

А.В.ГОРОХОВ

Коксование углей

Курс лекций

УДК 662.74

Рецензенты:

Кафедра физической химии Южно-Уральского государственного университета, заведующий кафедрой профессор, доктор технических наук Г.Г.Михайлов

Старший менеджер ОАО «ММК» кандидат технических наук С.М.Шерстобитов

В курсе лекций рассмотрены как теоретические вопросы: процессы коксования углей, протекающие в камере коксования; расчёты материального и теплового балансов и гидравлического режима коксовых печей, так и практические : динамика выхода продуктов коксования, влияние продолжительности периода коксования на расход теплоты, факторы, влияющие на плотность угольной загрузки.

Даны требования к качеству различных видов кокса, приведены свойства основных видов огнеупорных материалов, используемых в строительстве коксовых печей, дана классификация коксовых печей, проведён анализ состояния коксовых печей в России и за рубежом и даны рекомендации по совершенствованию процесса и реконструкции коксовых батарей.

Рассмотрена связь конструкции и технологии коксования с экологической обстановкой в коксовых цехах и приведены основные мероприятия для улучшения экологии.

Курс лекций предназначен для инженеров и бакалавров по направлению 240100 «Химическая технология».

Рисунков 34, таблиц 35, список литературы 15 источников

Содержание

1. ИСТОРИЯ РАЗВИТИЯ КОКСОХИМИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА	9
2. ЗАРОЖДЕНИЕ И РАЗВИТИЕ КОКСОВАНИЯ В РОССИИ	13
3. СВОЙСТВА ДОМЕННОГО КОКСА И СОВРЕМЕННЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К ЕГО КАЧЕСТВУ	16
3.1. СВОЙСТВА КОКСА	19
3.1.1. Химические свойства кокса.....	19
3.1.2. Физические свойства кокса.....	22
3.1.3. Физико-химические свойства кокса.....	24
3.1.3.1. Сравнительный анализ методов определения реакционной способности металлургического кокса и их аппаратурного оформления	25
3.1.3.2. Методика определения реакционной способности металлургического кокса по отношению к CO_2	29
3.1.3.3. Схема экспериментальной установки для определения реакционной способности кокса ..	30
3.1.4. Физико-механические свойства кокса	35
4. ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ НЕ ДОМЕННЫХ ВИДОВ КОКСА	41
4.1. ТРЕБОВАНИЯ К ЛИТЕЙНОМУ КОКСУ	41
4.2. ТРЕБОВАНИЯ К КОКСУ ДЛЯ ФЕРРОСПЛАВОВ ..	41
4.3. ТРЕБОВАНИЯ К КОКСУ ДЛЯ АГЛОМЕРАЦИИ РУД	43
4.4. ТРЕБОВАНИЯ К КОКСУ ДЛЯ БЫТОВЫХ НУЖД ..	43
5. КОНСТРУКЦИИ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	44
5.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ПЕЧЕЙ ПО ОСНОВНЫМ ПРИЗНАКАМ	44
5.2. КОКСОВЫЕ ПЕЧИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ	45
5.3. ТИПЫ ПЕЧЕЙ ПО СИСТЕМЕ ТОПОЧНЫХ КАНАЛОВ	49
5.3.1. Печи с групповым обогревом	50

5.3.1.1. Печь системы Копперса	50
5.3.1.2. Печи системы Штилля	52
5.3.1.3. Печи системы Вилпутта	52
5.3.2. Печи с парными вертикалами	53
5.3.2.1. Печи системы Копперса с парными вертикалами	53
5.3.2.2. Печи системы ПВР-39	54
5.3.2.3. Печи системы ПВР-46	54
5.3.2.4. Печи ПВР современной конструкции	55
5.3.2.5. Печи Чижевского и Нагорского	55
5.3.2.6. Печи акционерного общества Ф.И. Коллен в Дортмунде	56
5.3.3. Печи системы ПК	56
5.3.3.1. Конструкция печей ПК	57
5.3.3.2. Печи ПК-2К (1948 год)	58
5.3.3.3. ПК-2К (1957 года)	59
5.3.4. Коксовые печи с нижним подводом	59
5.3.5. Коксовые печи с широкими регенераторами	61
6. МАТЕРИАЛЫ ДЛЯ КЛАДКИ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	61
6.1. СВОЙСТВА ОГНЕУПОРНЫХ МАТЕРИАЛОВ	62
7. ПРОЦЕССЫ, ПРОТЕКАЮЩИЕ В КАМЕРАХ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	68
8. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС КОКСОВАНИЯ УГОЛЬНОЙ ШИХТЫ В КОКСОВЫХ ПЕЧАХ	77
8.1. ТРАДИЦИОННЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА КОКСОВАНИЯ УГОЛЬНОЙ ШИХТЫ	77
8.1.1. Определение величины статей материального баланса по сырью и продуктам коксования	79
8.1.2. Расчет материального баланса коксования угольной шихты, учитывающий зависимости выходов и качества продуктов от условий коксования	85
9. ТЕПЛОТЕХНИКА КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	89
9.1. ГАЗООБРАЗНОЕ ТОПЛИВО ДЛЯ ОБОГРЕВА КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	89

9.2. СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ДАННЫЕ ОТОПЛЕНИЯ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ КОКСОВЫМ И ДОМЕННЫМ ГАЗОМ	91
9.3. СКОРОСТЬ ГОРЕНИЯ ОТОПИТЕЛЬНЫХ ГАЗОВ	91
9.4. КОЭФФИЦИЕНТ ИЗБЫТКА ВОЗДУХА ПРИ ОБОГРЕВЕ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	93
9.5. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В КОКСОВЫХ ПЕЧАХ	94
9.5.1. Передача тепла от горящего газа стенкам вертикала	94
9.5.2. Теплопередача через стенку вертикала	97
9.5.3. Расчет температуры в контрольных вертикалах коксовых печей	98
9.5.3.1. Взаимосвязь температуры в вертикалах с периодом коксования и с температурой кокса перед выдачей	98
9.5.3.2. Процесс нагрева плоской плиты	99
9.5.4. Расчет продолжительности коксования	103
9.6. ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ БАЛАНС КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	106
9.6.1. Энергетический (тепловой) баланс коксовых печей	106
9.6.2. Расчеты горения топлива	108
9.6.2.1. Теплота сгорания топлива	108
9.6.2.2. Материальный баланс горения топлива	109
9.6.2.2.1. Определение расхода воздуха	110
9.6.2.2.2. Состав и количество продуктов полного сгорания топлива	110
9.6.2.2.3. Тепловой баланс процесса горения топлива	112
9.6.2.2.4. Коэффициент полезного действия коксовых печей	122
9.7. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ БАЛАНС КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ	125
9.8. РАСЧЕТ РЕГЕНЕРАТОРОВ	126
9.8.1. Тепловой баланс элемента	127

9.8.2. Распределение продуктов горения между газовым и воздушным регенераторами.....	128
9.8.3. Геометрический расчет регенератора.....	128
9.8.3.1. Омываемая поверхность насадки и стен (F).....	129
9.8.3.2. Эквивалентная толщина насадки.....	130
9.8.3.3. Определение суммарного коэффициента теплообмена K_p	131
9.8.3.4. Определение коэффициентов теплоотдачи конвекцией и лучеиспусканием... ..	135
9.8.3.5. Определение поверхности теплообмена и необходимого количества насадки.....	135
9.9. РЕЦИРКУЛЯЦИЯ ПРОДУКТОВ ГОРЕНИЯ, КАК ОСНОВНОЙ МЕТОД УЛУЧШЕНИЯ РАВНОМЕРНОСТИ ОБОГРЕВА КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ ПО ВЫСОТЕ.....	136
10. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РЕЖИМ И ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ.....	138
10.1. УРАВНЕНИЕ БЕРНУЛЛИ.....	141
10.2. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ.....	142
10.2.1. Вычисление гидравлических сопротивлений.....	143
10.2.2. Аэродинамика сборных каналов.....	146
10.2.3. Гидростатический подпор.....	147
10.2.4. Расчет сопротивлений клапанов и боровов.....	148
10.3. РАСЧЕТ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ДАВЛЕНИЙ В ОТОПИТЕЛЬНОЙ СИСТЕМЕ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ.....	149
11. РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ.....	156
11.1. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС СУХОГО ТУШЕНИЯ КОКСА.....	156
11.2. РАСЧЕТ КОТЛА-УТИЛИЗАТОРА.....	158
12. ЭКСПЛУАТАЦИЯ КОКСОВЫХ БАТАРЕЙ.....	160
12.1. Влияние габаритных размеров печных камер на плотность насыпной массы угольной загрузки.....	161

12.1.1. Падение частиц углей при загрузке печных камер.....	161
12.1.2. Плотность угольной загрузки в промышленных печных камерах.....	163
12.2. Распределение угольной шихты по плотности в полномасштабной модели печной камеры.....	163
12.3. Усадка угольной загрузки в процессе коксования и формирование коксового пирога	165
12.3.1. О самоуплотнении угольной загрузки.....	165
12.3.2. Вертикальная усадка загрузки в печных камерах разной высоты	166
12.3.3. Горизонтальная усадка загрузки и конечный вид коксового пирога	167
12.3.4. Особенности формирования коксового пирога в его осевой плоскости.....	170
13. Направления реконструкции и модернизации коксового производства.....	171
13.1. Основные направления реконструкции коксовых батарей за рубежом	171
13.2. Технический уровень реконструируемых коксовых батарей в Российской Федерации.....	176
13.3. Перспективы непрерывных процессов коксования	178
13.4. Основные направления совершенствования техники и технологии слоевого коксования в России	181
13.5. Принципиальные положения по проектированию коксовой батареи будущего	183
13.5.1. Новые конструктивные и технологические решения.....	183
13.5.2. Основные "требования и пути обеспечения экологической безопасности предприятия.....	190
13.5.3. Сравнительные технико-экономические показатели коксовых батарей с камерами различного объема.	192

13.5.4. Комбинированная технология коксового производства будущего "Combitec" (Комбитек)....	196
Список литературы	200

1. ИСТОРИЯ РАЗВИТИЯ КОКСОХИМИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА

Попытки использовать каменный уголь для металлургических целей впервые возникли во второй половине XVI века.

