты протекает под давлением. При этом получается газ 4 000—4 500 кал/м³, готовый к передаче на 200—250 км без всяких компрессорных станций. Это большое преимущество, так как обычно при передаче газа на расстояние самый крупный расход падает на компрессию, что в данном случае исключается.

Отходящие продукты этой установки также представляют большой интерес. Смола, выделенная под давлением, резко отличается от обычной—генераторной смолы. По количеству этой смолы выделяется меньше, чем при обычной газификации, но зато она выше по качеству и представляет смесь бензина с керосином, которая разделяется фракционной перегонкой.

Углекислота будет отходить в количестве до 30% от объема получаемого газа. Она может быть превращена или в сухой лед, который в 15 раз эффективней обычного льда и дает при таянии не воду, вызывающую гниение, коррозию и грязь, а бесследно исчезающий газ. Или же по вышеуказанному процессу углекислота может быть превращена в выгодное удобрение—мочевину.

Исключительная ценность газификации под давлением в том, что она может идти на мелочи диаметром 3—8 мм, что очень важно при влажных углях, которые приходится подсушивать.

Чтобы разобраться в этом вопросе, приведем реальный и очень важный для нас пример—подмосковный уголь, характеристика которого приведена в табл. 5.

Таблица 5

Сорт угля	Состав угля в %							Тепл. спос. Q в кал.
	W	A	C	H ₂	O ₂	S	N ₂	
Крупный 50 мм	30	15	39	2,8	10,2	3	26	3 600
Орешек 50—20 мм	30	20	35	2,5	9	3,5	23	3 200
Мелочь 20—0 мм	33	22	31	2,2	8,8	3	20	2 800
Сушенная мелочь	10	30	41	3	12	4	27	3 750
Богхед	20	15	48	5	8,5	3,5	36	5 000

Количество мелочи в подмосковном угле достигает 40—50%. При подсушке он рассыпается еще больше, так что этот уголь мало пригоден для работы в обычных генераторах. В генераторе высокого давления эта мелочь может дать превосходный результат. При работе с 90%-ным техническим кислородом можно получать газ следующего состава:

CO	24%
H ₂	44%
CH ₄	25%
C _m H _n	2%
N ₂	5%
	100%

Такого очищенного полностью газа калорийностью 4 200—4 300 кал/м³, готового к подаче в Москву из района Тулы, можно получить с 1 т низкосортного топлива под давлением 20 ата, 500—550 м³, благодаря чему мы будем иметь не только выгодное топливо, но и освободим транспорт от перевозки дальнепривозного донецкого угля.

Для челябинских бурых углей состава (в %):

W	18
A	16
C	50
H ₂	3,5
O ₂	10,5
S	0,6
N ₂	1,6
	100

$$Q_n^p = 4850 \text{ кал}$$

При дутье 90% кислородом под давлением 20 ата получим очищенный газ состава (в %):

CO ₂	3,00
CO	20,90
H ₂	52,64
CH ₄	19,50
C _m H _n	0,66
N ₂	3,30
	100

Q — 4 200 кал/м³; выход очищенного сухого газа с 1 т челяб. угля 980 м³

Аналогично выгодную картину дают подсчеты для бурых углей Украины и Средней Азии.

Самым важным моментом в газификации под давлением является колоссальная производительность, доведенная в газогенераторе Лурги до 950 кг/м² сечения в час², т. е. почти в 5 раз больше, чем в обычных генераторах. Производительность генератора, т. е. скорость газообразующих реакций, растет вместе с ростом давления, так что в дальнейшем открываются исключительные перспективы для создания сверхмощных газогенераторов.

Давление является характерной особенностью этого процесса.

Чтобы отчетливее представить себе роль давления, рассмотрим внутреннюю энергию данной химической системы (газификация). Примем за независимые переменные этой системы: v — объем системы и s — ее энтропию, тогда ее внутренняя энергия будет:

$$u = f(v, s).$$

Следовательно, пользуясь уравнением первого закона термодинамики³, получим:

$$du \left(\frac{du}{dv} \right)_s dv + \left(\frac{du}{ds} \right)_v ds = T ds - p dv.$$

Откуда получаем частные производные от внутренней энергии системы

$$\left(\frac{du}{dv} \right)_s = -p; \quad \left(\frac{du}{ds} \right)_v = T.$$

Обращаю внимание, что мы имеем $-p$; знак минус показывает, что давление есть мера убыли энергии системы с увеличением объема при постоянной энтропии. Здесь речь идет об образовании и нарастании давления внутри системы вследствие увеличения ее объема, например при выделении газа. Следовательно $-p$ убыль энергии,

Другое дело, если мы будем создавать давление искусственно, подавать в систему извне. Тогда будет увеличение, прибыль энергии системы (при постоянной энтропии). Таким образом с увеличением давления растет внутренняя

² По последним данным производительность может быть поднята до 1 500 кг/м² в час.

³ Д. Р. Партингтон и А. В. Раковский, „Химическая термодинамика“. Русский перевод, стр. 129—130.

энергия системы, этим и объясняется ускорение процесса газификации вместе с ростом давления.

Этот рост внутренней энергии системы влечет за собой:

1. Изменение качества газа, т. е. его состава, поскольку там происходят реакции с изменением объема (их классификацию см. выше). Это внешне—в расчетах сказывается в изменении константы равновесия K_p .

2. Изменение количества газа, получаемого в единицу времени, т. е. изменение скорости процесса с ростом давления.

Расчет равновесных состояний при газификации под давлением представляет большой интерес. Здесь мы даем только схему этого расчета, а полностью его обоснуем в следующей статье.

В настоящее время надо считать самым обоснованным и точным расчетом расчет констант равновесия при помощи энтропии, им мы и воспользуемся. Для этого возьмем уравнение энтропии для газообразных тел:

$$S = \int C_p^0 d \ln T + \int C_p^x d \ln T - R \int d \ln p + J. \quad (1)$$

Освобождаемся от интегралов при постоянных:

$$S = C_p^0 \ln T - R \ln p + \int C_p^x d \ln T + J. \quad (2)$$

Вычисление энтропии производится из уравнения при стандартной температуре $T = 298^\circ \text{K}$ (25°C) и при атмосферном давлении. Тогда $p = 1$; $\ln p = \ln 1 = 0$; второй член уравнения $-R \ln p = 0$ исчезает, $\ln T = \ln 298 = 5,698$, и мы получаем уравнение:

$$S = 5,698 C^0 + \int C_p^x d \ln T + S. \quad (3)$$

Из этого уравнения рассчитывается энтропия. Для примера возьмем энтропию веществ, наиболее необходимых в нашей практике.

Энтропия на моль в больших калориях:

H_2 — 31,23	H_2O — 44,8
N_2 — 45,78	CO — 47,3
O_2 — 49,0	CO_2 — 50,2
CH_4 — 43,95	NH_3 — 45,8

C (графит) — 1,30 (грамматом).

Самый расчет константы мы обычно ведем через урав-

нение свободной энергии:

$$\Delta F_p = \Delta H - T \Delta S. \quad (4)$$

Здесь я предлагаю внести следующее изменение: для упрощения уравнения (2) мы приняли $p = 1$ и выбросили член $-R \ln p$; теперь восстановим его и введем в уравнение свободной энергии. Но там речь шла об одном газе, а здесь о химической реакции; следовательно в этот член войдет коэффициент $\sum \nu$, который для реакций, идущих с уменьшением объема, будет с знаком + (плюс), для реакций, идущих без изменения объема, = 0 (на их равновесие давление не влияет) и для реакций с увеличением объема с знаком — (минус).

Следовательно, подставляя в уравнение (4) $-\sum \nu R \ln p$, получим:

$$\Delta F = \Delta H - T(\Delta S - \sum \nu R \ln p). \quad (5)$$

Таким образом мы получим свободную энергию в зависимости от T и p . K_p вычислим из уравнения:

$$-\Delta F_p = RT \ln K_p$$

$$\ln K_p = \frac{-\Delta F_p}{RT}. \quad (6)$$

Подставляя ΔF из уравнения (5) в уравнение (6), получим после преобразования:

$$\ln K_p = \frac{-\Delta H}{RT} + \frac{\Delta S}{R} - \sum \nu \ln p. \quad (7)$$

Уравнение (7) дает $\ln K_p$ до $T = 298^\circ$ при любом давлении. Чтобы учесть полное влияние температуры, надо взять

определенный интеграл $\frac{\sum \nu}{R} \int_{T_1}^{T_2} C_p d \ln T$; при $T_1 = 298^\circ$ и

T_2 — заданная температура, так как $\ln p$ зависит и от давления, то надо взять второй интеграл от $p_1 = 1$ до p_2 — заданное давление:

$$\frac{\sum \nu}{R} \int_{T_2}^{T_1} \int_{p_1}^{p_2} C_p d \ln T \cdot d \ln p \text{ энтальтно } \Delta H$$

заменим через Q , получим полное уравнение:

$$\ln K_p = \frac{Q}{RT} + \frac{S}{R} - \sum \nu \ln p + \frac{\sum \nu}{R} \int_{T_1}^{T_2} \int_{p_1}^{p_2} C_p d \ln T d \ln p. \quad (8)$$

Такова полная формула для расчета $K_p = f(T, p)$.

Q — тепловой эффект может быть определен в калориметре и для высоких давлений и температур соответственно пересчитан.

Для процессов при высоких давлениях и сравнительно невысоких температурах надо будет вносить поправку на фугасность.

Все эти детали будут разобраны в следующей статье, а теперь перейдем к другому очень важному явлению — к ускорению процесса под давлением, что повышает мощность газогенератора.

Казалось бы, что прирост внутренней энергии, а следовательно скорость процесса газификации под давлением, должен идти пропорционально давлению, но экспериментально выведена другая зависимость, при которой скорость процесса газификации возрастает пропорционально корню квадратному из давления. Получается ряд:

Давление в ат	1	9	16	25	и т. д.
Ускорение	1	3	4	5	и т. д.

Зависимость роста внутренней энергии системы от внешней работы, в данном случае от давления, может быть выражена в общем виде, если мы p заменим X и T^9 заменим x , тогда мы, опять-таки пользуясь первым законом термодинамики, сможем написать:

$$\left(\frac{du}{dx} \right)_T = -x + T \left(\frac{dx}{dT} \right)_x$$

Помножив это уравнение на dx и приняв $dxU =$ приросту внутренней энергии системы, получим:

$$dxU = \left(\frac{du}{dx} \right)_T dx = -x dx + T \left(\frac{dx}{dT} \right)_x dx.$$

Здесь $x dx$ — есть внешняя работа, и внутренняя энергия будет возрастать пропорционально этой работе лишь при условии, что

$$T \left(\frac{dx}{dT} \right)_x = 0,$$

т. е. при абсолютном 0, или когда данная сила не зависит от температуры, как например сила тяжести.

Эта зависимость давления и температуры особенно четко видна в работе смеси в цилиндре дизельного двигателя, где вспышка основана на давлении.

В данном случае зависимость конечных продуктов газификации от давления и температуры может быть выражена так:

- 1) количество метана прямо пропорционально давлению и обратно пропорционально температуре;
- 2) количество окиси углерода обратно пропорционально давлению и прямо пропорционально температуре;
- 3) количество водорода обратно пропорционально давлению и прямо пропорционально температуре;
- 4) количество углекислоты почти безразлично к давлению, и только, реагируя с водородом, дает метан, т. е. исчезает с уменьшением объема.

КОНСТРУКЦИЯ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

В газификации конструкция установки имеет огромное, часто решающее значение. Генератор под давлением представляет собой цилиндрическое тело с оболочкой из стали, футерованное внутри огнеупорным материалом.

Снаружи генератор окружен ватержакетом, причем стальная стенка между топливом и водой является только разделительной.

Давления газификации (внутри генератора) и пара (в ватержакете) одинаковы и равны 20,9 ат, и промежуточная стенка никакой нагрузки не несет. Все давление выдерживает внешняя оболочка парового котла.

Пар (H_2O) получается из ватержакета, смешивается с кислородом (O_2) и в виде смеси ($25H_2O + 15O_2$, 100%) подается под решетку генератора под давлением 21 ат.

Азотным институтом⁴ (ГИА) запроектирован опытный газогенератор под давлением 20 ат, 80 см диаметром, с ватержакетом и основной внешней оболочкой.

Газогенераторстрой⁵ проектирует опытный газогенератор под давлением 20 ат, 250 см диаметром, с ватержакетом, но со ступенчатым распределением давления, что дает экономию металла и облегчает сварку листов.

Вопрос о металле при газификации под давлением бес-

⁴ Бригада: инж. Кобленц, Рябцев и др.

⁵ Бригада: инж. Филатов, Волонихин, Иконников и др.

покоит специалистов, разрабатывающих этот метод. Однако это беспокойство неосновательно.

Процесс газификации в генераторах высокого давления протекает в условиях: 20—25 ат и 725° в зоне горения. Такая относительно низкая температура, против нормальной не менее 1000°, объясняется тем, что процесс имеет целью получение метана, который при более высоких температурах распадается.

В состав газа входит до 40% водорода, что также надо принять во внимание при выборе металла, ибо водород при температурах свыше 500° легко диффундирует через стенки.

Корпус газогенератора будет составлять слой огнеупорного кирпича в 30 мм, затем стальной лист, который с одной стороны будет иметь температуру около 650°, так как огнеупор будет поглощать часть тепла и режущего влияния пламени металл испытывать не будет. С другой стороны будет находиться вода паровой рубашки под тем же давлением, как и генератор, — 20—25 ат, следовательно при температуре около 250°. Ясно, что средняя температура листа при его толщине 10—12 мм будет не выше 450°.

Для определения стойкости металла обычно берется отношение $\sigma_T : \sigma_B$; σ_T — предел текучести данной стали; σ_B — временное сопротивление разрыву.

Для обычной углеродистой стали, применяемой в котлостроении при различных температурах, мы будем иметь следующие цифры:

t°	300	350	400	450	500
$\sigma_T : \sigma_B$	0,38	0,36	0,35	0,33	0,25

Этот ряд показывает, что с ростом температуры сопротивляемость обычных сталей быстро падает. Если сравнить их с лигированными сталями, то они показывают гораздо более высокий коэффициент сопротивления, падение которого начинается с 500°. Коэффициент для этой температуры гораздо выше, чем у обычных сталей: для молибденовой стали он — 0,34; для никелемолибденовой — 0,42.

Этот коэффициент очень важен при расчетах сопротивления стали. Чтобы определить сопротивление стали при повышенной температуре, достаточно взять временное сопротивление при нормальной температуре и помножить на указанный коэффициент.

За первой стальной стенкой — паровая рубашка и внешняя стенка, которая сдерживает давление, работая при температуре меньше 250°.

При температуре ниже 250° все стали работают нормально.

Выводы из этого можно сделать вполне благоприятные для газогенератора высокого давления:

1. Внутренняя стенка работает при 450°, но она не несет полной нагрузки, так как паровоздушная рубашка уравнивает давление на нее. При толщине листа в 10—12 мм прокатка достаточно совершенна, и диффузия водорода будет незначительна, тем более что пар под давлением по другую сторону стенки будет препятствовать проникновению водорода.

Эта стенка может быть сделана из любой стали, но в силу осторожности здесь было бы желательно поставить жароупорную хромоникелевую или никельмолибденовую сталь, ибо эти стали до 500° совсем не дают деформации и стойки, как при нормальной температуре.

2. Для внешней стенки, работающей даже при полной нагрузке давления, как в проекте ГИА, и при 250° может быть взята любая сталь. Стремясь по возможности облегчить стенку, т. е. придать ей минимальную толщину, необходимо использовать для генераторов, работающих под давлением, высококачественную сталь, которая дает сопротивление много выше обычных углеродистых сталей.

ЭКОНОМИЧНОСТЬ ГАЗИФИКАЦИИ ПОД ДАВЛЕНИЕМ

Газификация под давлением удовлетворяет всем тем техническим требованиям, которые стоят в настоящее время перед советской газовой промышленностью.