Первым точным историческим указанием на целесообразность коксования угля следует считать указ герцога Брауншвейг Люнсбергского от 22 июня 1585 года. В упомянутом указе герцог писал: «Лесосеки в нашем княжестве чрезвычайно уменьшились, деревья стали тонкими, таким образом, они уже никакими средствами не могут быть снова возобновлены и сохранены, от чего происходит непреодолимый вред... Поэтому мы с немалым трудом и расходами занялись отысканием каменного угля, и, наконец, с милостью всемогущего Господа установили точные следы в нашей области Гогенбюхен и основали там рудник..., откуда получается хороший чистый каменный уголь, который был испытан для кузнечных работ, для обжига извести и кирпичей, и оказался вполне пригодным». Он пишет далее, что «следует взять каменный уголь, последний прокалить на огне так долго, чтобы вонь и серный дух ушел бы из него».

В 1589 году Проктер и Петерсон получают патент на переработку каменного угля. В целях использования угля для выплавки металла в 1590 году декан Йоркский получил лицензию «на чистку каменного угля и освобождение его от непристойного запаха». Однако, применить кокс из каменного угля для доменной плавки было очень сложной задачей: во-первых, для сжигания кокса требовалось более сильное давление воздушного дутья. Во-вторых, зола каменного угля приводила к гораздо более тугоплавким шлакам, чем те, которые получали на древесном угле. В-третьих (самое значительное затруднение), каменный уголь содержал целый ряд примесей, которые попадали в чугун, ухудшая его качество. Вредной основной примесью была сера, которая отсутствовала совершенно в древесном угле.

Эту сложную задачу металлургия разрешала в течение 150 лет.

29 февраля 1611 года английским королем Яковом I была выдана Симону Стюртвену привелегия на 31 год на употребление горного угля при различных металлургических операциях. Однако Стюртвену это сделать не удалось, и привелегия в 1613 году была передана Джону Ровенсону. Ровенсон издал даже специальное сочинение посвященное металлургии, но конкретных указаний как использовать уголь в доменной плавке не было.

В 1620 году было организовано целое общество в составе разных знатных людей, имевших целью производить кокс, но они так, и не добились никакого успеха.

Исключительное место среди деятелей XVII столетия занимает Дод Додлей. Отец Додлея имел небольшой металлургический завод, который в достаточной мере страдал от недостатка древесного угля. Молодой Додлей в 20 лет взял на себя управление этим заводом. В 1665 году он опубликовывает книгу, в которой сообщает, что ему удалось добыть железо с помощью нового горючего с выгодой уже при первой попытке. Его железо с успехом конкурировало с железом других заводчиков, что вызывало со стороны последних большое озлобление и жалобы на то, что его железо непригодно. Додлей доказал, что это клевета. В конце концов, Додлей был разорен и посажен в тюрьму, как неисправимый должник.

Бесспорный практический успех применения кокса в доменных печах связан с фамилией Дерби, которая дала ряд поколений железо-заводчиков. Один из представителей этой семьи Авраам Дерби (родился в 1677 году) добился большого успеха в деле получения чугуна на коксе. Это произошло в 1735 году и с этого года берет своё начало плавка железной руды на коксе.

В конце XVIII века доменное производство Англии практически полностью перешло на кокс.

Первая доменная печь на коксе в континентальной Европе была задута в департаменте Ле-Крезо (Франция) в 1785 году, а в Америке – в 1850 году.

Кокс получали вначале в кучах круглого сечения, используя технологию получения древесного угля (рисунок 1). Продолжительность обжига бала 10 – 12 дней. Производительность 3 т в сутки. Выход кокса в лучшем случае составлял 2/3 от веса угля. Требовалось значительное количество площадей для производства необходимого кокса



Рисунок 1 – Кучной способ получения кокса

Затем начали производить кокс в кучах прямоугольного сечения, выкладываясь в виде призм. Кучи имели от 15 до 20 м в длину, 1 м в высоту, 1,2 м в ширину в нижнем основании, и 0,6 м в верхнем. Для того, чтобы придать угольной куче призматическую форму, устраивали специальный каркас из досок, в которых на разных высотах пробивались отверстия.

Вместо того, чтобы затрамбовать мокрую угольную загрузку в формы, её набивали таким же образом между двумя длинными параллельными стенами. В своем развитии этот приём привёл к созданию стойловых печей.

Стойла для коксования были построены в 40-х годах 19 века горным инженером Гаузером в княжестве Шаумбург (Германия) и обычно упоминаются в литературе под названием «Шаумбургских» печей (рисунок 2). Стойла были образованы двумя стенками высотой около 1,6 м, длиной 13 – 18 м и располагались на расстоянии 2,5 м друг от друга. На высоте 0,5 м над подом был устроен ряд горизонтальных каналов, которые присоединялись к вертикальным каналам и служили для отвода выделяющихся газов. Продолжительность коксования 8 дней. Емкость печи 15 т. Средняя производительность 2 т/сутки. Выход кокса 60%.

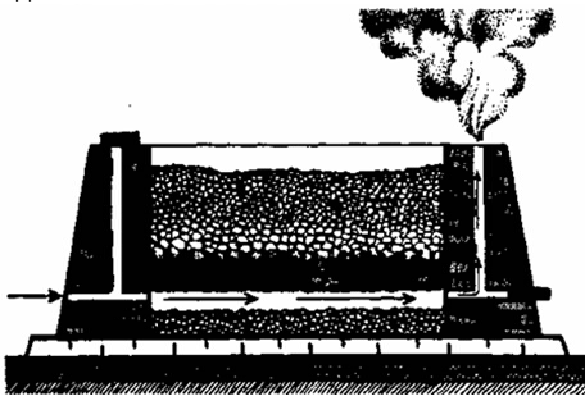


Рисунок 2 – Шаумбургское стойло – первая коксовая печь

Ульевые печи (рисунок 3). Напоминают хлебопекарные печи. Появились впервые во Франции в 1836 году. Продолжительность коксования 24 часа, загрузка около 1,2 т угля. При двойном периоде коксования ёмкость соответственно возрастала до 2,5 т. Диаметр пода 3 – 4 м, высота купола 2,5 м. Эти печи дешевле, а кокс получается более равномерным по качеству. Выход кокса на 10% выше. Уголь коксовался за счет сжигания летучих продуктов.

Прототипом современных коксовых печей является вертикальная печь Аппольта, разработанная в 1850 году. Эти печи не получили

распространения, хотя идея вертикальной печи с удалением готового продукта через под и сейчас ещё привлекает внимание многих специалистов. Начиная с середины XIX века, в коксовом производстве широко начали применять печи с горизонтальными камерами, незначительно расширяющимися в сторону выгрузки кокса. Так как емкость каждой камеры небольшая, то для повышения производительности установки начали сводить камеры в батареи.

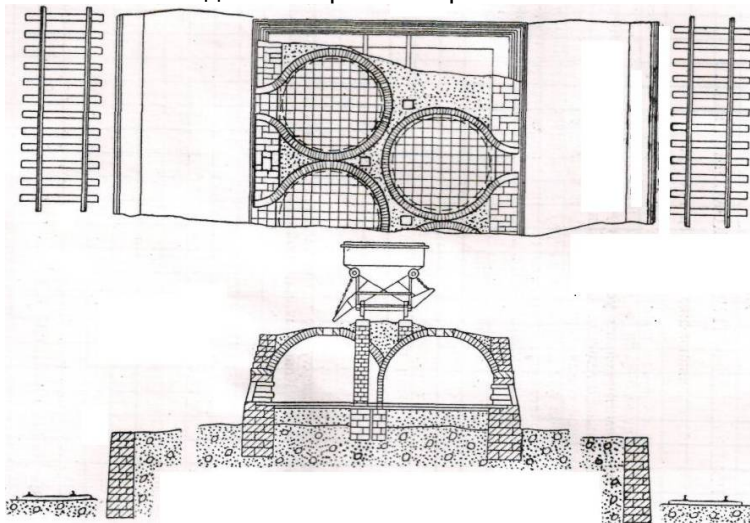


Рисунок 3 – Ульевые печи

Первые печи такого типа были построены в 1856 году во Франции фирмой Коппе так называемые пламенные печи (рисунок 4). Эта печь уже напоминала современные коксовые печи, но без улавливания химических продуктов коксования, т.к. они шли в простенок для отопления загрузки. Продолжительность коксования около 50 часов. В Бельгии такие печи были построены в 1867 году.

К началу 80-х годов XIX века во Франции и Германии начали внедрять печи с улавливанием химических продуктов коксования. Коксовый газ после улавливания (вначале смолы, а позже бензола) сжигали в вертикальных отопительных каналах («вертикалах») полностью изолированных от камеры коксования.

Применение принципа регенерации тепла, предложенное Сименсов и внедренное в конструкции коксовых печей Гофманом (1881 год), значительно снизило расход газа на обогрев коксовых печей.

В 1910 году для обогрева коксовых печей начали применять низкокалорийные (бедные) газы – доменный, генераторный, с предварительным их подогревом в регенераторах.

В 1900 году в Канаде впервые применили для кладки коксовых печей динасовые огнеупоры, а в 1908 году в США были построены коксовые печи полностью из динасовых огнеупоров. В Европе динасовый кирпич появился значительно позже. Печи, выложенные из динаса, имели период коксования 16 – 17 часов, шамотные – 24 часа.