1. Газ получается пригодный для всех промышленных процессов и для бытового потребления с калорийностью в среднем 4200 кал/м³.

2. Газ получается под давлением, следовательно может производиться у шахт с передачей по трубам к потребителю. При высокой калорийности газа этот процесс рентабелен. Он освободит частично транспорт от перевозок угля.

3. Сырьем будет служить мелочь низкосортных бурых углей или торф.

4. Никаких конструктивных затруднений не предвидится, и в конечном итоге расход металла будет не выше расхода на обычные газогенераторы, так как производительность под давлением 20—25 ат в пять раз больше, чем в обычном генераторе.

5. Управление станцией газификации высокого давления может быть автоматизировано, и ввиду меньшего числа генераторов обслуживание будет много дешевле по сравнению с обычной станцией.

Относительную стоимость получаемого газа мы можем представить себе на основании германских данных: 1 м³ городского газа стоит в Германии 14—16 пфеннигов. Со времени создания сети трубопроводов дальнего газоснабжения (об-во Рургаз) стоимость городского газа (равноценного коксовому газу) снизилась в три раза. Стоимость газа с установки Лурги во Франкфурте-на-Майне еще ниже (1 м³—1,5—1,8 пфеннига). Надо полагать, что и у нас газ, полученный под давлением, окажется самым выгодным и самым дешевым.

В Германии стоимость установки производительностью в 130 000 м³ газа в сутки исчислена в 2,5 млн. марок, из которых 800 000 марок падает на кислородную установку системы Линде.

Следует отметить, что кислород в стоимости газа и в капиталовложениях играет первенствующую роль, а потому на его получение надо обратить особое внимание.

Получение кислорода из воздуха неудобно тем, что на газовой станции некуда девать азот и это выгодно лишь при комбинации с туковым производством. Возникает вопрос о получении кислорода электролизом воды, но не обычным, а новым методом—электролизом под давлением. Этот процесс очень экономичен, ибо напряжение, необходимое для электролитических ванн при определенной плотности тока, с ростом давления падает, а следовательно уменьшается расход электроэнергии. К тому же, ведя электролиз под давлением, мы избежим дорогой компрессии кислорода, который будет заменен подачей воды под давлением.

Полученный же водород будет не отбросом, а большой ценностью для газовой станции.

Водород может быть использован как добавка к получаемому газу, что уже делает Мюнхенская газовая станция, которая имеет электролитическую установку; он может быть также использован в двигателях для получения энергии, необходимой газовой станции для ряда ее механизмов, заменяя собой высококалорийный газ.

Вода очистки газа от H₂S и CO₂, которая будет отходить под давлением в 20 ат, также должна быть использована в турбине для получения энергии.

На этой станции можно будет провести целый ряд новых процессов и выгодных усовершенствований.

Газификация под давлением—это крупнейшее достижение современной газовой техники. Перспективы этого способа огромны и совершенно ясны.

Из всего изложенного следует бесспорно, что наша техника должна вплотную взяться за разрешение этой крупнейшей проблемы. От успеха в разрешении этой проблемы зависят темпы газификации наших промышленных центров и крупнейших городов.

ТЕРМИЧЕСКОЕ РАЗЛОЖЕНИЕ ГДОВСКИХ СЛАНЦЕВ С ЦЕЛЬЮ ПОЛУЧЕНИЯ ВЫСОКОКАЛОРИЙНОГО ГАЗА

В. И. Жунко, Л. С. Заглодин и Л. Е. Лазебник

Основным сырьем для получения светильного газа является газовый уголь. В последнее время на Западе и у нас делаются попытки использовать для этой цели низкосортные топлива. В Германии производятся работы по получению газа из бурых углей, в Венгрии—из лигнита, у нас—из торфа и сланца.

Первые опыты сжигания сланца в нашей стране относятся к 1916 г., когда проф. Вальгис испытывал их на газовом заводе Петроградского политехнического института¹.

Следующий опыт в заводских условиях был проведен в ретортах Дессау инж. Маркус на Московском газовом заводе в 1931 г.²

Весною 1934 г. опыты высокотемпературной перегонки гдовских сланцев в ретортах Дессау на Одесском газовом заводе подтвердили принципиальную возможность этого процесса; результаты опытов оказались схожи с полученными инж. Маркус.

При опытах на Одесском заводе температура стенок реторт колебалась в пределах 950—1200°. При загрузке мелкодробленого сланца давление в ретортах доходило до 100 мм (в начале процесса перегонки). При крупных кусках (15—16 мм) давление в ретортах составляло 14—25 мм в начале процесса, падая через 2—3 часа до нуля. Процесс коксования продолжался 14—16 час.

Выгрузка кокса являлась затруднительной и порой требовала шуровки реторт; при впуске пара выгрузка кокса облегчалась. Желание создать условия для быстрой раз-

¹ В. К. Вальгис, Светильный газ и газовая смола из сланцев. Петроград, 1920.

² С. А. Маркус, Опыты газификации ленинградского сланца в реторте Дессау, „Горючие сланцы“ № 3, 1933.

грузки привело к составлению шихты из смеси сланца с газовым углем. Опыты производились с добавкой 5, 10, 15 и 20% угля; при добавке 15—20% образовывался коксовый пирог, дающий некоторую усадку и отстававший от стен реторт.

Выхода продуктов колебались в больших пределах; так выход смолы составлял 5,2—13,5%; выход газа в среднем составлял 220 м³, с калорийностью около 5000 кал/м³.

В 1934 г. Углекимическим институтом в Харькове были произведены опыты высокотемпературной перегонки в горизонтальной коксовальной печи. Так как сланец не спекается и выдать его из печи без предварительной загрузки в форму невозможно, то опыты производились в железном ящике. Загрузка составляла 100 кг. Для выяснения возможности спекания производилась шихтовка сланца с углем марки ПЖ (80% сланца и 20% угля), при этом получался спекшийся коксовый пирог; при влажности шихты в 10% были получены следующие выхода продуктов: смолы 5—8%, кокса—53% и газа—250—350 м³ на 1 т шихты.

Заслуживают внимания данные инж. Пуксова, приведенные в статье „Высокотемпературное разложение кукурсита“³, характеризующие процесс высокотемпературной перегонки сланцев.

Инж. Пуксов указывает, что 6-часовая продолжительность процесса велика и что, судя по кривой выделения газа, газование можно заканчивать после 3—4 час. Проф. Вальгис также указывает на бурное выделение газа в первые часы коксования. Интенсивность выделения газа из каменного угля не имеет такого бурного характера, как это наблюдается у кукурситов и гдовских сланцев.

Перспективы переработки больших количеств сланца диктуют необходимость внимательно отнестись к поведению его при газовании.

Сланец приходится коксовать в куске. Если загружать его в мелкодробленном состоянии, то он оказывает большое сопротивление прохождению газов, медленно коксуется и в вертикальных ретортах образует „козлы“, ибо не дает усадки. Так как сланец не спекается, то мелкодробленный, он не может быть подвергнут коксованию в камерных печах.

При загрузке сланца в кусках время коксования, согласно опытам инж. Пуксова, значительно сокращается. Инж. Пук-

³ „Горючие сланцы“, 1934, № 1.

сов объясняет факт ускорения процесса действием горячих газов дестилляции, аналогичным тому, которое протекает в печах с внутренним обогревом.

Процесс коксования в кусках в вертикальных ретортах периодического действия представляется нам в следующем порядке. После загрузки кусков начинается по периферии реторты обильное выделение газа и смолообразных продуктов. Благодаря наличию свободных проходов вся масса газообразных веществ равномерно распределяется по сечению реторты и уходит из нее, обогревая одновременно и среднюю часть загруженного материала. Таким образом в средней части происходит процесс швелевания внутренним обогревом, в результате чего часть продуктов дестилляции может уйти из реторты, не успев претерпеть вторичного крэкинга с образованием ароматики. Полученная при этом смола является смесью двух смол: швелевой и коксовой. Выход смолы повышается; даже в горизонтальных ретортах наблюдается повышенный выход смолы, как это имело место в опытах инж. Пуксова.

При перегонке сланца в ретортах или вертикальных печах непрерывного действия описанный процесс еще резче носит характер перегонки смешанным обогревом. Полученные продукты по своему составу больше напоминают продукты швелевания, чем высокотемпературной перегонки, и выход газа, ради получения которого ведется процесс, слишком незначителен, чтобы оправдать назначение процесса.

Однако сланец может служить источником получения газа, если применить к нему другой метод коксования, так называемый обращенный процесс. Основанием выбора этого процесса служат научно-исследовательские работы в области каталитического крэкинга продуктов дестилляции над раскаленным коксом. При крэкинге увеличивается выход газа за счет разложения смольных и водяных паров. Этот процесс можно осуществить в вертикальных камерных печах.

В печи, работающей с обращенным процессом, кроме зоны коксования появляется и зона крэкинга; в эту зону, наполненную раскаленным коксом, должны быть направлены и продукты дестилляции. Процесс крэкинга смолы протекает в зоне крэкинга с выделением углерода, который, являясь весьма активным, будет реагировать с горячими водяными парами. При этом процессе выход газа с 1 т гдовских сланцев может возрасти до 500 м³ и более. Реакции крэкинга смолы и разложения водяного пара эндо-

термичны. Необходимое тепло может быть получено двумя путями: дополнительным обогревом зоны крэкинга или за счет теплосодержания самого кокса и продуктов дестилляции. Оба эти момента коренным образом влияют на конструкцию перегонной печи.

Глубокие реакции крэкинга, связанные с разложением всех углеводородов до водорода и конверсией водяных паров, конечно потребуют большого количества тепла. При исследовании этого вопроса в отношении подмосковных углей проф. Франк и проф. Солодовников добились положительных результатов—перевода всех продуктов дестилляции в газ, содержащий CO, CO₂ и H₂. Эта проблема интересна с точки зрения получения синтетического аммиака на базе сланцевых газов и очевидно она актуальной станет в связи с химическим использованием общесыртовских сланцев.

В настоящее время перед нами стоит задача получения лишь светильного газа. Здесь уже не требуется такого большого количества тепла на процесс крэкинга, и поэтому, как показывают расчеты, физического тепла кокса и газов, нагретых до 900°, достаточно для проведения реакций крэкинга. Незначительная часть смолы может остаться неразложенной. Судя по опытам проф. Солодовникова, это количество для подмосковного угля может достигать до 1% при тех же температурах крэкинга (900°).

Произведя расчет зоны крэкинга при условии перегонки веймарского сланца и пользуясь данными инж. Маркус, получим увеличение выхода газа с 230 до 440 м³. Тепловой баланс зоны крэкинга на 100 кг сланца:

№ п.п.	Расход тепла	Колич. калорий	№ п.п.	Приход тепла	Колич. калорий
1	С парами воды	2 900	1	С парами воды	6 380
2	С парами смолы	480	2	С парами смолы	6 550
3	С коксом	11 700	3	С коксом	13 100
4	С газом	16 500	4	С газами дестилляции	10 200
5	Эндотермическое разложение смолы	3 100	5	Физическое тепло газа	80
6	Эндотермическое разложение водяных паров	5 380	6	Теплотворная способность газа	5 500
7	С дымовыми газами	1 110			
8	Потери в окружающую среду	650			
		41 810			41 810

Эндотермика реакций крекинга, как это видно из баланса, требует 84,8 кал на 1 кг сланца; этого физического тепла продуктов, поступающих в зону коксования с температурой 900°, вполне достаточно для проведения реакций крекинга при условии охлаждения всех продуктов в зоне крекинга до температуры 750°.

В печи нашей конструкции, сооружаемой в настоящее время на Ленинградском сланцеперегонном заводе, предусмотрен частичный обогрев зоны крекинга.

Печь представляет собой вертикальную камеру с находящимися с обеих сторон обогревательными вертикальными ходами и с лежащими с одной стороны печи регенераторами.

Камера печи имеет три зоны: коксования, крекинга и охлаждения.

Загрузка печи производится непрерывно. Выгрузка кокса происходит при помощи непрерывнодействующих разгрузочных устройств. Печь может работать как с верхним, так и с нижним отбором продуктов дистилляции. При работе с крекинг-процессом газы дистилляции могут быть направлены по двум путям. В случае большого сопротивления прохождению газов коксующегося материала и при отсутствии необходимости производить сильный перегрев продуктов дистилляции последние могут быть направлены по так называемым обводным каналам, находящимся в головках печи. Продукты дистилляции из каналов входят в зону крекинга через окно внизу канала. В этом обводном канале по высоте печи имеется несколько небольших окон.

При необходимости работать с высоконагретыми продуктами дистилляции и в случае небольшого сопротивления загрузки прохождению газов, что имеет место при кусковом или брикетном материалах, продукты дистилляции направляются вниз непосредственно через топливо, а обводные каналы закрываются шиберами.

Для отбора газа снизу печи сделаны 2 отверстия: одно в стене камеры, другое в опорной стене печи. Через эти отверстия уходит идущий снизу газ охлаждения.

Прококсованный материал опускается в зону крекинга, в которой происходят каталитические реакции расщепления углеводородов.

При незначительных количествах водяных паров, ввиду высокой температуры, в печи произойдет глубокий крекинг паров смолы и газа со значительным выделением сажи и следовательно с понижением калорийности газа. При нали-

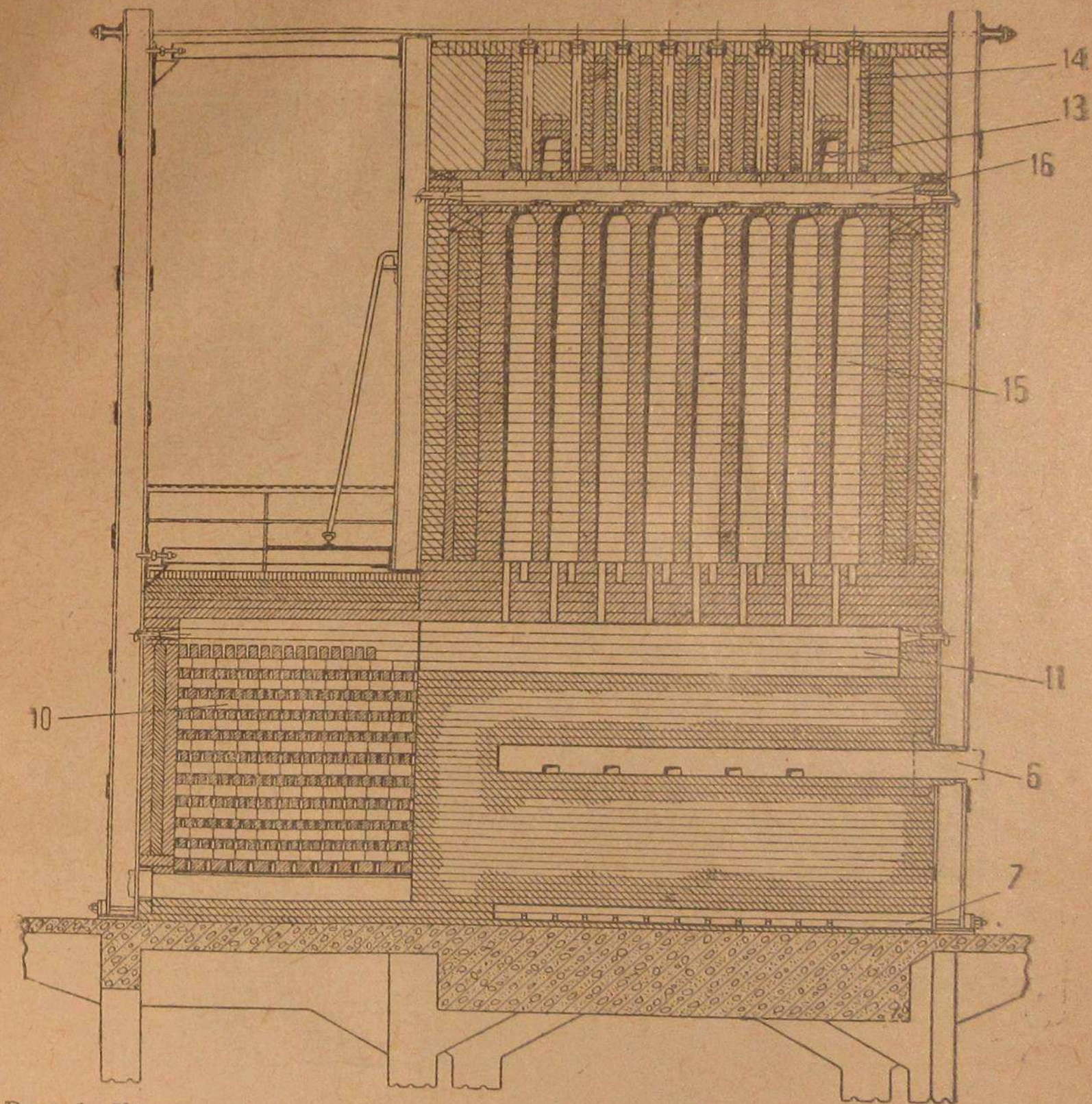


Рис. 1. Коксовально-крекинговая печь системы В. Жунко и Л. Заглодина. Разрез по нагревательному простенку и регенератору.

чи значительных количеств водяного пара содержание углерода в коксе значительно понизится, что нежелательно, если рассматривать кокс как генераторное топливо.

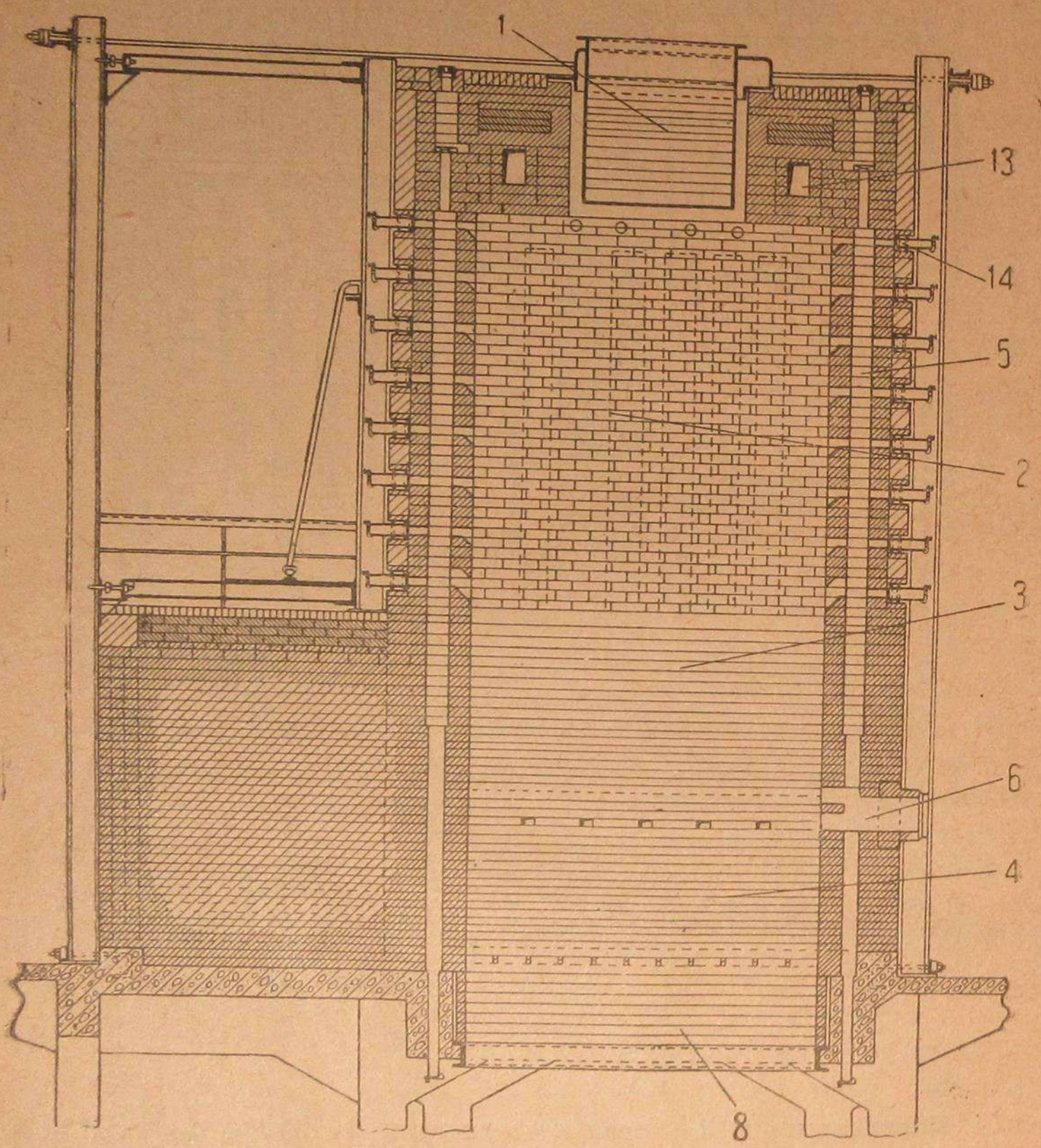


Рис. 2. Разрез по камере печи.

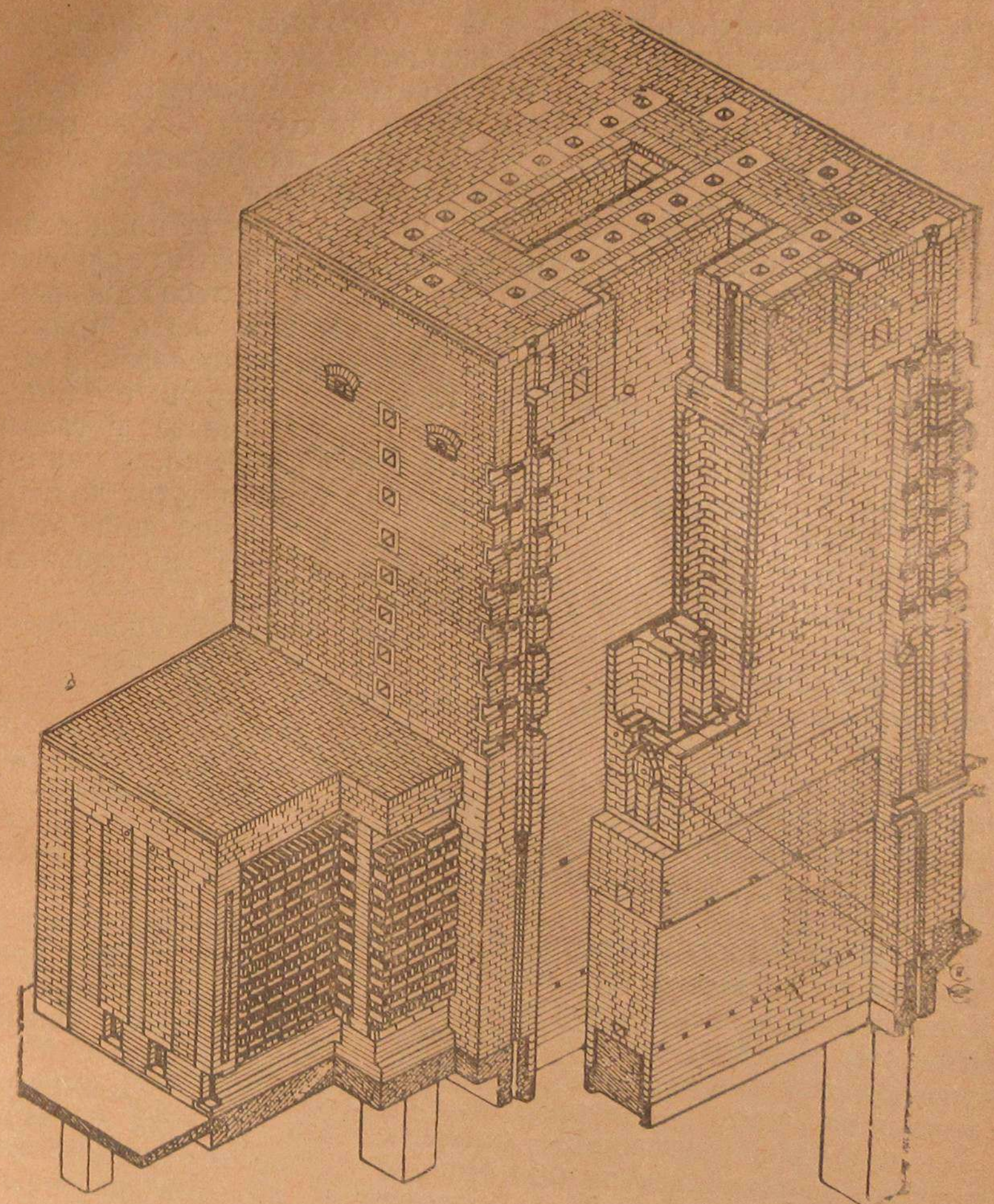


Рис. 3. Изометрия печи.

1—загрузочное отверстие (люк), 2—зона коксования, 3—зона кваркинга, 4—зона охлаждения, 5—обводный канал, 6—отводы газов дестилляции, 7—канал газа охлаждения, 8—разгрузочное отверстие, 9—канал для пара, 10—регенератор, 11—подовые каналы, 12—газочанал, 13—перевальное окно, 14—гляделки, 15—обогревательные каналы, 16—верхний сборный канал.

Для создания возможностей экспериментирования предусматривается подвод пара и воздуха в зону крэкинга; подвод воздуха позволит выяснить вопрос получения азотно-водородной смеси, годной для синтеза аммиака.

Кокс, опускаясь вниз, встречает обратный холодный газ после охлаждения его в конденсационной аппаратуре.

Кокс может быть охлажден холодным коксовым газом, паром или CO_2 . Можно будет также пропускать обогащенный воздух с паром, создавая процесс газификации. Опыт выявит целесообразность этого мероприятия.

Если процесс газификации будет опережать процесс крэкинга и коксования, то для некоторых частных случаев это мероприятие может явиться весьма целесообразным. Полученный при этом смешанный газ может быть применен в качестве теплоносителя при процессе швелевания методом внутреннего обогрева, т. е. газы из печи с температурой $750-800^\circ$, количество которых вместе с газом охлаждения достигнет 1000 м^3 на 1 т сланца, после рециркуляции холодным газом и понижения температуры до 550° могут быть пропущены через швелевую печь; при этом калорийность газа поднимется за счет газа швелевания. Рентабельность подобного процесса очевидна.

При работе печи с отбором продуктов дистилляции вверх закрываются шиберы в обводных каналах, и газы дистилляции уходят из печи через специальный патрубок.

Обогрев печи может производиться как бедным, так и богатым газом. В случае обогрева бедным газом, последний поступает в регенераторы и далее через косые окна входит в вертикальный обогревательный канал. Воздух поступает в соответствующий регенератор и далее через косой ход в вертикал.

Дымовые газы поднимаются и вверху обогревательного простенка собираются в дымосборном канале, откуда при помощи переходных окон переваливаются на другую сторону камеры, опускаются вниз и проходят путь, аналогичный только что пройденному воздухом и бедным газом, т. е. проходят через регенераторы. Через некоторый промежуток времени направление движения газа, воздуха и дымовых газов меняется на обратное. В случае обогрева богатым газом регенераторы восходящих потоков работают с целью нагрева воздуха. Богатый газ подается в печь через газоканал и горелку. Наблюдение за горением осуществляется через „гяделки“, а регулировка обогрева при помощи шиберов.

Производительность печи по сланцу при расходе тепла на коксование и крэкинг в 660 кал/кг равна 7 т в сутки. Эта цифра, выведенная в результате теоретических расчетов, является в известной степени условной. Площадь обогреваемой части печи, равная 28 м^2 , при условии отбора газов вверху печи может соответствовать производительности по углю около $8-9 \text{ т}$. Только в эксплуатации печь покажет свою максимальную производительность.

Варьируя производительностью, повышая или понижая ее, мы сможем увеличивать или уменьшать зону крэкинга и в результате опыта подобрать оптимальную производительность при нужной нам степени разложения смоляных паров.

Конструирование отопления камеры затруднялось необходимостью иметь доступ к камере со всех сторон. Отопление камеры принципиального значения не имеет. Практика коксовых печей полна примерами самых разнообразных систем отопления. В данном случае необходимо было иметь отопление с перегревом верха печи, поэтому мы остановились на отоплении, аналогичном коксовым печам Беккера, вынеся в сторону регенераторы.

Отличительными особенностями процесса перегонки сланца являются: бурное выделение продуктов перегонки в первые часы коксования; плавление сланца при 400° ; почти полная неспекаемость его и выделение значительных количеств смолы. Эти особенности создают конструктивные затруднения при проектировании печи.

Больше всего опасений вызывает возможность образования „козлов“, которые создаются от расширения сланца при нагревании и от оплавления массива. Однако непрерывнодействующий характер печи в значительной степени устраняет по нашему мнению возможность образования „козлов“.

В периодически действующих печах сланец засыпается холодным (при этом уплотняется), осадки не дает, даже несколько расширяется и заклинивается в печи, что имело место в печах Дессау. При постепенном нагревании и непрерывном ворошении заклинивания не должно быть.

Опасность образования „козлов“ от слипания благодаря битуминизации весьма серьезна; однако наличие узкой камеры, горячего хода печи и того факта, что монолитная масса не получалась в печах Дессау и в тоннельных печах, позволяет предполагать, что нам удастся избежать образования „козлов“ и от этой причины.

Основным положительным фактом является быстрый нагрев, который должен разрушить образующийся битум и создать быстрое движение пластической зоны внутри кусков сланца и всего коксующегося массива.

Если не удастся избежать образования „козлов“ от битуминизации, то следует испробовать шихтовку с коксом или с торфом; последний, давая усадку до 70%, будет способствовать разрушению „козлов“ и равномерному оседанию всего массива.

Обильное выделение паров смолы и газа в первые часы коксования может привести к тому, что на какой-то высоте печи будет образовываться как бы пробка из газов и паров. Последняя может создавать в печи большое давление, что повлечет просос газа в дымовые каналы. Избежать этого можно наличием обводных каналов, позволяющих разрядить давление и направить часть газов вниз или вверх. Обильное выделение газов возможно заставит нас не производить дококсование сланца, оставляя некоторое количество летучих в коксе, повышая одновременно производительность печи.

Следует остановиться на работе печи при условии верхнего отбора газов коксования, т. е. на аналогичных условиях получения в печах светильного газа из каменного угля. В этом случае не придется затрачивать тепла на крекинг, и вся поверхность стены будет служить для передачи тепла на процесс коксования, что увеличит производительность печи. При этом газ охлаждения, поднимаясь вверх, будет выносить в камеру коксования тепло, приобретенное им от кокса, что также несколько увеличит приход тепла в зоне коксования и также увеличит производительность печи (по сланцу).

Пуск печи должен быть произведен на каменном угле с постепенным переходом на сланец. Опробование печи должно быть произведено на торфе и на других видах топлива.

Каков будет выход газа, а также состав смолы и ценность ее? Ответ на эти вопросы даст только опыт эксплуатации печи.

Эксплоатация описанной опытной установки даст необходимый материал для разрешения вопроса о конструктивном оформлении технологического процесса высокотемпературной перегонки сланцев, что имеет колоссальное значение не только для дальнейшего развития сланце-химической

промышленности, но и для всей газовой промышленности тех областей Советского союза, которые располагают богатейшими залежами этого вида твердого топлива (Ленинградская область, Куйбышевский, Саратовский края, Чувашская АССР и др.).