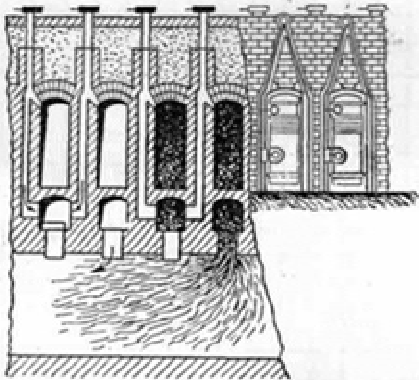


Рисунок 4 - Пламенные печи

После первой мировой войны сформировали главные элементы коксовых печей и стабилизировали размеры: ширина 400 – 450 мм, высота 3,8 – 4,5 м, длина 12 – 14 метров.

Таким образом, развитие техники коксования по годам можно представить в следующем виде: Коксование в кучах

1735 год

Освоение коксование в полуоткрытых камерах 1750 – 1760

год

Коксование в закрытых камерах:

с внутренним обогревом

1830 год

с внешним обогревом

1850 год

Внедрение печей с улавливанием хим. продуктов 1870 год

Внедрение печей с регенераторами тепла 1872 год

Освоение комбинированных печей 1908 – 1915

год.

2. ЗАРОЖДЕНИЕ И РАЗВИТИЕ КОКСОВАНИЯ В РОССИИ

Несмотря на то, что Донецкий угольный бассейн был открыт в 1724 году подьячим Капустиним в районе Северного Донца, лишь в 1795 году была открыта первая шахта Донбасса в районе Лисичанска. Именно здесь были получены первые партии донецкого кокса.

В 1871 – 1872 годах англичанин Джон Юз, которому царское правительство предоставило концессию, построил металлургический

завод на месте современного Донецка и организовал выжиг кокса в 12 стойловых печах общей производительностью 1100 т кокса в месяц.

В 1872 – 1873 годах в Донбассе уголь коксовали на 9 рудниках, в эксплуатации находилось 45 – 50 стойловых печей.

В 1980-х годах в России стали строить коксовые печи без улавливания химических продуктов коксования.

В Сибири уголь открыл в 1721 году Волков в районе Верхнетомского острога (территория настоящего Кузбасса), а начали использовать в металлургическом производстве на Томском железодельном заводе на реке Томь-Чумыш. Вначале применяли древесный уголь и лишь в 1829 – 1830 годах были получены первые партии кокса. Эти годы следует считать началом коксового производства в Сибири.

К началу 70-х годов XIX века относится зарождение коксования на Дальнем Востоке: в 1872 году на Сахалине были построены 3 стойловые печи.

На Среднем Урале с 1885 года работал Луньевский коксовый завод (30 печей Копе без улавливания ХПК). В Экибастузе был построен небольшой коксовый завод (24 ульевые печи).

В дореволюционный период производство кокса в России составляло:

Годы	1890	1895	1900	1905	1910	1913
Производство кокса, тыс.т	296	520	2200	2362	2783	4440

Производство кокса в 1913 году в других странах составляло:

США – 42 млн.т; Германия – 34,6 млн.т; Англия – 13 млн.т.

Таким образом, перед первой мировой войной коксохимическое производство России характеризовалось крайней отсталостью, как по объему производства, так и по техническому уровню.

Первая мировая война и последующая за ней интервенция полностью расстроили и без того отсталую экономику страны. Во второй половине 1918 года производство кокса в стране полностью прекратилось. В конце 1920 года был разработан план и очередность восстановления. В 1920 году было возобновлено производство кокса только на трех заводах Донбасса: Енакиевском, Макеевском и Юзовском (ныне Донецком).

В 1929 году был превзойден наивысший дореволюционный уровень производства кокса. Производство кокса в печах с улавливанием летучих продуктов составило 81% от всего коксового производства. В 1929 году началось сооружение коксохимических предприятий в составе ММК, КМК и Губахи.

К этому же периоду относятся первые работы российских инженеров в области проектирования и строительства коксовых печей. В течение довоенных пятилеток были построены новые коксохимические предприятия: Рутченковский, Горловский, Алчевский, Ново-

Макеевский, Днепропетровский, Днепродзержинский, Запорожский, Ново-Енакиевский, Криворожский, Ждановский. В Ленинграде начал работать коксогазовый завод. Построен Нижнетагильский завод.

На ММК был выдан первый кокс 28 декабря 1931 года.

К началу Великой Отечественной войны на коксохимических предприятиях производилось свыше 25 млн. тонн кокса в год. В этом же году Германия произвела 45 млн. т, США – 59 млн. т.

Довоенный уровень удалось достичь только в 1949 году. В 1950 году около 47% кокса было выработано на заводах Востока.

На ММК в 1980 году произведено 7,5 млн. тонн кокса.

Сейчас в России производят кокса около 40 млн. тонн и 45 млн. тонн на Украине, на ММК около 6 млн. тонн.

В 1951 – 1952 годах был построен Московский коксогазовый завод. В 1954 – 1955 годах введены в эксплуатацию коксохимические цехи Руставского металлургического завода. На территории Украины введены: Баглейский, Ясиновский, Авдеевский заводы. Большое развитие получили Коммунарский (бывший Алчевский) и Криворожский коксохимические заводы. В Центре (в Липецке) и на Северо-Западе (в Череповце) были сооружены коксохимические производства в составе металлургических заводов. В Сибири вырос новый гигант черной металлургии – Западно-Сибирский металлургический завод (с 1984 года комбинат) в составе которого был сооружен коксохимический завод.

Ежегодно увеличивалось производство кокса на Карагандинском металлургическом комбинате в Казахстане.

В течение 1966 – 1970 годов было введено в эксплуатацию 13 новых большегрузных батарей общей мощностью 9,5 млн. тонн. Одновременно были выведены из эксплуатации все шамотные печи. Рост объемов производства был, достигнут в первую очередь в результате расширения и реконструкции действующих предприятий.

В 1980 – 1984 и 1989 – 1992 годах на ММК построены 3 новые большегрузные батареи 8-бис, 7-бис, 9-бис. В 1984 году дал первый кокс Алтайский коксохимический завод (г. Заринск).

Крупными предприятиями по производству кокса на Урале являются ОАО ММК, ОАО НТМК, ООО «Уральская сталь» (бывший ОХМК г. Новотроицк), ОАО ЧМК.

В настоящее время кокс используется в черной металлургии (доменные и сталеплавильные цехи) – **81,6%**; в литейном производстве – **5,5%**; в цветной металлургии – **2,6%**; в химической промышленности – **2,4%**; в прочих отраслях – **2,3%**; экспорт – **5,6%**.

Несмотря на большие потребности в коксе многих производств, сырьевая база коксования ухудшается (таблица 1).

Таблица 1 – Запасы угля на территории России и стран бывшего СССР

Наименование месторождений	Общие геологические запасы, млрд.т	Добыча в год, млн.т	Доля углей, используемых для коксования, %	Зольность углей, %	Сернистость углей, %
<i>Освоенные месторождения</i>					
1. Донецкий бассейн	240	185	30	15—20	2—5
2. Кузнецкий бассейн	900	85	45	10—15	0,5-1,5
3. Карагандинский бассейн	50	27	15	20—30	0,7—1,0
4. Печорский бассейн	340	18	20	10—15	0,8—1,0
5. Кизеловский бассейн	1	12	20	25—30	5—6
6. Месторождения Грузии	2	3	20	15—40	1—1,5
<i>Новые месторождения</i>					
1. Минусинский бассейн	37	4	—	12—18	0,7—0,8
2. Иркутский бассейн (Черемховское месторожд.)	89	17	—	18—30	5—6
3. Южно-Якутский	40	—	—	10—15	0,5—1,0
4. Ленский	2650	—	—	15—20	0,5—1,0
5. Тунгусский	1750	—	—	15—30	1,0—1,5
6. Бурейский	25	1	—	30—35	0,2—0,5
7. Месторождения Узбекистана, Таджикистана и Туркмении	40	9	—	10—15	0,5—1,0

3. СВОЙСТВА ДОМЕННОГО КОКСА И СОВРЕМЕННЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К ЕГО КАЧЕСТВУ

Удельное участие кокса в доменной шихте весьма велико – 0,5 м³ на 1 м³ объема домны, и это несмотря на то, что за последние годы удельный расход скипового кокса на выплавку 1 тонны передельного чугуна значительно сократился. В 50-х годах удельный расход кокса на 1 т чугуна составлял 700 – 800 кг. В 80-х годах 500-600 кг, а в настоящее время на лучших комбинатах России 410 кг, на ММК 450 – 460 кг, за рубежом (Япония) до 250 кг. Теоретически рассчитанное количество кокса (без учета заменителей: угольная пыль, горючие газы) составляет 395 кг/т чугуна.

Как известно, эффективность доменной плавки определяется, прежде всего, расходом сырых материалов на единицу массы выплавляемого чугуна и производительностью печей. В свою очередь расход сырых материалов зависит от их состава и свойств, а также от того, как используется тепловая и химическая энергия газов, в токе которых сырые материалы, нагреваясь, испытывают ряд превращений, меняющих их физическое состояние и химический состав (схема доменной печи с описанием реакций в каждой части).

Расход горючего зависит от восстановительной способности доменного топлива. Чем выше реакционная способность кокса (РСК),

тем быстрее и при более низких температурах он реагирует с CO_2 в верхней части шахты доменной печи с образованием окиси углерода, которая покидая печь не восстанавливает руду и тем самым повышается удельный расход кокса. Производительность доменной печи обуславливается в основном интенсивностью и ровностью их хода.

При одном и том же давлении и температуре дутья интенсивность хода доменной печи тем больше, чем выше газопроницаемость столба шихтовых материалов в ней. Поскольку кокс занимает примерно 40 % объема доменной печи, а в распаре и горне является единственным твердым материалом, обеспечивающим порозность шихты для прохода газов, роль кокса в создании необходимой газопроницаемости для максимальной интенсификации доменного процесса весьма велика.