К МЕТОДИКЕ РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА ДЕСТРУКТИВНОЙ ГИДРОГЕНИЗАЦИИ ЖИДКИХ ПРОДУКТОВ

Проф. С. Н. Семихатов, инж. В. П. Конов

Выхода легких продуктов при деструктивной гидрогенизации смол и мазутов, помимо факторов давления, температуры и катализатора, в значительной степени зависят от времени пребывания продукта в зоне реакции.

Ряд экспериментальных работ, проведенных в СССР и за границей, по изучению влияния на процесс деструктивной гидрогенизации фактора времени приводит к выводу, что эффективность процесса не находится в простой пропорции с временем, т. е. скорость образования легких продуктов

$$K = \frac{1}{T} \ln \frac{a}{a-x}^1$$

не постоянная по времени, а изменяется в сторону уменьшения.

Особенно важно отметить, что увеличение времени пребывания подвергаемого деструктивной гидрогенизации продукта в реакционной зоне приводит к снижению выходов жидких, легких продуктов за счет увеличения выхода газов.

Строго научного объяснения указанных явлений на сегодняшний день нет; можно однако предположить, что снижение скорости процесса происходит в основном вследствие качественного изменения исходных продуктов по времени, в частности за счет роста концентрации легких углеводородов в реакционной зоне.

¹ Для примера принято уравнение мономолекулярной реакции, где
 a — количество молекул исходного продукта;
 x — количество молекул, претерпевших изменение или разложение;
 T — время в минутах и
 K — константа скорости процесса.

Работы ГИВД по изучению процесса гидрогенизации на непрерывнодействующей установке показали возможность избежать повышенного выхода газов при некотором повышении относительной эффективности процесса. Эта возможность достигается применением рисайклинга, т. е. возврата неразложенных продуктов в реакционную камеру.

Практически рисайклинг осуществляется следующим образом:

При оптимальных условиях (температуры и давления) время пребывания масел в зоне реакции берется такое, чтобы глубина разложения (выход легких продуктов) не превышала определенного предела, выше которого эффективность процесса заметно падает. После каждого цикла (одного пропускания через реакционную камеру) от пресс-дестиллата отбираются легкие продукты, а тяжелый остаток примешивается к первоначальному сырью и вновь подается в реакционную камеру. Зависимость эффективности процесса деструктивной гидрогенизации от рисайклинга и возможность широкого применения последнего на опытных и промышленных установках заставляет обратить внимание на методику отражения его в материальном балансе процесса.

При составлении материальных балансов процесса деструктивной гидрогенизации обычно приходится исходить из материального баланса, данного для определенного сырья лабораторией, причем последний может быть составлен или в результате работы на непрерывнодействующей лабораторной установке или на основе оптимальных автоклавных опытов, а в лучшем случае по средним данным непрерывных и периодических опытов при условии их хорошего совпадения.

Если лабораторные опыты могут дать для каждого сырья оптимальные условия процесса и выхода за один цикл с применением и без применения рисайклинга, то для определения условий и количества рисайклинга с целью получения любого состава товарных продуктов потребовалось бы чрезвычайно большое количество опытов и времени.

В предлагаемой статье делается попытка аналитического отражения зависимости рисайклинга от оптимального выхода продуктов за один цикл и заданного состава товарных продуктов, причем в расчетах делается допущение, что рисайклинг ведет себя в зоне реакции так же, как первоначальное сырье. Это допущение для ряда продуктов прак-

тически возможно, в случае же если лабораторный материальный баланс дается для гидрогенизации смеси сырья с рисайклингом, указанное допущение отпадает.

Условия применения и распределения продуктов процесса деструктивной гидрогенизации сводятся к четырем основным случаям:

- 1) одноступенчатый процесс с получением бензина, керосина и смазочных масел;
- 2) двухступенчатый процесс с получением бензина и керосина с простым возвратом;
- 3) двухступенчатый процесс с получением бензина, керосина и смазочных масел с простым возвратом;
- 4) двухступенчатый процесс с получением бензина, керосина и смазочных масел со смешанным возвратом.

В силу специфичности каждого из приведенных случаев рассмотрим их в перечисленном порядке с точки зрения определения количества рисайклинга в зависимости (как указано выше) от лабораторного баланса и заданного состава товарных продуктов, причем все расчеты с целью упрощения будут даны на единицу сырья.

Случай I

Установка одноступенчатая; работает на получение бензина, керосина и смазочных масел; часть керосина (фракция, кипящая при 200—300° С) и фракция, кипящая выше 300°, направляются в виде рисайклинга обратно в реакционную камеру. Схему распределения продуктов см. рис. 1.

Пусть по заданию требуется получить товарные продукты следующего состава:

бензина (фракции, кипящей до 200°)	P_b кг
керосина (фракции 200—300°)	P_k „
масел (кипящих выше 300°)	P_m „

Всего товарных продуктов $G_T = \Sigma P = 1$ кг

По данным лабораторного материального баланса выхода продуктов при оптимальном режиме за один цикл следующие:

бензина (фракции, кипящей до 200°)	a кг
керосина (фракции, кипящей в пределах от 200 до 300°)	b „
тяжелого масла, кипящего > 300°	c „
воды	d „
газов + потери	e „

Всего 1 кг

Весовое количество вошедшего в реакцию водорода на 1 кг гидрируемого продукта α кг.

По материальному балансу процесса весовое количество получаемых после реакции продуктов должно равняться весовому количеству продуктов, подаваемых в реакционную камеру. Следовательно общее количество получаемых после одого цикла жидких масел равно количеству подаваемого в цикл исходного сырья плюс рисайклинг плюс количество вошедшего в реакцию водорода, за вычетом воды, газа и потерь, а также масел, идущих на рисайклинг в следующий цикл:

$$G_m = (1 + G_p)(1 + \alpha)[1 - (d + e)] - G_p \quad (1)$$

где G_m — весовое количество получаемых на 1 кг исходного сырья жидких масел,

G_p — весовое количество рисайклинга на 1 кг сырья.

Обозначим сумму выхода жидких масел

$$a + b + c = A \text{ кг}$$

и сумму выхода воды и газа

$$d + e = B \text{ кг},$$

тогда очевидно

$$A = 1 - B,$$

заменив в уравнении (1) $1 - (d + e)$ через A и $1 + \alpha$ через h , получим:

$$G_m = (1 + G_p)hA - G_p \quad (2)$$

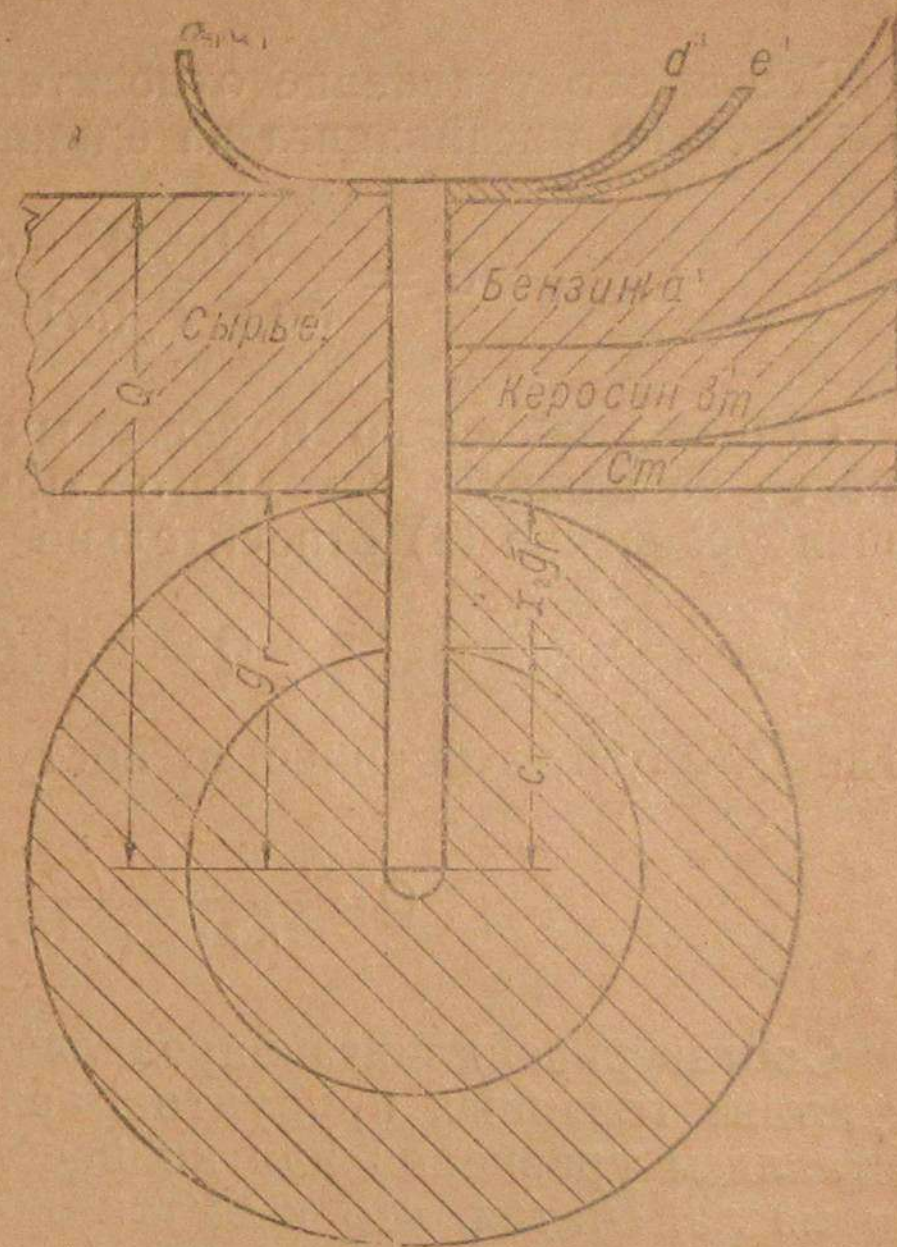


Рис. 1. Схема распределения продуктов при одноступенчатом процессе.

Так как получаемый бензин не поступает на рисайклинг, его количество можно выразить следующим уравнением:

$$G_m P_6 = (1 + G_p) ha. \quad (3)$$

Подставив в уравнение (3) значение G_m из уравнения (2), получим:

$$P_6 [(1 + G_p) hA - G_p] = (1 + G_p) ha. \quad (4)$$

Решая это уравнение относительно G_p , найдем весовое количество рисайклинга на единицу исходного сырья:

$$G_p = \frac{h(P_6 A - a)}{ha - P_6(hA - 1)}. \quad (5)$$

Общее количество подаваемых в реакционную камеру масел на единицу исходного сырья можно определить, решая уравнение (4) относительно

$$Q = 1 + G_p,$$

где Q — общее количество поступающих в процессе масел:

$$Q = \frac{P_6}{ha - P_6(hA - 1)}. \quad (6)$$

Состав рисайклинга определяется из условия заданного состава товарных продуктов; аналогично уравнению (4) составляем уравнения для количества получаемых керосина и масла, считая, что избыток компонента по сравнению с заданным количеством составит часть рисайклинга:

$$G_k = P_k [QhA - (Q - 1)] = Qhb - x(Q - 1); \quad (7)$$

$$G_c = P_m [QhA - (Q - 1)] = QhC - y(Q - 1), \quad (8)$$

где G_k — весовое количество товарного керосина на 1 кг исходного сырья.

G_c — весовое количество товарных смазочных масел на 1 кг исходного сырья.

x и y — соответствующие части компонентов в рисайклинге.

Решая уравнения (7) и (8) относительно x и y , находим состав рисайклинга:

$$x = \frac{Qhb - P_k [Q(hA - 1) + 1]}{Q - 1}; \quad (9)$$

$$y = \frac{QhC - P_m [Q(hA - 1) + 1]}{Q - 1}. \quad (10)$$

Выхода продуктов на единицу исходного сырья в результате применения рисайклинга определяются по уравнениям:

$$a' = hQa; \quad (10a)$$

$$b' = hQb; \quad (10b)$$

$$c' = hQc; \quad (10c)$$

$$d' = hQd; \quad (10d)$$

$$e' = hQe, \quad (10e)$$

где a' , b' , c' , d' и e' — весовые количества продуктов на 1 кг сырья.

Выхода товарных продуктов на единицу исходного сырья можно определить из следующих уравнений²:

$$a_T = a'; \quad (11a)$$

$$b_T = b' - xG_p; \quad (11b)$$

$$c_T = c' - yG_p; \quad (11c)$$

где a_T , b_T и c_T — весовые количества товарных продуктов на 1 кг исходного сырья.

Умножая найденные при помощи приведенных уравнений числовые значения на производительность по сырью, легко определить абсолютные количества, связанные с расчетом, или, наоборот, деля заданную цифру производительности по товарным продуктам на найденные числовые значения их на единицу сырья, можно определить необходимое абсолютное количество последнего.

Случай 2

Процесс ведется в 2 ступени, причем продукты, получаемые на 1-й ступени, распределяются следующим образом: бензин отбирается как товарный продукт, средняя фракция

² Выхода считаются без учета потерь при очистке и ректификации.

(200—300°) направляется на 2-ю ступень и тяжелая фракция возвращается на 1-ю ступень в качестве рисайклинга. На 2-й ступени как товарные продукты отбираются бензин и часть средней фракции (легкий керосин)³ (200—250°), а часть керосина и тяжелая фракция идут рисайклингом на 2-ю же ступень.

Схему распределения продуктов см. рис. 2.

Как указывалось выше, установка выпускает только бензин и керосин.

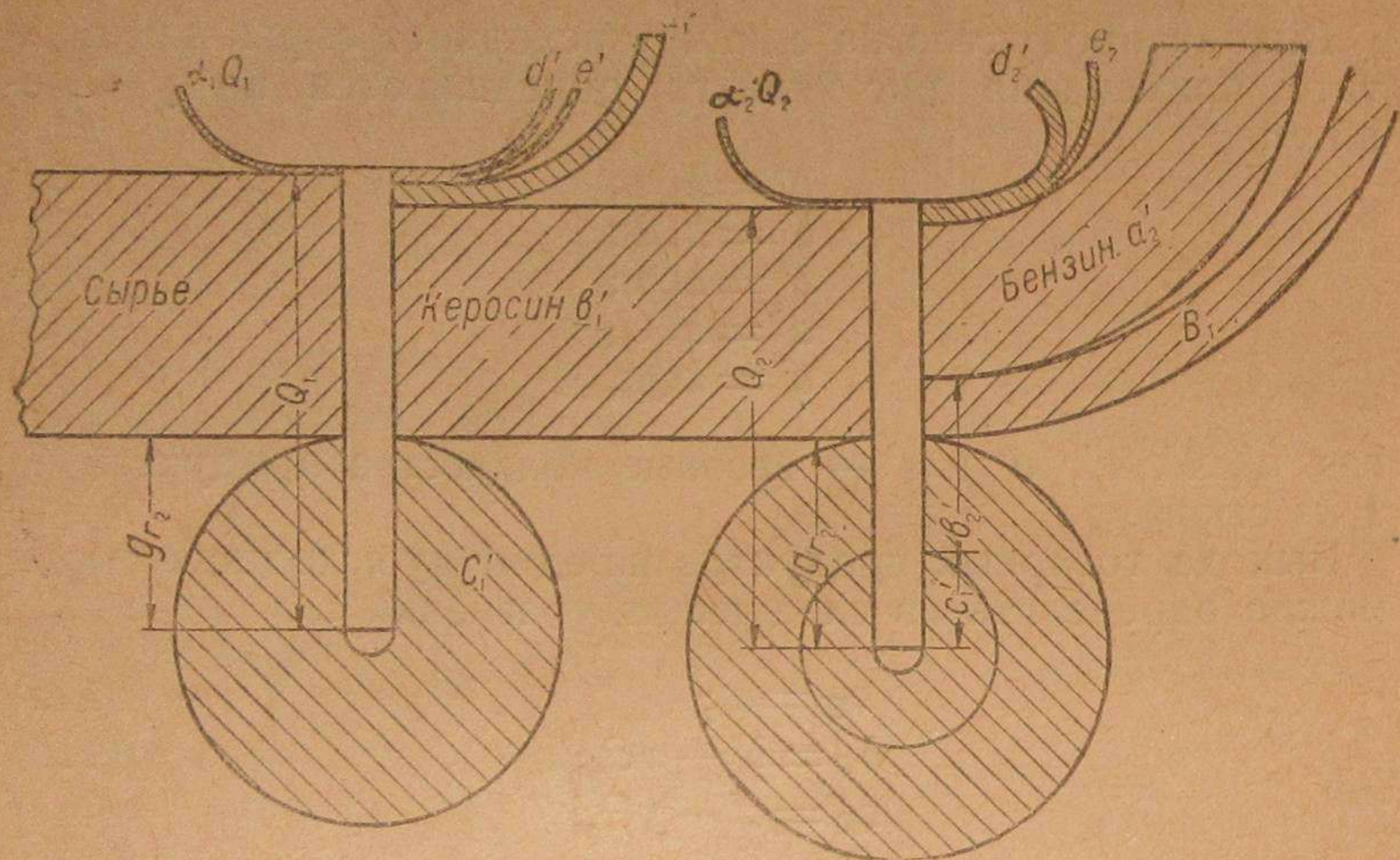


Рис. 2. Схема распределения продуктов двухступенчатого процесса с получением двух товарных продуктов.