Доменная печь является печью шахтного типа. Сырые материалы подают в неё сверху, а чугун и шлак выпускают снизу. Кокс подается отдельными порциями попеременно с другими плавильными материалами. Снизу в доменную печь через фурмы вдувают предварительно нагретый до 1400°C в кауперах воздух, обогащенный кислородом. Компонентами дутья могут быть: O_2 , природный газ или другой восстановительный газ, водяной пар. В зоне фурм кокс, сгорая, образует CO_2 . На границе образовавшихся зон горения получившийся CO_2 , соприкасаясь с раскаленным углеродом кокса, переходит в окись углерода. Горение углерода является основным источником тепла в доменной печи. Окись углерода, поднимаясь вверх по шахте, взаимодействует с окислами металла, восстанавливая их. Горячие газы, поднимающиеся вверх, нагревают доменную шихту верхних горизонтов и подготавливают её к последующим реакциям.

Чтобы обеспечить наилучшие условия, нагрева и протекания химических реакций необходим оптимальный контакт реагирующих веществ на каждом участке любого поперечного сечения доменной печи. Это требование выполняется не столько за счет равномерного распределения плавильных материалов, сколько за счет равномерной газопроницаемости их. Если газопроницаемость шихты на каком-то участке будет по сечению разной, газы устремятся через каналы с меньшим сопротивлением, что неблагоприятно повлияет на процесс.

Однако, как наблюдается на практике, газопроницаемость столба шихтовых материалов по высоте не одинакова из-за их разного агрегатного состояния. Если в верхней части печи находятся только кусковые материалы и газообразные вещества, то в средней и нижней части шахты, а также в распаре и горне имеются твердые, жидкие и газообразные вещества. Поэтому газопроницаемость доменной шихты зависит как от соотношения её компонентов, так и от их свойств и взаимодействия. При этом надо учесть, что соотношения и свойства

твердых и жидких продуктов по высоте печи изменяется, а значит, изменяется и характер их взаимодействия. Следовательно, оценить газопроницаемость всей доменной шихты по одним лишь свойствам исходного кокса весьма сложно.

Рассмотрим картину поведения кокса в доменной печи. Прежде всего, скиповый кокс подвергается динамическим ударам при загрузке и затем истирается по мере опускания за счет трения кусков друг о друга, а также о другие компоненты доменной шихты и кладку печи. При этом с увеличением рудной загрузки механическое воздействие на кокс возрастает. Особенно усиливается истирание кокса в шахте доменной печи при использовании агломерата вместо железной руды. Образовавшаяся мелочь по мере опускания в зону появления текучих материалов и затем шлака смешивается с ними, уменьшая их текучесть, а, следовательно, газопроницаемость шихтовых материалов в печи.

Помимо механического воздействия, в средней и нижней части печи, а также в распаре кокс подвергается агрессивному действию CO_2 , что ведет не только к существенному увеличению потерь углерода кокса в виде CO с доменным газом, но и к повышению истираемости кокса в результате предварительного разрыхления поверхности его кусков. А это приводит, в конечном счете, к повышению вязкости шлаков и снижению газопроницаемости.

Кокс, как и прежде, является основным источником тепла, восстановителем и разрыхлителем – то есть выполняет 3 функции в ведении доменного процесса. Но потребление кокса определяется в настоящее время уже не столько тепловым балансом доменной плавки и обеспечением газопроницаемости шихтовых материалов, сколько необходимостью наличия в горне твердого углеродного скелета для отделения жидкой части. В связи с этим возрастает роль таких характеристик кокса, как истираемость, крупность и реакционная способность.

Гранулометрический состав кокса должен быть близок к гранулометрическому составу остальной части шихты. Нижний предел крупности кокса на большинстве заводов России принимается 25 мм и 40 мм (последнее для крупных доменных печей). В отдельных случаях применяют узкие классы крупности кокса 40 – 60 мм, 40 – 80 и 25 – 60 мм, а для небольших доменных печей класс 25 – 40 мм.

Сам по себе гранулометрический состав кокса в отрыве от его способности давать мелочь при истирании и взаимодействии и взаимодействию этой мелочи с жидкотекучими продуктами не определяет газопроницаемости доменной шихты и наличия в горне твердого углеродного скелета. Это определяется всем комплексом свойств кокса, его крупностью, прочностью на дробимость и истираемость, соотно-

шением размеров кусков и их изменением при дроблении и истирании в тех или иных условиях температуры и активности среды.

Глубокое знание всех этих свойств кокса и их изменений под влиянием тех или иных факторов доменного процесса – необходимое условие получения кокса, отвечающего современным требованиям металлургического производства.

3.1. СВОЙСТВА КОКСА

В соответствии с требованиями, предъявляемыми к коксу, свойства его могут быть разделены на 4 категории: химические (химический состав); физические, физико-химические и физико-механические.

3.1.1. Химические свойства кокса

Химический состав кокса определяется техническим анализом (влажность, зольность, сернистость, содержание фосфора и выход летучих веществ), а также анализом, определяющим элементный состав (содержание углерода, водорода, кислорода, азота и серы).

Влага кокса является балластом и никакой пользы доменному процессу не приносит, испаряясь в верхних горизонтах доменной печи (колошник), где желательнее снизить температуру. Но присутствие её в коксе технологически обусловлено, поэтому пока будет существовать мокрое тушение кокса, в коксе всегда будет влага. Вопрос этот теряет значение после перехода КХП на сухое тушение кокса, которое в настоящее время широко применяется на отечественных заводах. Пока же металлургия предъявляет к этому показателю вполне обоснованное требование его постоянства. Однако удовлетворить это требование нелегко. Для того, чтобы обеспечить быстрое тушение кокса водой, расход её устанавливают заведомо больше, чем это требуется по расчетам. Кокс, обладая высокоразвитой удельной поверхностью, удерживает определенное количество влаги, зависящее при прочих равных условиях от температуры и влажности окружающего воздуха и т.д.

Влага понижает теплоту сгорания кокса вследствие уменьшения содержания горючих компонентов, а также за счет увеличения расхода тепла на её испарение. Обычно W^p кокса класса > 25 мм колеблется 2 – 4 % с точностью $\pm 0,5$ %. Коэффициент равномерности по влаге: $K_w = (n - m)/n$, (1)

где n – число рабочих смен за месяц; m – число случаев, когда колебания среднемесячных и среднесменных показателей были выше нормы.

Хорошим считается показатель $K_w > 0,97$. Опыт показывает, что при мокром тушении кокса достичь постоянства его влажности $\pm 0,5\%$ практически невозможно.

Влажность кокса повышается с уменьшением размера кусков, что связано с более развитой удельной поверхностью мелких классов.

Влажность кокса по классам на ММК: > 80 мм – 2,4 %; 60 – 80 мм – 3,4 %; 40 – 60 мм – 5,1 %; 25 – 40 мм – 6,9 %; 25 – 10 мм – 7,9 %; 0 – 10 мм – 18 %.

Зола снижает теплоту сгорания кокса вследствие уменьшения содержания горючих компонентов, а также за счет увеличения расхода тепла на нагрев и плавление минеральной массы. Зольность кокса считают по коэффициенту озоления: $A_k = 4/3 A_y$. Снижение зольности кокса на 1 % уменьшает расход флюсов на 1 – 1,5 % и снижает расход кокса на 1,5 – 2,5 % при этом производительность доменной печи возрастает на 1,5 – 2,5 %.

Химический состав золы является важным показателем при определении зольности кокса. Он зависит от состава минеральных примесей в исходной шихте. Основными компонентами золы являются: SiO_2 – 50 – 56%; Al_2O_3 – 25 – 30%; Fe_2O_3 – 7 – 10%; CaO – 3,5 – 4,5%; MgO – 2 – 3%; P_2O_5 – 0,3 – 0,8%; сульфаты – 2 – 3,5%.

В таблице 2 представлена зольность кокса по регионам мира.

Вопрос об оптимальной зольности кокса должен решаться только на основании определения эффективности использования его в доменном производстве с учетом затрат на обогащение углей. Однако результатов такой комплексной оценки нет. Колебания зольности в производимом коксе допускаются $\pm 0,3\%$.

Таблица 2 – Зольность кокса по регионам

Регион	Зольность A_k^c , %
Южные заводы (Украина)	9,6 - 11
Восточные заводы (Урал, Сибирь)	10 – 12,7
Заводы центра России	11 – 11,4
Средняя по России	10,6
США	10 – 12
Страны ЕЭС	10 ± 1

Сернистость имеет очень большое значение при использовании кокса. Известно, что при снижении сернистости кокса на 0,1% расход кокса снижается на 0,8 – 3,5%, причем эффект уменьшается при снижении абсолютной величины сернистости кокса, производительность доменных печей возрастает на 2 - 8%. В коксе сера присутствует в двух формах: связанная с органической массой кокса (органическая сера) и связанная с минеральной его частью (сульфидная сера). Ор-

ганическая связана с углеродом кокса генетически и составляет 75 – 80 % всей серы кокса. В минеральной части кокса сера присутствует в виде сульфидов железа, кальция и др. и составляет 20 – 25%. Содержание серы в коксе различно в зависимости от сернистости коксующих углей (таблица 3). Снижение серы в коксе является еще большим резервом повышения показателей доменной плавки, чем снижение золы, т.к. основная часть её вносится коксом. Органическая сера отрицательно влияет на ход доменной плавки, т.к., переходя в газ, энергично взаимодействует с рудной частью шихты. Сера между металлом и шлаком может распределяться уже ниже горизонта воздушных фурм. Повышение содержания серы в шихтовых материалах требует увеличения количества шлака для предотвращения повышения серы в чугуне, а затем и в стали. Большое содержание серы в стали приводит к её красноломкости, т.е. при обработке в горячем виде появляются трещины и рванины. Уменьшение серы в коксе может быть достигнуто следующими путями:

1. коксование малосернистых углей;
2. обогащение с целью удаления пиритной серы;
3. химическая и биологическая обработка углей;
4. удаление серы из кокса путем повышения температуры

коксования, специальной обработкой кокса при мокром и сухом тушении.