Задается состав товарных продуктов P_b и P_k , причем

$$P_b + P_k = 1.$$

По данным лаборатории выхода продуктов за 1 цикл при оптимальном режиме следующие:

На 1-й ступени

фракции, выкипающей до 200°	a_1 кг
фракции, кипящей 200—300°	b_1 "
фракции, кипящей > 300°	c_1 "
воды	d_1 "
газ + потери	e_1 "

³ Температуры кипения приняты условно, в расчетах могут приниматься фракции любых интервалов кипения.

На 2-й ступени

фракции, выкипающей до 200°	a_2 кг
фракции, кипящей 200—250°	b_2 "
фракции, кипящей 250°	c_2 "
воды	d_2 "
газ + потери	e_2 "

Расход водорода на подаваемые в реакционную зону продукты по данным лаборатории:

На 1-й ступени	α_1 кг/кг
На 2-й ступени	α_2 кг/кг

Из условия распределения продуктов на 1-й ступени известно, что на рисайклинг подается вся тяжелая фракция, получаемая за 1 цикл, следовательно баланс рисайклинга на 1-й ступени выразится уравнением:

$$G_{p1} = (1 + G_{p1})(1 + \alpha_1)c_1, \quad (12)$$

где G_{p1} — весовое количество рисайклинга на 1-й ступени на единицу исходного сырья.

Заменив $1 + \alpha_1$ на h_1 и решая уравнение (12) относительно G_{p1} , находим:

$$G_{p1} = \frac{h_1 c_1}{1 - h_1 c_1}. \quad (13)$$

Общее количество подаваемых на 1-ю ступень масел определяется из условия

$$Q_1 = G_{p1} + 1,$$

где Q_1 — весовое количество масел, подаваемых на 1-ю ступень.

Заменив в уравнении (13) G_{p1} через Q_1 , получим:

$$Q_1 = \frac{1}{1 - h_1 c_1}. \quad (14)$$

Состав рисайклинга определения не требует как однородный по условию ведения процесса.

Выхода продуктов на единицу исходного сырья на 1-й ступени определяются из простых уравнений:

бензина $a_1' = Q_1 h_1 a_1; \quad (14a)$

керосина $b_1' = Q_1 h_1 b_1; \quad (14b)$

тяжелого масла $c_1' = Q_1 h_1 c_1, \quad (14c)$

где a_1' , b_1' , c_1' и т. д. — весовые количества соответствующих фракций на единицу сырья.

Аналогично определяются выходы воды и газа на единицу исходного сырья.

Из условия распределения продуктов известно, что общее количество товарных продуктов складывается из продуктов, получаемых на 2-й ступени, за вычетом рисайклинга 2-й ступени плюс бензин, полученный на 1-й ступени; отсюда количество товарных продуктов на единицу исходного сырья выразится:

$$G_T = Q_2 h_2 A_2 - G_{p_2} + a_1', \quad (15)$$

где G_T — весовое количество всех товарных продуктов на единицу исходного сырья;

Q_2 — общее весовое количество масел, подаваемых на 2-й ступени, на единицу исходного сырья;

$h_2 = 1 + \alpha_2$ — весовое количество исходного сырья плюс водород;

A_2 — сумма жидких продуктов, получаемых за 1 цикл на 2-й ступени;

G_{p_2} — весовое количество рисайклинга на 2-й ступени на единицу исходного сырья.

Общее количество масел, подаваемых на 2-ю ступень на единицу исходного сырья, складывается: из средней фракции, идущей с 1-й ступени и рисайклинга 2-й ступени, т. е.

$$Q_2 = G_{p_2} + b_1'. \quad (16)$$

Подставив в уравнение (15) вместо G_{p_2} его значение из уравнения (16), получим:

$$G_T = Q_2 (h_2 A_2 - 1) + b_1' + a_1'. \quad (17)$$

Количество бензина, получаемого на 2-й ступени, очевидно, равно общему количеству товарного бензина, за вычетом полученного на 1-й ступени; выразив это соотношение уравнением, имеем:

$$Q_2 h_2 a_2 = P_6 [Q_2 (h_2 A_2 - 1) + b_1' + a_1'] - a_1'; \quad (18)$$

решая уравнение (18) относительно Q_2 , находим:

$$Q_2 = \frac{P_6 (a_1' + b_1') - a_1'}{h_2 (a_2 - P_6 A_2) + P_6}. \quad (19)$$

Найдя значение Q_2 , количество рисайклинга на 2-й ступени можно определить из уравнения (16):

$$G_{p_2} = Q_2 - b_1'. \quad (20)$$

Состав рисайклинга определяется из условия, что последний состоит из частей компонентов, являющихся избыточными по отношению к заданному количеству товарных продуктов:

$$P_k [Q_2 (h_2 A_2 - 1) + b_1' + a_1'] = Q_2 h_2 b_2 - x_2 (Q_2 - b_1'); \quad (21)$$

$$P_m [Q_2 (h_2 A_2 - 1) + b_1' + a_1'] = Q_2 h_2 c_2 - y_2 (Q_2 - b_1'), \quad (22)$$

где x_2 — весовое количество средней фракции (керосина) на единицу рисайклинга;

y_2 — весовое количество тяжелой фракции на единицу рисайклинга.

Решая уравнения (21) и (22) относительно x_2 и y_2 , находим состав рисайклинга:

$$x_2 = \frac{Q_2 h_2 b_2 - P_k [Q_2 (h_2 A_2 - 1) + b_1' + a_1']}{Q_2 - b_1'}; \quad (23)$$

$$y_2 = \frac{Q_2 h_2 c_2 - P_m [Q_2 (h_2 A_2 - 1) + b_1' + a_1']}{Q_2 - b_1'}. \quad (24)$$

Выхода продуктов на 2-й ступени на единицу исходного сырья определяются по уравнениям:

$$\text{бензина} \quad a_2' = Q_2 h_2 a_2; \quad (24a)$$

$$\text{керосина} \quad b_2' = Q_2 h_2 b_2; \quad (24b)$$

$$\text{масел} \quad c_2' = Q_2 h_2 c_2; \quad (24c)$$

где a_2' ; b_2' ; c_2' ; и т. д. — весовые количества компонентов, получающихся на 2-й ступени на 1 кг исходного сырья.

Выхода товарных продуктов на единицу исходного сырья для данного случая определяются по уравнениям:

$$a_T = a_2' + a_1'; \quad (25)$$

$$b_T = b_2' - x G_{p_2}. \quad (26)$$

Случай 3

Процесс ведется в две ступени с получением бензина, керосина и смазочных масел.

В отличие от случая 2-го, на 1-й ступени, помимо бензина, в качестве товарного продукта отбирается часть тяжелой фракции; другая часть тяжелой фракции идет в виде рисайклинга на 1-ю ступень. На 2-ю ступень поступает средняя фракция прессдестиллата 1-й ступени, а также рисайклинг, состоящий из высококипящей фракции прессдестиллата и части керосиновой фракции 2-й ступени.

Схема распределения продуктов показана на рис. 3.

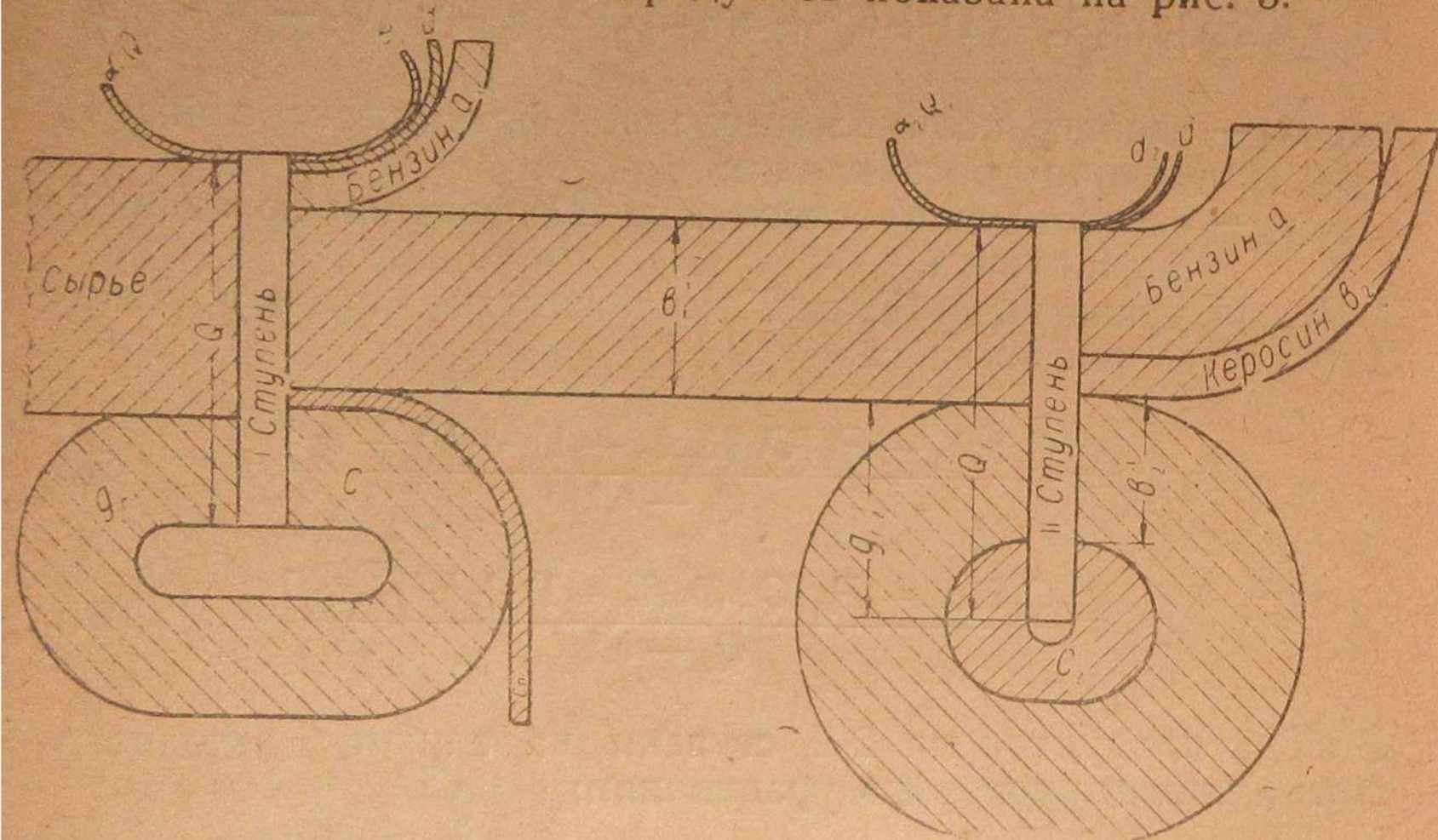


Рис. 3. Схема распределения продуктов двухступенчатого процесса с получением трех товарных продуктов.

Для приведенных выше условий баланс распределения тяжелой фракции 1-й ступени выразится следующим уравнением:

$$Q_1 h_1 c_1 - G_T P_m = G_{p1}, \quad (27)$$

где Q_1 — общее количество смеси сырья и рисайклинга, подаваемое на 1-ю ступень на единицу исходного сырья;

$h_1 = 1 + \alpha_1$ — весовое количество исходного сырья плюс водород;

c_1 — весовой выход тяжелой фракции на 1-й ступени.

пени за один цикл по данным лабораторного баланса;

G_T — весовое количество товарных продуктов на единицу исходного сырья;

P_m — весовое количество смазочных масел на 1 кг товарных продуктов (по заданному составу);

G_{p1} — весовое количество рисайклинга на единицу исходного сырья.

Общее количество товарных продуктов по условию равно бензину и керосину, полученным на 1-й ступени, плюс бензин, и части тяжелой фракции (смазочные масла), полученной на 1-й ступени:

$$G_T = a_1' + a_2' + G_T (P_m + P_k). \quad (28)$$

Заменив в уравнении (28) a_2' и a_1' их значениями, согласно уравнениям (24а) и (14а) определим количество товарных продуктов:

$$G_T = \frac{Q_1 h_1 a_1 + Q_2 h_2 a_2}{1 - (P_m + P_k)} = \frac{Q_1 h_1 a_1 + Q_2 h_2 a_2}{P_0}. \quad (29)$$

Количество рисайклинга 2-й ступени выражается следующим балансовым уравнением:

$$Q_2 - Q_1 h_1 b_1 = Q_2 h_2 (c_2 + b_2) - G_T P_k. \quad (30)$$

Решая уравнение (30) относительно Q_2 , получим:

$$Q_2 = \frac{Q_1 h_1 b_1 - G_T P_k}{1 - h_2 (b_2 + c_2)}. \quad (31)$$

Подставив в уравнение (29) значение Q_2 из уравнения (31), имеем:

$$G_T = \frac{Q_1 h_1 \{ a_1 [1 - h_2 (b_2 + c_2)] + h_2 a_2 b_2 \}}{P_0 [1 - h_2 (b_2 + c_2)] + P_k h_2 a_2}. \quad (32)$$

Подставив полученное значение G_T из уравнения (32) и значение Q_2 из уравнения (31) в уравнение (27) и заменив G_{p1} через $Q_1 - 1$, решим это уравнение относительно Q_1 ; тогда имеем:

$$Q_1 = \frac{P_0 [1 - h_2 (b_2 + c_2)] + P_k h_2 a_2}{h_1 P_m \{ a_1 [1 - h_2 (b_2 + c_2)] + h_2 a_2 b_2 \} - \{ P_0 [1 - h_2 (b_2 + c_2)] + P_k h_2 a_2 \} (h_1 c_1 - 1)}. \quad (33)$$

Весовое количество рисайклинга 1-й ступени на единицу исходного сырья определяется из простого уравнения:

$$G_{p_1} = Q_1 - 1.$$

Выхода продуктов на 1-й ступени на единицу сырья определяются по уравнениям (15а, б, с) и т. д.

Количество масел вместе с рисайклином, поступающих на 2-ю ступень на единицу исходного сырья, определяется из уравнения (31).

Количество рисайклинга, поступающего на 2-ю ступень на единицу исходного сырья, определяется из условия, что общее количество масел, поступающих на 2-ю ступень, равно средней фракции, поступающей с 1-й ступени плюс рисайклинг, следовательно количество рисайклинга равно общему количеству масел, поступающих на 2-ю ступень, за вычетом средней фракции с 1-й ступени:

$$G_{p_2} = Q_2 - b_1'. \quad (35)$$

Состав рисайклинга определяется аналогично случаю 2-му, т. е. из условия, что количество компонента, избыточное над соответствующей частью его в рисайклине, равно количеству этого компонента в товарном продукте:

$$G_T P_k = Q_2 h_2 b_2 - x G_{p_2}; \quad (36)$$

$$Q_2 h_2 c_2 = y G_{p_2}; \quad (37)$$

решая эти уравнения относительно x и y , находим:

$$x = \frac{Q_2 h_2 a_2 - P_k G_T}{G_{p_2}}; \quad (38)$$

$$y = \frac{Q_2 h_2 c_2}{G_{p_2}}. \quad (39)$$

Общее количество товарных продуктов — G_T предварительно определяется из уравнения (29) или (32).

Выхода продуктов на 2-й ступени на единицу исходного сырья определяются по уравнениям 24а, 24б, 24с.

Общие выхода товарных продуктов на единицу исходного сырья находятся по уравнениям:

$$a_T = a_1' + a_2'; \quad (39a)$$

$$b_T = b_2' - x G_{p_2}; \quad (39b)$$

$$c_T = c_1' - G_{p_1}. \quad (39c)$$

Случай 4

Процесс ведется в две ступени с получением бензина, керосина и смазочных масел; распределение рисайклинга смешанное.

На 1-й ступени в качестве товарного продукта отбирается весь бензин и часть фракции, кипящей выше 300° ; вторая часть тяжелой фракции возвращается в виде рисайклинга на 1-ю ступень, средняя фракция, получаемая на 1-й ступени, направляется на 2-ю ступень.

На 2-й ступени в виде товарных продуктов отбирается весь бензин и часть средней (керосиновой) фракции, другая часть средней фракции и полностью фракция, кипящая при $250-300^\circ$, подаются в виде рисайклинга на 2-ю ступень; образующийся на 2-й ступени полимеризат, кипящий выше $275-300^\circ$, подается в качестве рисайклинга на 1-ю ступень.

Схему распределения продуктов см. рис. 4.

Таким образом здесь мы имеем случай смешанного рисайклинга, т. е. рисайклинг 1-й ступени состоит из масел, поступающих с 1-й ступени, и полимеризата, поступающего со 2-й ступени.

По заданию, как и в предыдущих случаях, требуется получить товарный продукт состава: P_b ; P_k ; P_m , т. е. бензин, керосин и смазочное масло в определенных соотношениях.

По данным лаборатории выхода продуктов следующие:

на 1-й ступени		на 2-й ступени	
Фракции, кипящей до 200°	a_1	Фракции, кипящей до 170°	a_2
Фракции, кипящей $200-300^\circ$	b_1	Фракции, кипящей $175-250^\circ$	b_2
Фракции, кипящей 300°	c_1	Фракции, кипящей $250-300^\circ$	c_2
Воды	d_1	Полимеризата 300°	r_2
Газа + потеря	e_1	Воды	d_2
		Газа + потеря	e_2
Всего 1 кг		Всего 1 кг	

Расход водорода соответственно α_1 и α_2 на 1 кг гидрируемого сырья. По условию общее количество масел, подаваемых на 1-ю ступень, равно единице исходного сырья плюс часть тяжелой фракции с 1-й ступени плюс полимеризат со 2-й ступени.

Уравнение этого распределения имеет следующий вид:

$$1 + (Q_1 h_1 c_1 - G_T P_m) + Q_2 h_2 r_2 = Q_1. \quad (40)$$

Количество товарных продуктов на единицу исходного сырья складывается из бензина и части тяжелой фракции с 1-й ступени и бензина и части средней фракции со 2-й ступени:

$$G_T = Q_1 h_1 a_1 + Q_2 h_2 a_2 + G_T (P_m + P_k). \quad (41)$$

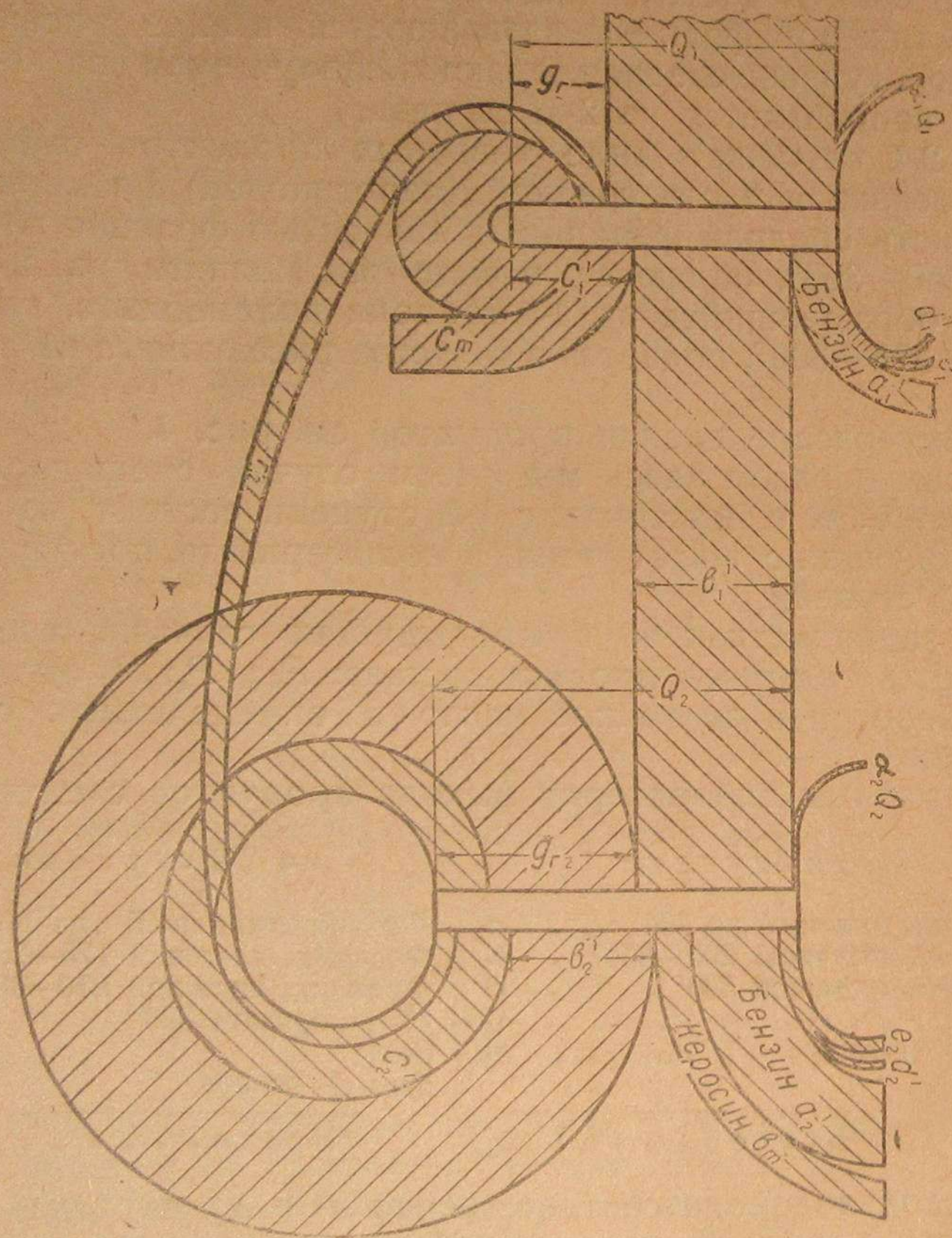


Рис. 4. Схема распределения продуктов двухступенчатого процесса с смешанным рисайклингом.

Общее количество масел, поступающих на 2-ю ступень, согласно условиям процесса равно средней фракции, поступающей с 1-й ступени, плюс часть керосиновой фракции и

полностью фракция, кипящая выше 250° со 2-й ступени, или:

$$Q_2 = Q_1 h_1 b_1 + (Q_2 h_2 b_2 - P_k G_T) + Q_2 h_2 c_2. \quad (42)$$

Решая уравнение (41) относительно G_T , находим:

$$G_T = \frac{Q_1 h_1 a_1 + Q_2 h_2 a_2}{P_o}. \quad (43)$$

подставляя значение G_T из уравнения (43) в уравнение (42) и решая его относительно Q_2 , имеем:

$$Q_2 = \frac{Q_1 h_1 (P_o b_1 - P_k a_1)}{1 - h_2 [P_o (b_2 + c_2) + P_k a_2]}. \quad (44)$$

Подставив в уравнение (40) значение G_T из уравнения (43) и значение Q_2 из уравнения (44) и решая это уравнение относительно Q_1 , получим:

$$Q_1 = \frac{P_o \{1 - h_2 [P_o (b_2 + c_2) + P_k a_2]\}}{\{1 - h_2 [P_o (b_2 + c_2) + P_k a_2]\} [P_m h_1 a_1 - P_o (h_1 c_1 - 1)] + P_k a_1 - P_o b_1} h_1 (h_2 r_2 P_o + P_m a_1). \quad (45)$$

Общее количество рисайклинга 1-й ступени на единицу исходного сырья определяется аналогично предыдущему случаю по уравнению (34).

Состав рисайклинга первой ступени определяем из балансовых уравнений для продуктов, идущих на рисайклинг:

$$x_1 G_{p1} = Q_1 h_1 c_1 - G_T P_m; \quad (46)$$

$$y_1 G_{p1} = Q_2 h_2 r_2. \quad (47)$$

Решая эти уравнения относительно x и y , находим:

$$x_1 = \frac{Q_1 h_1 c_1 - G_T P_m}{G_{p1}}; \quad (48)$$

$$y_1 = \frac{Q_2 h_2 r_2}{G_{p1}}. \quad (49)$$

Для решения уравнений (48) и (49) необходимо прежде определить: Q_2 из уравнения (44) и G_T из уравнения (43).

Общие выходы продуктов 1-й ступени на единицу исходного сырья определяются, как и в предыдущем случае, по уравнениям (14а, б, с) и т. д.

Количество рисайклинга 2-й ступени на единицу исходного сырья согласно условиям процесса равно количеству фракции, кипящей $> 275^\circ$, и части керосиновой фракции, получаемых на 2-й ступени.

Выражая это уравнением, имеем:

$$G_{p_2} = Q_2 h_2 (c_2 + b_2) - G_T P_k. \quad (50)$$

Состав рисайклинга 2-й ступени определяется из баланса продуктов, его составляющих. Уравнения баланса имеют вид:

$$x_2 G_{p_2} = Q_2 h_2 b_2 - G_T P_k; \quad (51)$$

$$Y_2 G_{p_2} = Q_2 h_2 c_2. \quad (52)$$

Решая эти уравнения относительно x и y , находим:

$$X_2 = \frac{Q_2 h_2 b_2 - G_T P_k}{G_{p_2}}; \quad (53)$$

$$Y_2 = \frac{Q_2 h_2 c_2}{G_{p_2}}. \quad (54)$$

Выхода продуктов 2-й ступени на единицу исходного сырья определяются по уравнениям (24а, б, с) и т. д.

Выход товарных продуктов на единицу исходного сырья для процесса со смешанным рисайклингом определяется по уравнениям:

$$a_T = a_1' + a_2'; \quad (54a)$$

$$b_T = b_2' - x_2 G_{p_2}; \quad (54b)$$

$$c_T = c_1' - x_1 G_{p_1}. \quad (54c)$$

Примерный расчет рисайклинга для одной ступени (случай 1-й)

Пусть по заданию требуется получить следующий состав продуктов:

бензина, кипящего до 200°	— 50%	= 100 P_b
керосина	200— 300° — 35%	= 100 P_k
масел, кипящих $> 300^\circ$	— 15%	= 100 P_m

Согласно данным лаборатории сырье при деструктивной гидрогенизации в оптимальных условиях за 1 цикл дает выхода

бензина до 200°	20%	= 100 a
фракц. 200— 300°	25%	= 100 b
»	300°	50% = 100 c
воды	2%	= 100 d
газа + потери	3%	= 100 e
Всего		 100%

Расход водорода на подаваемое сырье за 1 цикл 2%.

Общее количество подаваемой в реакционную камеру смеси на 1 кг сырья по уравнению (6) будет:

$$Q = \frac{0,5}{1,02 \cdot 0,2 - 0,5 (1,02 \cdot 0,95 - 1)} = 2,278.$$

Следовательно на каждый кг сырья добавляется рисайклинга:

$$2,278 - 1 = 1,278.$$

По уравнению (5) получаем:

$$G_p = \frac{1,02 (0,5 \cdot 0,95 - 0,2)}{1,02 \cdot 0,2 - 0,5 (1,02 \cdot 0,95 - 1)} = 1,278,$$

т. е., применяя уравнения (5) и (6), приходим к одинаковому результату.

Состав рисайклинга определяем по уравнениям (9) и (10). Керосина рисайклинге:

$$X = \frac{2,265 \cdot 1,02 \cdot 0,25 - 0,35 [2,265 (1,02 \cdot 0,95 - 1) + 1]}{2,265 - 1} = 0,2000$$

или 20,00% на рисайклинг.

Содержание масла:

$$y = \frac{2,265 \cdot 0,5 \cdot 1,02 - 0,15 \{2,265 (1,02 \cdot 0,95 - 1) + 1\}}{1,265} = 0,8000$$

или 80% на рисайклинг.

Выхода товарных продуктов на сырье при найденном рисайклинге определяются по уравнению (11):

$$a_T = 0,2 \cdot 2,278 \cdot 1,02 = 0,465$$

или в % на сырье:

$$0,465 \cdot 100 = 46,5.$$

Керосина на 1 кг сырья по уравнению

$$b_T = 1,02 \cdot 2,278 \cdot 0,25 - 0,20 \cdot 1,278 = 0,325$$

или в % на сырье — 32,5.

Масла на 1 кг сырья аналогично:

$$c_T = 1,02 \cdot 2,278 \cdot 0,5 - 0,8000 \cdot 1,278 = 0,139$$

или в % на сырье — 13,9.

Воды и газа аналогично уравнению (11):

$$d' + e' = 1,02 \cdot 2,278 \cdot 0,05 = 0,116$$

или в % на сырье 11,6.

Всего в % на сырье 104,5.

Лишние 4,5% составляют потребленный в реакции водород, что видно из подсчета

$$0,02 - 100 \cdot 2,278 = 4,56\%$$

невязка 0,06%.

Проверим полученные продукты по уравнению:

бензина

$$100 P_b = \frac{46,5}{46,5 + 32,5 + 13,9} = 50,05\% \approx 50\%$$

керосина

$$100 P_k = \frac{32,5}{46,5 + 32,5 + 13,9} = 34,99\% \approx 35\%$$

масла

$$100 P_m = \frac{13,5}{46 + 32,2 + 13,8} = 14,96 \approx 15\%$$

Как видно, состав получается достаточно точно совпадающий с заданным, следовательно подсчитанный рисайклинг соответствует требованиям заданного процесса.

Примерный расчет рисайклинга для двухступенчатого процесса (случай 2-й)

По заданию требуется получить:

бензина	75% (100 P _b)
керосина	25% (100 P _k)

Согласно лабораторному материальному балансу при оптимальных условиях процесса сырье дает следующие выхода:

На 1-й ступени

Бензина	5% (100 a ₁)
Фракции 200—300°	50% (100 b ₁)
Фракции >300°	42% (100 c ₁)
Воды	1% (100 d ₁)
Газа	2% (100 e ₁)

Всего 100%

Расход водорода на сырье за один цикл 1%.

На 2-й ступени

Бензина	30% (100 a ₂)
Фракции 200—250°	45% (100 b ₂)
Фракции на 250°	21% (100 c ₂)
Воды	1% (100 d ₂)
Газа	3% (100 e ₂)

Всего 100%

Расход водорода на подаваемое в реакционную камеру сырье 1% за цикл.