Таблица 3 – Сернистость кокса по регионам

Регион	Сернистость $S_k^{общ}$, %
Южные заводы (Украина)	1,7
Восточные заводы (Урал, Сибирь)	0,7
Заводы центра России	1,25
Губахинский завод	2,5
США	0,9 – 1,5
Страны ЕЭС	0,8 – 1,4

Выход летучих веществ характеризует степень завершенности реакций, протекающих при коксовании. Определяют нагревая навеску кокса, смоченную бензолом в муфельной печи при температуре 850 ± 10 °С в течение 7 мин. Потеря массы навески кокса определяется в % и относят к абсолютно сухому коксу и к беззольной горючей массе его (V^c , % и V^f , %). В нормально выжженном коксе летучих должно быть не более 1 %. Состав летучих: H_2 – 30 – 40 %; CO – 47 – 50%; CO_2 – 9 – 12%.

Содержание фосфора в коксе для сырья: из южных бассейнов 0,015 % и восточных бассейнов 0,03%.

Элементный состав кокса отнесенный к горючей массе колеблется примерно в следующих пределах: $C^r = 96 - 98\%$; $N^r = 0,5 - 2,0\%$; $H^r = 0,5 - 1,0\%$; $O^r = 0,2 - 1,5\%$. Содержание азота составляет 75 – 80% от содержания в исходных углях. Остальные составляющие зависят в основном от режима коксования. Кислород и азот являются балластом, поэтому определяют содержание в коксе углерода и водорода. Для этого навеску кокса сжигают в токе кислорода с последующим определением количества образовавшихся CO_2 и H_2O . Этот метод старый. В настоящее время существуют приборы, которые позволяют определять элементный состав непосредственно образца за несколько секунд.

3.1.2. Физические свойства кокса

К ним относятся такие свойства, которые зависят от величины, формы и структуры его кусков. Свойства такие: микроструктура, истинная и кажущаяся плотность, пористость, электропроводность (или электросопротивление), структурная прочность, а также тепловые свойства (теплоемкость, теплота сгорания, температура воспламенения, теплопроводность, температуропроводность).

Молекулярная структура – обуславливает степень графитизации структуры кокса. Молекулярная структура в современном свете представляет собой сеточную структуру из бензольных колец, расположенных хаотически (турбостратно) в отличие от графита, где эти сетки расположены параллельно друг другу. Степень упорядоченности молекулярной структуры кокса определяется межплоскостным расстоянием, которое измеряется в Ангстремах (Å^0). У графита это расстояние $3,36 \text{ Å}^0$, у кокса 3,5 и более. Межплоскостное расстояние зависит от многих факторов, основными из которых являются конечная температура коксования, содержание минеральных примесей и свойства шихты. При вторичном нагреве до $1600 \text{ }^\circ\text{C}$ расстояние между сетками доходит до $3,45 \text{ Å}^0$.

Истинная плотность – масса 1 см^3 тонко измельченного кокса определяется по ГОСТ 10220-62 в пикнометре. При измельчении кокса до $0,02 \text{ мм}$ практически устраняется влияние пор, поэтому результат можно считать плотностью коксового вещества. Плотность кокса всегда выше плотности коксующего угля. Истинная плотность угля колеблется в пределах $1300 - 1400 \text{ кг/м}^3$, истинная плотность кокса 1870 кг/м^3 при температуре коксования $1050 \text{ }^\circ\text{C}$, может доходить до 2000 кг/м^3 при более высокой температуре коксования.

Кажущаяся плотность – представляет собой массу единицы объема кускового кокса. Для обычного кокса (металлургического) кажущаяся плотность лежит в пределах $800 - 900 \text{ кг/м}^3$. Её определяют в

кусках размером 25 – 60 мм. Масса пробы определяется после просушивания. Объем кусков устанавливается гидростатическим взвешиванием, либо ваннометрическим методом после пропитки водой. Затем найденная масса делится на объем.

Общая пористость – рассчитывается на основании данных об истинной и кажущейся плотности по формуле $P = (d_{и} - d_{к})/d_{и}$,
(2)

где $d_{и}$ и $d_{к}$ – истинная и кажущаяся плотность кокса, кг/м³.

Общая пористость доменного кокса должна быть в пределах 45 – 55%, литейного 35 – 45%. Пористость зависит от многих факторов технологического процесса. При большой плотности загрузки пористость всегда меньше. При повышении скорости коксования пористость увеличивается. Увеличивается она и при увеличении степени измельчения и выхода летучих веществ из исходного сырья.

Удельное электросопротивление часто используют на практике для оценки качества кокса. Удельное электросопротивление уменьшается при росте и упорядоченности углеродных сеток коксового вещества, которая в свою очередь зависит от повышения температуры процесса коксования. УЭС зависит также от свойств угля. Максимум УЭС у коксов из газовых углей и минимум – из углей средней стадии метаморфизма. Зависит также от плотности угольной загрузки и условий коксования, происходящего в различных конструкциях коксовых печей.

Структурная прочность – обусловлена твердостью и толщиной стенок пор. Она определяется испытанием зерен размером 3 – 6 мм по методу Н.С.Грязнова (ВУХИН) и находится по количеству (в %) оставшегося кокса после воздействия на них металлических шаров $d = 15$ мм в стальном цилиндре с внутренним $d = 25$ мм и длиной 350 мм при скорости вращения цилиндра 25 об/мин. в течение 40 минут. Структурная прочность зависит от природы коксуемых углей и режима коксования (она выше при больших конечных температурах коксования). Увеличивается она при увеличении плотности загрузки и увеличения скорости коксования. Структурная прочность доменного кокса изменяется в пределах 65 – 85%. Показатель структурной прочности кокса применяется при различных исследованиях, связанных с совершенствованием слоевого коксования и изучением новых технологических приемов подготовки шихты и получения кокса.

Теплота сгорания. Поскольку органическая масса кокса состоит в основном из углерода, теплота сгорания кокса составляет 28050 – 31400 кДж/кг. Определяют её в калориметрической бомбе или вычисляют по данным элементного анализа по формуле Д.И.Менделеева.

3.1.3. Физико-химические свойства кокса

К физико-химическим свойствам кокса относят его горючесть, реакционную способность, смачиваемость.

Горючестью называют химическую активность кокса, определяемую пропусканием воздуха или кислорода через раскаленный кокс. Она характеризует скорость сгорания кокса. Температура воспламенения кокса 800 – 850 °С.

Реакционная способность кокса (РСК) – это химическая активность, определяемая пропусканием углекислого газа и водяного пара через слой раскаленного кокса. Численно реакционная способность кокса выражается константой скорости реакции Будуара, которая показывает количество окиси углерода, полученная с единицы массы кокса в единицу времени.

Скорость реакции $C + CO_2 = 2CO$: $V = k (F_{\text{внеш}} + \eta F_{\text{внут}}) C_{CO_2}$, (3)

где k – эмпирический коэффициент $k = k_0 e^{-E/RT}$;

$F_{\text{внеш}}$ – внешняя поверхность кокса, m^2 $F_{\text{внеш}} = f(1/d; \gamma)$;

d – средний эквивалентный диаметр частиц кокса, m ;

γ – насыпная масса кокса, kg/m^3 ;

$F_{\text{внут}}$ – внутренняя поверхность кокса, m^2 $F_{\text{внут}} = f(1/d_p; \Pi)$;

d_p – диаметр пор, m ;

Π – количество пор на m^2 ;

η – является функцией температуры реакции и показывает степень участия внутренней поверхности в реакции.

E – энергия активации.

C_{CO_2} – концентрация CO_2 в пропускаемом газе.

Если $t < 1300$ °С $\eta = 0,9 - 1,0$; $t = 1300 - 1500$ °С $\eta = 0,3 - 0,9$; $t > 1500$ °С $\eta = 0,1 - 0,3$.

РСК определяется по ГОСТ 10089 – 73 в пробе с размером частиц 3 – 4 мм при пропускании чистого CO_2 через слой кокса при различных температурах от 950 до 1050 °С. Константу определяют по количеству выделившегося CO по реакции: $C + CO_2 = 2CO$. При 950 °С РСК кокса 0,1 – 0,2 мл/г*с, при 1050 °С РСК этих же коксов 0,5 – 1,0 мл/г*с.

Энергию активации определяют по графику в координатах $\ln k = f(1/T)$ как tg угла наклона прямой: $tg \alpha = E * 4,576$.

(4)

Так как РСК увеличивается с ростом температуры проведения опыта, то сопоставимыми результатами могут считаться те, которые получены при одной и той же температуре опыта.

РСК зависит от природы исходного сырья и условий коксования (период и конечная температура). Наибольшую РСК имеет кокс из

низко метаморфизованных углей (газовые), а наименьшую – кокс из углей средней стадии метаморфизма (жирные и коксовые).

РСК уменьшается с повышением температуры конца коксования. Некоторые исследователи считают, что определяющими факторами являются свойства исходного сырья, другие решающую роль отводят условиям коксования. Оба мнения экспериментально обоснованы. В пользу первого говорит повышение РСК у углей низкой стадии метаморфизма, в пользу второго – зависимость между РСК и содержанием H_2 в коксе, истинной плотностью кокса и УЭС, т.е. свойствами, которые во многом зависят от конечной температуры коксования. По-видимому, в зависимости от конкретных условий, преобладающим фактором может оказаться либо свойства исходного сырья, либо условия коксования.

Прямой связи между пористостью и РСК не установлено. При разных добавках в шихту, особенно минеральных пористость и РСК могут изменяться в противоположных направлениях: пористость снижается, а РСК увеличивается. Это связано с каталитическим воздействием некоторых металлов и их окислов на процесс окисления углерода кокса. Добавка антрацита в шихту снижает РСК.

Смачиваемость или сорбционная способность также зависит от свойств углей и условий коксования.

3.1.3.1. Сравнительный анализ методов определения реакционной способности металлургического кокса и их аппаратурного оформления

Испытания углеродистых материалов на реакционную способность проводятся уже в течение нескольких десятков лет, однако до сих пор нет достаточно разработанной на научной основе единой методики. Поскольку в настоящее время существует много методов прямой или косвенной оценки химической активности углеродистых материалов, цифровые значения, полученные применением того или иного метода, носят относительный характер и в ряде случаев не представляется возможным сопоставить результаты исследований, полученных разными авторами.

В ряде работ даётся критический анализ различных методов определения реакционной способности углеродистых материалов и произведена их классификация на группы:

1) методы, основанные на определении потери веса углеродистого материала в результате химического взаимодействия его с реагирующим газом;

2) методы, основанные на анализе состава газообразных продуктов реакций углерода с газами;

- 3) метод, по которому отмечается момент начала реакции;
- 4) косвенные методы, которые тем или иным образом отражают реакционную способность углеродистого материала.

Имеется вполне определенная связь между реакционной способностью и физическими, электрическими, тепловыми, механическими и другими свойствами углеродистого материала, обусловленными его природой, а именно: молекулярной структурой, дисперсной структурой и примесями (H, O, S, N металлами и т.д.). На этом основании многие исследователи считают возможным путём определения сравнительно легко измеряемых свойств углеродистых материалов получить представления об их структуре и химической активности. Хотя методы третьей и четвертой групп отличаются простотой, хорошей воспроизводимостью результатов экспериментов и требуют значительно меньших затрат времени, чем непосредственное определение реакционной способности, они не могут считаться научно обоснованными. Все не прямые методы дают косвенную, а не истинную оценку химической активности коксов. Поэтому эти методы для характеристики реакционных свойств не нашли признания.

Наибольшее распространение для оценки реакционной способности углеродистых материалов получили методы первой и второй групп.

При этом среди исследователей, которые применяют эти методы, нет единого мнения относительно того, какой метод позволяет получать наиболее достоверные результаты.

В принципе со стехиометрией протекающих реакций оба метода должны давать одинаковые результаты в пределах погрешности эксперимента.

С точки зрения соблюдения необходимых условий проведения эксперимента многие из методов первой и второй групп не выдерживают критики. Так, в принятой в качестве ГОСТа стандартной методике определения реакционной способности металлургических коксов по отношению с CO_2 (ГОСТ 10089-84, введенного почти без изменения вместо ГОСТ 10089-73), основанной на определении состава продуктов реакции, не обеспечиваются чисто кинетическая область и изотермический режим реагирования и не учитывается тормозящее влияние продуктов реакции.

На основании сказанного выше можно сформулировать основные требования, которым должна удовлетворять методика определения реакционной способности коксов:

- 1) высокая степень точности;
- 2) безусловная воспроизводимость опытов;
- 3) быстрота определения;

4) полученные показатели должны характеризовать истинную реакционную способность кокса;

5) в зависимости от реакционной способности исследуемого кокса оптимальные условия проведения эксперимента должны обеспечивать протекание реакции в чисто кинетической или близко к ней области реагирования, а также устранять неизотермичность и тормозящее влияние продуктов реакции.

Для повышения точности и воспроизводимости определения в схеме экспериментальной установки необходимо предусматривать подогрев и тщательную очистку реагирующего и инертного газов от примесей, достаточно высокую точность измерения и регулирования температуры, а также скорости газовых потоков.

Реакционная способность твердых углеродистых материалов зависит от конечной температуры, при которой они были получены. В связи с этим для устранения возможности протекания в ходе опыта процессов термической деструкции и структурных изменений вещества коксы перед исследованием их реакционной способности должны быть предварительно прокалены при температуре не ниже наиболее высокой температуры опыта.

С точки зрения быстроты проведения эксперимента, а также получения в результате одного опыта зависимости реакционной способности от степени угара кокса можно применять методику либо непрерывного взвешивания образца, либо непрерывного анализа состава продуктов реакции в течение всего опыта. Вследствие простоты реакционной системы применение метода газового анализа предпочтительнее. При изучении реакции углерода с газами необходимо учитывать изменение реакционной способности углеродистого материала в процессе реагирования. Однако, даже в настоящее время, спустя несколько десятилетий после открытия закона внутреннего реагирования, во многих работах, где применяется вышеупомянутая методика ГОСТ 10089-84, влияние угара на реакционную способность углеродистых материалов не учитывается.

Многие исследователи, наблюдая в своих экспериментах изменение скорости реакции углерода с газами, не учитывают этот факт при выборе параметров, характеризующих реакционную способность углеродистых материалов. Так, в работе о реакционной способности углерода судят по величине тангенса угла наклона прямолинейного участка кривой зависимости потери веса образца от продолжительности реагирования во времени.

Рядом исследователей установлено, что с возрастанием угара скорость газификации углерода с CO_2 увеличивается, достигает максимума и затем падает. В связи с этим в качестве параметра реакционной способности углеродистого материала предлагается использо-

вать максимальное значение скорости газификации, отнесенное или к поверхности, определенной низкотемпературной адсорбцией азота или к весу образца в момент реагирования, соответствующей этому максимуму. Заслуживают внимания исследования, в которых предлагается оценивать реакционную способность углеродистых материалов по отношению к CO_2 по их удельной химической и интегральной химической активности. При этом под удельной химической активностью понимается активность кокса, отнесенная к его удельной поверхности.

Несмотря на несомненные достоинства этой методики, необходимо, однако, отметить, что в условиях проведения химической реакции углерода с газами нельзя отождествлять величину удельной поверхности, определяемую низкотемпературной адсорбцией газов, с величиной реакционной поверхности, фактически участвующей в процессе реагирования. С другой стороны, следует также отметить, что до сих пор нет методики прямого определения истинной реакционной поверхности твердого углеродистого вещества.

Для использования предложена усовершенствованная методика определения реакционной способности углеродистых материалов по отношению к CO_2 в проточной реакционной системе, основанная на непрерывном определении состава газообразных продуктов реакции при помощи оптико-акустических газоанализаторов с последующим расчетом зависимости угара углерода от продолжительности реагирования. В этой работе реакционная способность кокса по отношению к CO_2 оценивается тремя параметрами: предэкспонентой кажущейся константой скорости (при угаре равном нулю) в уравнении Аррениуса, кажущейся энергией активации и коэффициентом, характеризующим скорость изменения кажущейся константы скорости реакции от угара. По первым двум кинетическим параметрам можно рассчитывать начальную кажущуюся константу скорости для различных температур реагирования, а с помощью третьего - величину кажущейся константы скорости при любом угаре кокса. Все параметры, характеризующие реакционную способность коксов, определяются непосредственно из экспериментальных данных, и при этом нет необходимости в измерении как удельной, так и реакционной поверхности коксов.

Очевидно, применение непрерывных проточных или проточно-циркуляционных методов, широко используемых в гетерогенном катализе, не решит полностью проблему неизотермичности в экзотермических реакциях горения углерода. Наиболее полно требованиям изотермичности в кинетических экспериментах удовлетворяют применяемые в катализе так называемые импульсные методы, высокая чувствительность, экспрессность, практически идеальная изотермичность и другие достоинства которых в сочетании с применением электронно-

вычислительной техники позволяют значительно повысить эффективность и качество кинетических исследований.

Импульсный метод представляет собой использование микрореактора Эммета, заполненного исследуемым катализатором или коксом в схеме с обычным хроматографом. Через систему непрерывно продувается инертный газ-носитель (например, гелий). Периодически в микрореактор через кран - дозатор хроматографа вводится небольшой (узкий) импульс газового реагента. Компоненты реакционной смеси потоком газа - носителя вносятся в разделительную колонку и, пройдя через детектор, регистрируются потенциометром хроматографа в виде пиков.

Проведение реакций в импульсном микрореакторе с прерывной подачей небольших доз реагента в поток инертного газа - носителя позволяет существенно понизить или полностью устранить влияние различных градиентов, и прежде всего неизотермичности, присущих проточным методам. Благодаря этому импульсный метод чрезвычайно эффективен и практически незаменим при исследованиях кинетики быстропротекающих реакций, особенно реакций, протекающих с большим тепловым эффектом.

3.1.3.2. Методика определения реакционной способности металлургического кокса по отношению к CO_2

При обосновании методики определения реакционной способности металлургического кокса по отношению к CO_2 исходили из условий протекания реакции $\text{C} + \text{CO}_2$ в кинетической области реагирования с учётом ликвидации неизотермичности процесса и создания стационарного режима.

Неизотермичность вызывается разницей между температурами реагирующего газа и твёрдого тела, внешней поверхностью и центра частицы, стенки реактора и его центра, газа на входе и выходе из зоны реагирования, а также тепловыми эффектами.

Изотермический процесс реагирования $\text{C} + \text{CO}_2$ возможен при небольшой загрузке и повышенной скорости газового потока. Для таких условий рекомендуются следующие оптимальные соотношения размеров реакционной трубки $d_{\text{тр}}$ и частиц зернистого материала $d_{\text{ч}}$: $6 < d_{\text{тр}} / d_{\text{ч}} < 20$.

Перечисленным условиям проведения процесса реагирования соответствуют указанные выше импульсные методы.

3.1.3.3. Схема экспериментальной установки для определения реакционной способности кокса

Основным узлом установки (рисунок 5) является кварцевый микро-реактор 9, включённый последовательно в схему хроматографа ЛХМ-8 МД. Газ-носитель (гелий) из баллона через стандартный баллонный редуктор под давлением 0,5 МПа подается на вход блока подготовки газов, где, пройдя через фильтр 1 и регулятор давления 2, разделяется на два потока, в каждом из которых имеются элементы регулирования и стабилизации расходов 3,4. Затем газ-носитель через выходные штуцеры обоих каналов блока подготовки газов и внешние соединительные газопроводы поступает на промежуточную панель блока анализатора.