Общее количество подаваемых в камеру 1-й ступени масел на 1 кг сырья определяем по уравнению (14):

$$Q_1 = \frac{1}{1 - 1,010 \cdot 42} = 1,735.$$

Количество получаемого на 1-й ступени бензина по уравнению (14a) будет:

$$a_1' = 1,735 \cdot 1,01 \cdot 0,05 = 0,0876.$$

Количество подаваемого с 1-й на 2-ю ступень масла на единицу исходного сырья определяем по уравнению (14b):

$$b_1' = 1,735 \cdot 1,01 \cdot 0,5 = 0,876.$$

Перед подачей на 2-ю ступень к маслу, идущему с 1-й ступени, присоединяется рисайклинг (возврат), поступающий с разгонки прессдестиллата 2-й ступени. Общее количество масел, поступающих в процесс на 2-й ступени, определится из уравнения (19):

$$Q_2 = \frac{0,75(0,0876 + 0,876) - 0,0876}{1,01(0,3 - 0,75 \cdot 0,96) + 0,75} = 1,946,$$

или количество рисайклинга, возвращаемого из процесса 2-й ступени на единицу исходного сырья по уравнению (20):

$$G_{p_2} = 1,946 - 0,876 = 1,07.$$

Для определения состава рисайклинга пользуемся уравнениями (23) и (24).

Содержание в рисайклинге фракции, кипящей в пределах 200—250°, будет по уравнению (23)

$$x_2 = \frac{1,946 \cdot 1,01 \cdot 0,45 - 0,25[1,946(1,01 \cdot 0,96 - 1) + 0,876 + 0,0876]}{1,07} = 0,615;$$

фракции, кипящей $> 250^\circ$, по уравнению (24):

$$y_2 = \frac{1,946 \cdot 1,01 \cdot 0,21}{1,07} = 0,385.$$

Выход товарных продуктов на 2-й ступени на единицу исходного сырья определяем по уравнению (24a).

Бензина:

$$a_2' = 0,3 \cdot 1,946 \cdot 1,01 = 0,59 \text{ кг.}$$

Керосина по уравнению (26):

$$b_2' = 0,45 \cdot 1,946 \cdot 1,01 - 0,615 \cdot 1,07 = 0,227 \text{ кг.}$$

Общий выход бензина очевидно равен бензину, полученному на 1-й и 2-й ступенях вместе:

$$a_T' = 0,59 + 0,0876 = 0,6776 \text{ кг.}$$

Всего продуктов получаем:

$$a' + b_2' = 0,6776 + 0,227 = 0,9046 \text{ кг.}$$

Проверяем состав получаемых продуктов:

$$\text{бензина} \quad 100 P_o = \frac{0,6776}{0,9046} = 75\%;$$

$$\text{керосина} \quad 100 P_k = \frac{0,227}{0,9046} = 25\%.$$

Полученный состав совпадает с заданным, что показывает правильность расчетных уравнений. Так как порядок расчета и пользования уравнениями в случаях 3 и 4 ни в чем не отличается от разобранных 2 случаев, приводить примеры на остальные 2 случая нет необходимости.

Данный в статье анализ различных режимов процесса в области материального распределения в значительной степени упрощает задачу проектантов при расчетах материального баланса процесса с различными исходными заданиями.

ИНОСТРАННАЯ ТЕХНИКА

ПОЛИМЕРИЗАЦИЯ ГАЗОВ

Вопрос об использовании газов превращением их в жидкое топливо занимает умы химиков и технологов, особенно сильно в течение последних 6—7 лет.

Судя по литературным данным, каждая страна в зависимости от своих газовых ресурсов подходит к этому вопросу специфически.

Так например в Германии получают бензин из коксового газа, в Англии получают бензол и другие ароматические углеводороды на установке Англо-персидской нефтяной компании из естественных газов, а в США используют газы крекинга для получения добавочного количества ароматических углеводородов.

В Германии вопрос о переработке коксового газа находится в стадии почти законченных лабораторных работ. Ряд статей Фишера в „Brennstoff-Chemie“ за 1932 и 1933 гг., статья Петерса и Неймана в том же журнале за 1933 г. описывают по существу отдельные моменты из проведенной серии.

В „Brennstoff Chemie“ № 20 за 1932 г. Фишер приводит ряд кривых, указывающих, что разложение чистого метана при высоких температурах достигает 23%; разложившийся метан превращается частично в ацетилен, частично в бензол. Оптимальными условиями процесса является температура 1360°, при которой разлагается 23% метана, причем в ацетилен превращается 15%, в бензол 8%. Время нагрева 0,016 сек.; давление нормальное. При температуре выше 1500° процесс идет в сторону увеличения выхода ацетилена за счет бензола с одновременным понижением количества прореагировавшего метана.

В опытах с коксовым газом, состав которого H_2 —50%, CH_4 —25%, C_nH_m —1%, было установлено, что все разложение метана идет в сторону образования ацетилена, сажи не получается совсем, и может быть разложено до 75% метана, содержащегося в газе. Оптимальные условия—тем-

пература 1600° и время контакта 0,004 сек. Многократное повторение нагревания увеличило процент разложения метана. Скорость пропускания 500 л/час.

Проработан вопрос о влиянии давления на процесс: повышение давления уменьшает общее количество разложившегося метана, одновременно увеличивая выход из него бензола и снижая количество ацетилена. Разложение достигает максимума при давлении в $1/10$ атм, причем бензола не получается совсем.

Работа Петерса и Неймана¹ проведена уже специально по пиролизу коксового газа с последующей полимеризацией образующегося при пиролизе ацетилена.

Газ разлагается электроразрядом в трубке из иенского стекла ($d=50$ мм). Расстояние между электродами 15 см; ток переменный 50 периодов, напряжение в клеммах 120 В. Давление газа было 40—50 мм рт. ст. При этих условиях получался газ с 7% ацетилена и происходило увеличение объема на 18%. Смол и углерода не выделялось совсем, так же как и бензола.

Полученный в результате пиролиза газ пропускался через контактный аппарат $\varnothing=50$ мм с катализатором: окисью железа и никеля, нанесенных на силикагель (110 г окисей на 120 г носителя) при температуре контакта 250°. Реакция полимеризации экзотермична и задача заключалась в регулировке температуры.

Выход жидких продуктов равнялся 48 г на 1 м³ газа; газ содержал некоторое количество этилена. Этот выход может быть по мнению Фишера повышен до 55 г за счет ацетилена при точном температурном режиме полимеризации, не допускающем колебаний более 2°, чего в опытах достигнуто не было.

Из полученного количества продуктов до 150° кипит ~80%. Октановое число продукта—80.

Расход катализатора указан в 0,9 г на 1 м³ газа.

В Англии основными являются работы Дунстэна, Хэга, Велера, Кедмена² по „обензиниванию“ естественного и крекинг-газа. Авторы этих работ указывают, что получение легкого масла, на 70% состоящего из бензола, может быть проведено двумя методами:

- 1) пиролиз с непосредственным получением бензола,
- 2) пиролиз „мягкий“ с получением олефинов и их последующей полимеризацией.

¹ Brennstoff-Chemie № 9, 1933 г.

² „Ind. and Eng. Chemistry“ № 3, 1934 г.

Первый метод почти не применим к метанистым газам, так как по мнению авторов разлагается очень малое количество метана (до 8%) вследствие торможения реакции выделяющимся водородом. Метан может быть разложен при однократном пропускании на 50—60%, если непрерывно удалять образующийся водород. Пиролиз производился помощью нагрева до температур 1000—1100°. Этан и высшие парафины при тех же условиях разлагаются значительно интенсивнее.

Как видно, Фишер, применявший более высокие температуры и крайне малое время контакта, достиг более интересных для нас результатов, так как этими двумя факторами почти уничтожил влияние выделяющегося водорода. Очевидно, что метод электрического разряда для пиролиза метана более приемлем, чем метод нагревания.

Дунстен указывает, что давление задерживает процесс пиролиза,—это совершенно естественно, так как при пиролизе объем газа увеличивается.

В результате одноступенчатого пиролиза из метана получается до 40 г жидких продуктов на 1 м³, т. е. выхода на 15—20% хуже немецких.

По этому методу одноступенчатого получения сырого бензола (т. е. без разделения процессов пиролиза и полимеризации). Англо-персидской нефтяной компанией построена опытная установка. „Обензоливались“ газы, содержащие H₂S—12%; CH₄—29—76%; C₂H₆—18—24%; C₃H₈—1—21%, т. е. самые разнохарактерные; однако основные опыты проводились с газом, богатым высшими углеводородами.

Пиролиз производится в трубчатой печи. Испытывались самые разнообразные материалы, как то: жароупорные стали, шамот, диас и карборунд. Наиболее интересные результаты получены при работе со сталью HR₄, содержащей 26% Cr, 1,5% Mn, 0,3% Ni.

Температура подогрева была 650°. Выхода в зависимости от состава газа колебались в очень широких пределах от 100 до 420 л сырого бензола на 100 м³ газа. Легкое масло (до 200°) составляло 90% от общего количества.

Метод интересен, однако трудности в выборе материала для труб и более низкие выхода жидких продуктов по сравнению с методом двухступенчатого „обензинивания“ говорят в пользу последнего.

К этому же выводу приходят Дунстенхэг и Велер на основании лабораторной проработки процесса; парафинистые газы должны подвергаться пиролизу и полимеризации

последовательно, а не параллельно, в силу того что эти процессы различно относятся к влиянию температуры и давления; газы, содержащие большое количество олефинов, можно непосредственно подвергать полимеризации.

Двухступенчатое обензинивание опробовано указанными авторами только в лаборатории и принципиально отличается от немецких работ тем, что последние проводят полимеризацию с катализатором, а пиролиз—с электрическим разрядом, англичане же применяют для нагрева автоклав или камеру, а полимеризацию ведут под давлением от 10 до 8 ат.

Аппарат полимеризации, так же как у немцев, имеет малый диаметр 25 мм, нагрев электрический; материалом для этого аппарата служит сталь HR₄ или мягкая сталь, покрытая эмалью.

Применение стали HR₄ или меди давало большое выделение сажи.

Температуры полимеризации зависят от состава газа, прошедшего пиролиз, и находятся в взаимной зависимости с временем пребывания и давлением. Оптимум для этана—380—390°, давление—56 ат, время контакта—2,5—3,5 час.; для высших парафинов температура несколько ниже.

В США опубликован интересный материал по переработке газов, отходящих при крекинге нефти. Это статья Фостера³, имеющая рекламное название „Полимеризацией газа можно получить 1 миллиард галлонов добавочного топлива“.

В этой статье Фостер говорит, что перспективы промышленного развития „процесса полимеризации“, как он называет этот процесс, обещают такое же развитие, как процесс перегонки нефти с паром.

В данном случае, по сравнению с переработкой натурального и природного газов, процесс значительно упрощен тем, что нужно производить непосредственно полимеризацию содержащихся в газе легких олефинов без предварительного воздействия на газ с целью дегидрогенизации.

Полимеризация может производиться двумя методами: при универсальном процессе каталитической полимеризации применяют сравнительно низкие температуры—446° Ф и низкие давления от 8 до 13 ат. Катализатором служит предложенная Фостером „твердая фосфорная кислота“, представляющая собою инертный носитель, обладающий шеро-

³ Not. Petr. News № 17, 1935 г.

ховатой поверхностью и пропитанный фосфорной кислотой.

Нагрев реакционных башен осуществляется электричеством⁴.

При полимеризации газа, содержащего всего ~ 24% олефинов, получалось ~ 4 галлона моторного топлива на 1000 ϕ^3 газа, т. е. ~ 460 кг на 1000 m^3 . При содержании 60—65% этилена выход доходит до 800 кг на 1000 m^3 газа.

Недостатком этого метода является расход на приготовление катализатора и необходимость его периодической регенерации.

Однако регенерация катализатора не сложна и производится продувкой воздухом или паром и кроме того активность сохраняется в течение не менее 300 час.

Активность катализатора и активность процесса повышались при одновременном пропускании олефинов различных молекулярных весов и даже при предварительном пропускании более тяжелого олефина через катализатор, перед процессом.

По этому методу построена и пущена фирмой „Universal Oil Product Co.“ установка производительностью 90 000 m^3 в сутки газа, с которой получают в среднем 5 галл. на 1000 ϕ^3 , т. е. около 570 кг на 1000 m^3 (см. статью Ипатьева).

О втором методе автором очень неясно сказано, что в нем применяются более высокие температуры и давления. По этому методу построена установка производительностью 150 тыс. m^3 газа в сутки. Полимеризация производится в жидкой фазе под давлением 40—135 ат. Температура реакции от 1060 до 1125° Ф, причем продукт нагревается до более высоких температур за счет экзотермики процесса. Автор указывает, что в предварительной сероочистке не было необходимости.

Влияние колебаний температуры нагрева от 1060 до 1125° Ф на процессе не сказывается. Увеличение времени контакта обычно до известных пределов увеличивает и выход продукта; после перехода через оптимум начинается снижение выхода. Оптимум для различных температур различен. Это вполне естественно, так как при известных условиях разрушение полимеров при крекинге происходит быстрее, чем образование.

На установке оптимальное время—8 мин.

⁴ Сведения о работе по этому методу см. статью Ипатьев и Эглоф, „Refiner and nat. Gasoline Manufactured“ июнь 1935 г.

Насколько подробно и ясно изложены результаты работ Фишера, настолько затуманены данные Фостера. Освоение их без предварительных лабораторных опытов почти невозможно.

На основе приведенных рефератов надо сделать вывод, что одну и ту же установку можно использовать на обензинивание любого газа, с тем что режим процесса при изменении состава газа будет меняться.

ХРОНИКА

О РАБОТЕ НИТО ГИПРОГАЗА

Промышленность газа и искусственного жидкого топлива одна из наиболее молодых отраслей в системе советской индустрии. При отсутствии крепкой экспериментальной базы и ограниченной научно-исследовательской сети эта отрасль промышленности, естественно, не могла еще выработать сколько-нибудь солидных собственных кадров, для которых производственная среда служила бы основным источником научных и научно-технических изысканий и одновременно сферой приложения своих научных работ.

Инженерно-технический коллектив, объединяемый НИТО Гипрогаза, в значительной своей части состоит из работников, инженерный опыт которых был приобретен в смежных промышленных отраслях.

Изыскание собственных путей научного исследования для этой молодой отрасли промышленности и организация собственной экспериментальной базы являлись для коллектива ячейки НИТО Гипрогаза одной из важнейших задач. Второй, не менее ответственной задачей была мобилизация научно-технической мысли вокруг актуальных вопросов нашей молодой промышленности, направление ее по пути теоретической проработки проблем, вытекающих из плана развития промышленности газа и жидкого топлива, внесения в существующую практику рационализаторских проектов. Одновременно с этим НИТО повседневно вело работу по повышению квалификации ИТР в направлении освоения техники и ее улучшения.

Исходя из этих задач, работа НИТО Гипрогаза за время с апреля месяца 1934 г. проходила по следующим основным линиям.

В области научно-исследовательской работы. Подвергнуто тщательному обсуждению проектное задание Кемеровского химкомбината, основное звено которого составляла предложенная Гипрогазом схема гидрирования угля, открывающая широкие перспективы для развития промышленности

жидкого топлива. НИТО удалось привлечь к обсуждению проекта широкие круги специалистов, включая технический совет Наркомтяжпрома, и в результате всестороннего освещения формулировать отношение научно-технической общественности к одному из важнейших для нашей промышленности начинаний.

Серьезное внимание было уделено НИТО также предложенному Гипрогазом проекту Ленинградского газохимического комбината. В центре обсуждения стояла проблема очередности и рентабельности строительства высокотемпературных печей для получения жидкого топлива из сланца. Наряду с дискуссией, поднятой вокруг этого вопроса в газете „Техника“, обсуждение этой проблемы в НИТО обогатило Гипрогаз новым материалом, необходимым для окончательного решения одного из наиболее острых и сложных вопросов.