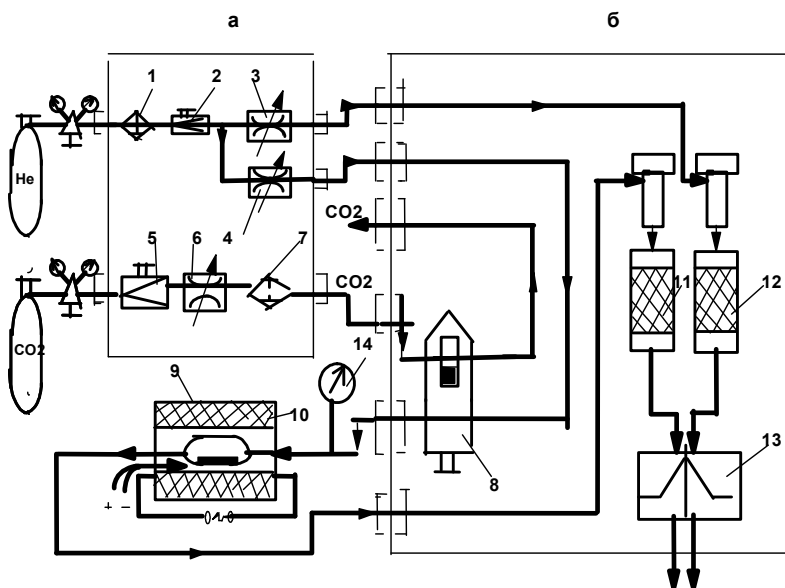


Рисунок 5 – Установка по определению реакционной способности кокса

а-блок подготовки газов; б-блок анализатора; 1,7-фильтр; 2,5-регулятор давления; 3,4-элементы регулирования и стабилизации расходов; 6-дросель; 8-кран-дозатор; 9-микрореактор; 10-электрическая печь; 11-разделительная хроматографическая колонка; 12-сравнительная хроматографическая колонка; 13-детектор по теплопроводности; 14-манометр

Один из газовых потоков поступает в узел ввода пробы - испарителя, откуда попадает в сравнительную хроматографическую колонку 12 длиной 0,6 м, заполненную активированным углем марки КД.

После колонки газ-носитель подается в детектор по теплопроводности 13 и затем выбрасывается из системы.

Другой поток газа - носителя предварительно проходит через кран дозатор 8 для ввода газообразной пробы, поступает в микро-реактор 9, после которого идет в разделительную хроматографическую колонку 11 и затем в детектор по теплопроводности 13.

Расход газа - носителя в обоих газовых каналах поддерживается одинаковым и проверяется пенным расходомером на выходе (после детектора).

Реакционный газ (CO_2) из баллона, пройдя блок подготовки газов через регуляторы давления и расхода 6, поступает в фильтр 7, где освобождался от примесей и влаги, после чего поступает в кран - дозатор 8.

Из крана - дозатора с объёмом петли 1мл CO_2 подается импульсом в поток газа - носителя и вместе с ним поступает в микро-реактор 9 с навеской (0,5 г) исследуемого кокса. Давление на входе в микро реактор измеряется с помощью образцового манометра с пределом измерения 0 – 0,16 МПа. Нагрев микро-реактора осуществляется с помощью электрической печи 10.

Температура наружной стенки микро-реактора измеряется образцовым потенциометром ПП-63 с термопарой типа ТПП и регулируется ЛАТР-ом.

Колебания температуры в реакторе поддерживаются на уровне $0,5^\circ\text{C}$.

Продукты реакции (CO и CO_2) после микро-реактора вместе с газом-носителем подаются на разделительную хроматографическую колонку 11 длиной 0,6 м, заполненную активированным углем марки КД, после чего проходят через детектор по теплопроводности. Результаты хроматографического анализа реакционной смеси регистрируются на самопишущем потенциометре хроматографа.

Для получения на данной установке достоверных результатов были проведены специальные исследования по подбору оптимальных условий экспериментов по определению реакционной способности кокса, при которых соблюдается полная изотермичность процесса реагирования углерода кокса с CO_2 .

В результате этих исследований было установлено, что процесс химического реагирования кокса с диоксидом углерода в пределах температур 900 - 1050 $^\circ\text{C}$ протекает в области, близкой к чисто кинетической при следующих условиях:

внутренний диаметр реактора, мм 8,0;
величина навески кокса, кг 0,005;
размер частиц кокса, мм 0,25;
время контакта CO_2 с коксом, с 0,1.-0,4

Также установлено, что изменение объёма импульса CO_2 (от 0,5 до 1 мл), начальной концентрации реагирующего газа (от 60 до 100% объёмных) и числа импульсов CO_2 (до 20) не влияют на значение констант скоростей исследуемой реакции при температурах определения в пределах 950.-.1050°C

При обработке экспериментальных данных реакционной способности металлургического кокса по отношению к диоксиду углерода была принята следующая схема химического взаимодействия:



Применительно к реакторам идеального вытеснения для принятой схемы основное дифференциальное уравнение этой реакции будет:

$$\frac{dx}{d\tau} = K \cdot C_{\text{CO}_2} \quad (6)$$

где x - степень превращения CO_2 относительно общего числа молей исходной газовой смеси;

τ - время контакта, с;

K - константа скорости реакции, характеризующая реакционную способность кокса;

C_{CO_2} - объёмная доля CO_2 в газах реакции.

Применительно к рассматриваемому методу степень превращения вычислялась на основании предположения, что количество исходной реакционной смеси равно одному молю. При этом газы реакции содержат $(C_{\text{CO}_2} - x)$ молей CO_2 , два моля CO и $(1 - C_{\text{CO}_2})$ молей инертного газа, где C_{CO_2} - объёмная доля CO_2 в исходной реакционной газовой смеси (начальная концентрация CO_2). В этом случае общее количество продуктов реакции составляет $(1 + x)$ молей и концентрации CO_2 и CO в этих продуктах соответственно равны:

$$C_{\text{CO}_2} = C_{\text{CO}_2} - x / (1 + x) ; \quad C_{\text{CO}} = 2x / (1 + x) . \quad (7)$$

Разделим одно уравнение на другое, находим, что:

$$x = C_{\text{CO}} \cdot C_{\text{CO}_2} / (C_{\text{CO}} + 2C_{\text{CO}_2}) \quad (8)$$

Подставив в основное дифференциальное уравнение рассматриваемой реакции вместо концентрации C_{CO_2} её значение через степень превращения x находим окончательное уравнение данного процесса

$$dx / d\tau = K * [(C \text{ CO}_2 - x) / (1 + x)] \quad (9)$$

Решение этого уравнения при квазистационарном режиме и начальных условиях при $\tau = 0$ и $x = 0$ относительно K имеет вид:

$$K = 2 / \tau * [(1 + C \text{ CO}_2) * \ln C \text{ CO}_2 / (C \text{ CO}_2 - x) - x] \quad (10)$$

При $C \text{ CO}_2 = 1$ последнее уравнение будет иметь следующий вид:

$$K = 2 \ln [1 / (1 - x) - x] / \tau, \quad (11)$$

$$\tau = (P_v + P_m) * (T_0 + T_v) * g_k / (T_0 + T_p) * P_v * V_{\text{CO}_2} * \rho_k \quad (12)$$

где P_v - давление атмосферного воздуха, замеряемое барометром-анероидом, кПа;

P_m - избыточное давление, регистрируемое манометром, кПа;

T_0 - абсолютная температура при нормальных условиях, равная 273,15 К;

T_v - температура наружного воздуха, К;

T_p - температура реагирования, К;

g_k - навеска пробы кокса, кг;

V_{CO_2} - объёмная скорость CO_2 , м³ / с;

ρ_k - плотность кокса, кг/м³;

x - степень превращения.

Степень превращения x для данной установки определялась по площадям пиков для CO и CO_2 , получаемых при регистрации концентраций этих компонентов в продуктах реакции на самопишущем потенциометре хроматографа, т.е.

$$x = k_{\text{CO}} * S_{\text{CO}} / k_{\text{CO}} * S_{\text{CO}} + 2S_{\text{CO}_2} \quad (13)$$

где k_{CO} - хроматографический коэффициент для CO относительно реагирующего CO_2

S_{CO} , S_{CO_2} - соответственно площади пиков для CO и CO_2 , рассчитанные по методу треугольников.

Эксперименты на установке проводились при температурах реагирования 950, 1000, 1050 °С. При каждой температуре опыт повторяли три раза, находились средние значения результатов опытов, после чего рассчитывались константы скорости реакции K , размерность которых выражалась в 1/с. Значения вычисленных констант использовались в дальнейшем для определения предэкспоненциального множителя (K_0) и энергии активации (E) по уравнению Аррениуса

$$K = K_0 \cdot e^{(-E/RT)} \quad (14)$$

Все вычисления проводились на ЭВМ.

Время определения реакционной способности одной пробы кокса на импульсной установке вместе с подготовкой пробы и всеми последующими вычислениями составляло 1,0 – 1,2 часа вместо 4-х часов по стандартной методике.

Результаты, полученные на импульсной установке при оптимальных условиях сравнивались с результатами показателей реакционной способности металлургического кокса, полученными по стандартной методике (ГОСТ 10089-84). На обеих установках анализировался один и тот же кокс. Было проведено пять параллельных определений, результаты средних значений которых представлены на графике рисунок 6.

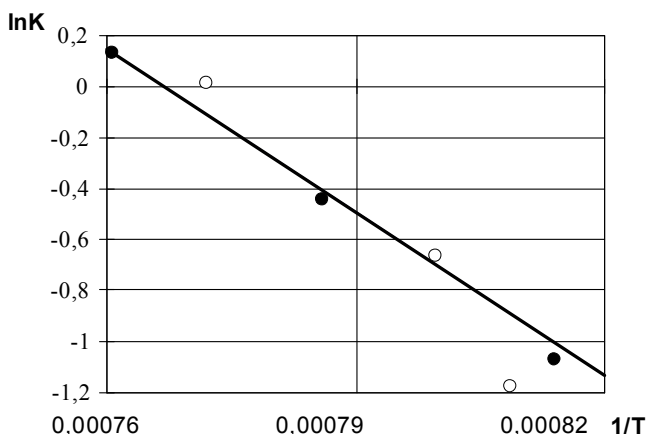


Рисунок 6 – Результаты определения РСК стандартным и импульсным методом (светные точки – стандартный метод; темные – импульсный).