Привлеченный обширный материал в результате обсуждения этих проектов должен послужить для углубленной разработки отдельных проблем, охватываемых этими проектами, в дальнейшей работе НИТО.

Следует также отметить проведенный НИТО доклад И. Б. Раппопорта об исследовательских работах в области гидрирования углей, значительно способствовавший рациональной проработке проблемы гидрирования.

Включившись во Всесоюзный конкурс НИТО на лучшую научно-исследовательскую работу, наш коллектив в настоящее время занят разработкой программы и методики специального исследования по бинарному циклу, которое получило утверждение со стороны Главгаза.

В области повышения квалификации членов ИТР к основным работам относится конкурс ИТС и НИТО по повышению квалификации ИТР и освоению техники производства. Прямым результатом этого конкурса явился ряд рационализаторских предложений в области конструкций и расчетов, выдвинутых лучшими работниками Гипрогаза.

Особо нужно отметить работу НИТО по подготовке к печати сборников „Газ и искусственное жидкое топливо“. Значительный портфель статей, поступивших за весьма короткий промежуток времени, свидетельствует о назревшей необходимости создания периодического органа, посвященного вопросам промышленности газа и искусственного жидкого топлива.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК СТАТЕЙ

I. ГИДРИРОВАНИЕ В ПАРОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗЕ

1. Gagariu, Гидрирование ароматических углеводородов в жидком состоянии при обыкновенной температуре в присутствии Ni, „Bulletin de la Société Chimique de France“ (206) 23 февр. 1934 г.
2. Динер, Немцев, Гидрогенизация нефтяных остатков и смол на установках непрерывного действия, „Хим. тверд. топл.“, вып. 5, 1934.
3. Маликов и Круглицкий, Химизация нефтяной промышленности, „Журнал Хим. Промышл.“ № 1 (1934).
4. Morrill E. und Egloff, Газы из крекируемых масляных углеводородов, „Industrial and Engineering Chemistry“ № 9, окт. 1934 г.
5. Наметкин С. С., Санин П. И., Обессеривание сланцевых бензинов гидрированием в присутствии катализатора, „Хим. тверд. топл.“, вып. 4 (1934).
6. Потта и Брохе, Растворение углей путем экстрагирования под давлением с точки зрения деструктивного гидрирования экстрактов, „Glückauf“ 69, 903—912 (1933).
7. Раппопорт и Миловидова, Характеристика бензинов деструктивной гидрогенизации сапромикситовой смолы, „Хим. тверд. топл.“ вып. 2 (1934).
8. Sandey C. M., Koll C. S., Обзор некоторых реакций, происходящих при крекинге-гидрогенизации смолы, „Chemistry and Industry“ 53, 39, 806—811 (1934).
9. Calingvert I. und Ender E., Опытная установка по гидрированию в жидкой фазе под высоким давлением, „Industrial and Engineering Chemistry“ № 8, 878—880 (1934).
10. Truffault M. K., Гидрогенизация ароматических углеводородов в жидкой фазе с никелевым катализатором, „Bulletin de la Société Chimique de France“ № 2, 206—223 (1934).
11. Truffault M. K., Каталитическая гидрогенизация ароматических углеводородов в жидкой фазе в присутствии никелевой черни с фосфорного ангидрида, „Bulletin de la Société Chimique de France“ № 3, 391—406, (1934).
12. Хаслам, Руссель и Асбюри, Сравнение крекинга и гидрогенизации как методов получения газолена, „Refiner and Natural Gasoline Manufacturer“ № 9 (1933).
13. Эллис К., Гидрогенизация органических соединений, Госхимтехиздат, 1934 г.

II. ГИДРИРОВАНИЕ ТВЕРДЫХ ПРОДУКТОВ

14. Дьяков М. К. и Лозовой А. В., Гидрогенизация углей Урала, „Хим. тверд. топл.“, вып. 8 (1934).
15. Клюквин, Полозов, Лабук, Современное гидрирование крезолов и нафталина, „Хим. тверд. топл.“ вып. 4 (1934).

16. Waterman H., Clausen J., Tulleneu A., О гидрогенизации нафталина под высоким давлением в присутствии осажденного на кизельгуре никеля, „Recueil des Travaux Chimiques“ 53, 7—8, 821—831 (1934).

17. Wright C. C., Gauger A. W., Гидрогенизация угля, „Industrial and Engineering Chemistry“ 26, 2; 164—169 (1934).

III. ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

18. Алексеевский В. М., Упрощенный расчет воздуходелительной колонны, „Химстрой“ № 5 (1934).
19. Бруштейн, Получение обогащенного кислородом воздуха, „Химстрой“ № 9 (1934).
20. Гальперин и Усюкин, Термодинамическая характеристика процессов сжижения газов, „Химстрой“ № 10 (1934); № 1 (1935).
21. Герш и Мороз, Термодинамические условия глубокого охлаждения и их сравнительная характеристика, Бюллетень Гипрогаза № 1 (1934).
22. Герлинг Э., Определение гелия и аргона в природных газах по теплопроводности, „Журн. Хим. Промышл.“ № 6 (1933).
23. Обсуждение расчетов глубокого охлаждения, „Химстрой“ № 2 (1934).
24. Pippig H., Производственные результаты очистки и осушки светильного газа путем глубокого охлаждения на газовом заводе в Майнце, „GWF“ 77, 21, 346—349, (1934).
25. Fischer, Тепловые уравнения разделительных колонн и аппаратов для ожижения воздуха и расчеты помощью „I-T“-диаграммы, „VDI“ № 26, 806—810 (1934).
26. Хеннинг Ф., Исследования из области низких температур Гос. физико-технического института, „VDI“ № 24 (1932).
27. Юшкевич и Ишкин, Производство азота и кислорода из воздуха, Технология связанного азота, вып. 1, Госхимтехиздат, 1934 г.
28. Яшунский, К расчету газовых теплообменников с поперечными перегородками, „Химстрой“ № 1 (1934).

IV. ОБЩИЕ ВОПРОСЫ ПОЛУЧЕНИЯ ИСКУССТВЕННОГО ТОПЛИВА

29. Brückner, Значение пропана и бутана в газовой технике, „GWF“ № 25 (1934).
30. Heinze, Новые способы облагораживания горючих, Leipzig 1934 г.
31. Heinze, Значение бурых углей в минерально-масляном хозяйстве Германии, „Braunkohle“ № 33, 556—567 (1934).
32. „Германия разрабатывает процессы производства моторного топлива“, „Chemical and Metallurgical Engineering“ № 8 (1934).
33. Ишлиштрот, Сравнение гидрогенизации и полукоксования с точки зрения их роли в экономике народного хозяйства Англии, „Petroleum Times“ № 765 (1933).
34. Немтер, Газовая промышленность и производство моторного топлива в Германии, „GWF“ № 51 (1934).
35. Лозовой, Ожижение угля и проблема искусственного жидкого топлива на Урале, „Журн. Хим. Промышл.“ № 1 (1934).

V. ОЧИСТКА ГАЗА, УЛАВЛИВАНИЕ И ОЧИСТКА ПОБОЧНЫХ ПРОДУКТОВ

36. Bunte, Смолообразователи в очищенном газе, „GWF“ № 6 (1934).
37. Дюбаков, Медведев, Черножуков, Очистка светлых продуктов полукоксования углей, „Хим. тверд. топл.“ вып. 2 (1934).
38. Eiring, Электрическая газоочистка; в особенности удаление смол из газов светильных и коксовых установок, „GWF“ № 8, 113—119 (1935).
39. Непрерывная кислотная очистка смазочных масел центрифугированием в США и во Франции, „Petroleum World“, стр. 20—21. янв. 1934 г.
40. Piotrowsky, Winkler, Новое средство предотвращения осаждения нафталина в газовой сети, „Brennstoff-Chemie“ № 14 (1933).
41. Plenz, Установки для улавливания бензола, „GWF“ № 27 (1934).
42. Kettenmaier, Экономика сухого и мокрого способа очистки газа от серы, „Glückauf“ № 10 (1934).
43. Стадников, Титов, Ефимова, О первичных газах, „Хим. тверд. топл.“, вып. 2 (1934).
44. Хиллигер и Сильвер, Промывка газа, „Gas Journal“ № 3690, февр. 1934 г.
45. Hollings and Hay, Извлечение бензола из газа активированным углем, „Chemistry and Industry“ № 7, 143 (1934).
46. Электростатическое отделение пыли и смолы от каменноугольных газов, „Gas Journal“ Cok. Section № 16 (1934).

VI. СПЕЦИАЛЬНАЯ АППАРАТУРА И МАТЕРИАЛЫ

47. Аппаратура и техника высокого давления при получении синтетического аммиака, Реф. „Химстрой“ № 2 (1934) из Fixed Nitrogen.
48. Gagrin, Коррозия металлов от фенола „Brennstoff-Chemie“ № 16, 315 (1934).
49. Гупе и Ф. Крейслер, Сводка патентов по аппаратуре гидрирования угля, „Chemische Apparatur“ № 15 (1934).
50. Кон, тальные кованые камеры для крекинг-установок, „The Oil and Gas Journal“ № 15, 36—37 (1934).
51. Материалы, применяемые в химической промышленности, „Химстрой“ № 5, 6 (1934) [из журн. „Die Metallurgie“ № 91—101 (1933)].
52. Мельницкий, Об аппаратуре для синтеза аммиака при высоких и сверхвысоких давлениях, „Химстрой“ № 1 (1935).
53. Расчет крышек резервуаров и теплообменников „Химстрой“ № 1 (1934) (пер. из „Chemical and Metallurgical Engineering“, дек. 1932 г.).
54. Смирнов и Фалькевич, Свойства металлов при низких температурах, „Химстрой“ № 8 и 9 (1934).

VII. ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ПЕРЕГОНКА

55. W. Vueb und Thau, Вертикальная камерная печь с камерой для производства водяного газа, „GWF“ № 25, 619—624 (1934).
56. Увеличение выходов жидких углеводородов по способу Штиля, „Fuel“ № 4 112 115 (1934).
57. Rosendahl, Печи Лекока, „Brennstoff-Chemie“ № 1 (1934).
58. Thau, Повышение выхода бензола в коксовых печах, „Brennstoff-Chemie“ № 3 (1934).
59. Thau, Новейшие газовые печи и их тепловое хозяйство, „Brennstoff und Wärmewirtschaft“ № 11 (1934).
60. Чекин, Семенов, Галынкер, Торф и кислород, „Химстрой“ № 1 (1934).

VIII. ПЕРЕГОНКА ПРИ НИЗКИХ ТЕМПЕРАТУРАХ

61. Бертло, Новые установки для швелования сланцев, Доклад из III Конгресса теплотехников, „Brennstoff und Wärmewirtschaft“ № 11 (1934).
62. Вращающаяся печь непрерывного действия для полукоксования угля, „Gas Journal“ № 32 (1934).
63. Жунко, Заглодин, Лазебник, Краткий очерк химической технологии сланцев, ОНТИ, 1934 г.
64. Насекин, и Бобров (ред.), Сухая перегонка дерева, 1934 г.
65. Нордстрем Э. К., Сухая перегонка хвойных, КОИЗ, 1935 г.
66. H. Porter, Усовершенствования в области карбонизации угля, газификации его и получения побочных продуктов, „Industrial and Engineering Chemistry“ 26, 2, 150—156 (1934).
67. D. Pride, Влияние условий карбонизации на выход и состав каменноугольной смолы, „Gas World“, 801, 2618 Cok. Section 14—17 (1934).
68. Show and Kring, Производство бездымного топлива в камерных печах при средних температурах, „Gas Journal“ № 206 (1934).
69. Фишер и Систман, Швелование под давлением брикетов из рейнских бурых углей, торфа, сосновых опилок и каменноугольного пека, „Brennstoff-Chemie“ № 20 (1934).
70. Цейдлер, Новые пути использования горючего сланца и его переработка на масла, ОНТИ, 1935 г.

IX. ГЕНЕРАТОРНЫЕ УСТАНОВКИ

71. Brewer and Reyer son, Производство водяного газа с богатым содержанием водорода из кокса молодых углей, „Industrial and Engineering Chemistry“ № 9 (1934).
72. Генераторный газ для автомобильных двигателей, Реф. в „Brennstoff-Chemie“ № 18 (1934).
73. Drawe, Получение богатого газа из твердого топлива газификацией хлором, „Brennstoff-Chemie“ № 12 (1934).
74. Новый способ получения водяного газа из угольной пыли, „Brennstoff und Wärmewirtschaft“ № 2, (1934).
75. J. Liondani, Газификация угля под давлением, „Aqua e Gas“ № 4 8 (1934).
76. Новый автоматический генератор водяного газа, непрерывного действия, „Gas Journal“ 29—30 (1934).
77. Schrofh, Koprad, Генераторы двойного газа, „GWF“ № 25 (1934).
78. Членов, Современные газогенераторы, Энергоиздат, 1934 г.

X. ХИМИЧЕСКИЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ И ПРОДУКТОВ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ

79. Bunte und Löhr, Размягчение углей и угольных смесей (в процессе коксования) и влияния его на свойства кокса, особенно на крепость, „GWF“ № 8 (1934).
80. Damini, Химия в газовой и коксовой промышленности, „GWF“, 14—15 (1934).
81. Стадников, Новые данные к учению о процессах коксования углей, „Хим. тверд. топл.“ вып. 4 (1934).

82. Башкиров, Раппопорт, Фенолы смолы барзасских сапро-микситов, „Хим. тверд. топл.“ вып. 6 (1934).

83. Раппопорт, Аврамов, О первичной смоле, „Хим. тверд. топл.“, вып. 4 (1934).

84. Стадников, Каракат, Максимова, К вопросу о составе первичных деталей из сапропелитогумусовых углей, „Хим. тверд. топл.“, вып. 2 (1934).

85. Стадников, О составе бензинов из сланцевых дегтей, „Хим. тверд. топл.“, вып. 4 (1934).

XI. ХИМИЯ ЖИДКИХ И ГАЗООБРАЗНЫХ ГОРЮЧИХ

86. Вискнер, Исследование моторного горючего посредством точной фракционированной перегонки, „GWF“ № 4, 58—60 (1934).

87. Герлинг, Определение гелия и аргона в природных газах по теплопроводности, „Журн хим. промышл.“ № 6 (1933).

88. Egloff and Mogell, Газы из кракируемых масляных углеводородов, „Industrial and Engineering Chemistry“ № 91, 940—944 (1934).

89. Terres и др., Исследования по ращеплению углеводородов и минеральных масел, „Brennstoff-Chemie“ № 17 (1934).

90. Tenske, Mc Cluer, Саппон, Углеводородные масла; Молекулярные веса, полученные по криоскопическому методу из термических данных, „Industrial and Engineering Chemistry“ № 9 (1934).

91. Schildwächter, Реф., детонирующие свойства ароматических углеводородов, „Brennstoff-Chemie“ № 16 (1934).

XII. ХИМИЯ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

92. Abhandlungen zur Kenntnis der Kohle, т. II, работы 1931—1933 гг. под ред. Fischer, 1934 г.

93. Kerpeleer und Barchers, Экстрагирование каменного угля под давлением „Brennstoff-Chemie“ № 15, 241—245 (1934).

94. Kerpeleer und Barchers, Экстрагирование каменного угля и его петрографических ингредиентов, „Brennstoff-Chemie“ № 18, 341—347 (1934).

95. Potta und Bresche, Растворение углей путем экстрагирования под давлением с точки зрения деструктивного гидрирования экстрактов, „Glückauf“ 69, 903—912 (1933).

96. Шведов, Кузин, Андреев, Окисляемость органического вещества сапропелей и продукты окисления, „Хим. тверд. топл.“, вып. 2 (1934).

ЦЕНА 2 руб.

ХМ-55-5-3

М 2075