Из приведенного графика зависимости $\ln K - 1/T$ видно, что при определении РСК на импульсной установке значения константы скорости реакции получаются близкие друг к другу и все экспериментальные точки (темные) на графике почти точно ложатся на прямую, являющуюся прямой Арениуса.

Что касается стандартного метода определения РСК, то здесь наблюдаются (см. рисунок 5) значительные отклонения точек (светлых) от прямой.

Статистическая обработка экспериментальных данных показала, что отклонение от средних значений ($S_{ct.}$) составляет для стандартного метода по показателю константы скорости реакции 0,456 и

для энергии активации 35,56; для импульсного метода это отклонение соответственно составляет 0,198 и 12,53.

На основании полученных результатов по сравнению обоих методов определения реакционной способности металлургического кокса можно сделать следующие выводы:

1. Импульсный метод определения РСК обладает несомненными преимуществами перед остальными и удовлетворяет всем современным требованиям, которым должна соответствовать методика определения реакционной способности углерода кокса с активными газами.

2. По сравнению со стандартным методом импульсный метод позволяет значительно быстрее (в 3-4 раза) и с более высокой точностью определять РСК при угаре кокса при реагировании, практически равному нулю, что позволяет получить истинную характеристику химической активности кокса по отношению к СО во всем диапазоне значений температур реагирования.

3. Перечисленные достоинства данной установки дают возможность расширить диапазон исследований по изучению зависимостей реакционной способности кокса от различных факторов.

3.1.4. Физико-механические свойства кокса

Под физико-механическими свойствами кокса подразумевают крупность кусков, равномерность гранулометрического состава и прочность по отношению к дробящим и истирающим усилиям, т.е. свойства, связанные с величиной и формой кусков кокса. Эти свойства обычно называют свойствами насыпной массы. Под насыпной массой понимают совокупность кусков и пустот между ними в состоянии насыпи в данном объеме. При этом крупность, форма и равномерность кусков (в общем случае – распределение кусков по размерам) определяют свойства насыпной массы кокса в каждый данный момент. Прочность кусков кокса, т.е. их способность сопротивляться дробящим и истирающим усилиям, есть фактор стабильности свойств насыпной массы кокса при наложении на неё разрушающих усилий. Крупность и распределение кусков по размерам устанавливают по данным ситового анализа.

Ситовый или гранулометрический состав определяется рассевом пробы кокса на нескольких ситах с определенными размерами отверстий. В международной практике приняты сита с круглыми отверстиями 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 100, 120 и 140 мм в диаметре, а также с квадратными отверстиями $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 4 и 5 дюймов (1 дюйм = 25,4 мм) в стороне квадрата.

В России для упрощения ситового анализа пользуются меньшим набором сит с квадратными отверстиями со стороны квадрата 10, 20, 30, 40, 60, 80 мм.

С 1955 года внедрено механизированное определение ситового состава товарного кокса на грохоте конструкции УХИНа. Масса пробы кокса составляется из 12 – 15 порций по 20 – 35 кг каждая. Общая масса пробы равна 300 – 350 кг. На грохоте установлены сита с квадратными отверстиями. На нижнем ярусе расположены сита 25x25 мм, выше 40x40; 60x60 и 80x80 мм. Таким образом, кокс делится на фракции более 80 мм, 60 – 80 мм, 40 – 60 мм, 25 – 40 мм и менее 25 мм. Все куски кокса, прошедшие через сито с большими отверстиями образуют класс кокса. После отсева вычисляют процент содержания каждого класса крупности. Таким образом, распределение кусков по размерам характеризуется процентным содержанием в коксе кусков каждого класса крупности.

Ситовый состав кокса зависит как от технологических факторов его производства, так и от свойств исходного сырья. Условия коксования и свойства сырья влияют на содержание в коксе кусков размером более 80 мм и менее 40 мм. Содержание класса 60 – 80 мм меньше зависит от условий коксования, а зависит от дальнейшей подготовки кокса к использованию.

Если требования к показателям технического анализа кокса более или менее ясны, то вопрос о необходимой крупности кокса остается открытым. В России применяют классы + 40 мм и + 25 мм, причем + 40 мм считают металлургическим коксом, 25 – 40 мм – коксик; 25 – 10 мм - коксовый орешек; менее 10 мм – коксовая мелочь. Крупность, форма и равномерность кусков по величине определяют газопроницаемость насыпной массы кокса. Кроме того, от этих показателей зависит величина поверхности в единице массы, а следовательно и интенсивность идущих на поверхности кусков реакций углерода кокса с O_2 и CO_2 .

По Сыскову коэффициент газопроницаемости рассчитывают через критерий подобия гидравлических свойств насыпной массы:

$$Г = 1000/\sqrt{h}, \quad (15)$$

где h - безразмерный коэффициент гидравлического сопротивления, вычисляемый по формуле

$$h = (30000/v^2 \sqrt[3]{(v + 1000)}) * s + 2000 ((v + 1000)/v)^4, \quad (16)$$

где v – удельный межкусковой объем, $см^3/кг$; s – удельная поверхность кусков, $см^2/кг$.

Для обычно используемых сит формулы определения значений:

$$v = 15,5 a_1 + 11,3 a_2 + 9,1 a_3 + 7,6 a_4 + 6,7 a_5 + 6,3 a_6 \quad (17)$$

$$s = 6,7 a_1 + 8,6 a_2 + 12 a_3 + 18,5 a_4 + 34,4 a_5 + 12 a_6, \quad (18)$$

где a_1 – доля класса более 80 мм; a_2 – доля класса 60 – 80 мм; a_3 – доля класса 40 – 60 мм; a_4 – доля класса 25 – 40 мм; a_5 – доля класса 10 – 25 мм; a_6 – доля класса менее 10 мм.

Обычно значение Γ находят, пользуясь специальными таблицами.

Для определения гидравлического сопротивления пользуются формулой Мучника:

$$\Delta P = 7,6 - 0,052 a_7 - 0,03 a_3 + 0,19 a_8 + 0,0051 a_7 a_4, \text{ мм вод.ст.}, \quad (19)$$

где a_7 – доля класса более 60 мм; a_8 – доля класса менее 25.

Иногда подсчитывают средний диаметр кокса, который используют для упрощенной суммарной характеристики крупности кокса.

Средний гармонический диаметр вычисляют по формуле:

$$D = 100 / \sum a_i d_i, \text{ мм.} \quad (20)$$

Средний гармонический диаметр используется, когда расход энергии на дробление пропорционален величине вновь образующейся поверхности. Если расход энергии принять пропорциональным изменению объема тела, то используется средневзвешенный диаметр.

Средневзвешенный диаметр

$$D_{cp} = \sum a_i d_i / 100, \text{ мм.} \quad (21)$$

В большинстве случаев пользуются средневзвешенным диаметром, дающим наглядное представление о средней крупности кокса.

Средневзвешенный диаметр кусков обычного доменного кокса колеблется в пределах 55 – 65 мм.

Для оценки гранулометрического состава кокса Щукиным была предложена формула для определения *коэффициента равномерности кокса* по крупности кусков:

$$K_p = (a_3 + a_2) / (a_1 + a_4). \quad (22)$$

Однако показатель крупности нельзя отрывать от показателя его прочности. *Прочность* является наиболее важным показателем физико-механических свойств доменного кокса. Однако в связи с неоднородной структурой и различием в размерах кусков кокса попытки применить к нему методы непосредственного определения прочности оказались безуспешными. Поэтому производственная практика выработала эмпирические, но по сути дела условные и при том разнообразные методы оценки прочности кокса в барабанах различной конструкции.

При разрушении кокса во вращающемся барабане куски его трутся о стенки и друг друга, одновременно они подвергаются ударным усилиям (дробящим). Соотношение дробящих и истирающих усилий в процессе испытания определяется конструкцией барабана, степенью его заполнения коксом и режимом испытания (скорость вращения и время испытания). Показатели, получаемые в различных бара-

банах или других аппаратах, зачастую не согласуются между собой. Объясняется это тем, что критерием оценки степени разрушения берется произвольный показатель, легко фиксируемый, но не связанный с законами разрушения, т.е. оценка результатов во всех методах выбрана без должного научного обоснования.

Кроме того, испытание кокса при обычных условиях не моделирует процесс его разрушения в доменной печи, т.к. в ней кокс разрушается при высоких и изменяющихся температурах. Результаты многих исследований показывают, что прочность раскаленного кокса снижается, если температура больше, чем конечная температура коксования.

Поскольку пока нет универсального метода и показателя, который позволил бы дать всестороннюю объективную оценку кокса, как сырья для доменной плавки, делаются попытки комплекс методов и показателей, нашедших широкое распространение, как у нас, так и за рубежом.

Дробимость кокса оценивается по показателю M25, т.е. выход класса + 25 мм после испытания в барабане. *Истираемость кокса* оценивается по показателю M10, т.е. выходу класса – 10 мм после испытания в барабане. Для кокса хорошего качества на «ОАО ММК» должны достигаться значения: M40 – 68 ± 2% или M25 – 83,5 – 89,5%; M10 – 6,1 – 10,3 %; A^p – 11,9 – 12,9 %; S^p – 0,47 – 0,49%.

В настоящее время на ряде заводов, особенно поставляющих кокс за рубеж, используют способ определения индекса реакционной способности кокса (CRI) и прочности кокса после реакции (CSR). Проба высушенного кокса фракции 19,0 – 22,4 мм (3/4 – 7/8 дюйма) делится на три пробы массой 250 г. От каждой пробы отбирают 200 ± 2 г с точностью до 0,1 г. и помещают в сосуд. Проводят продувку сосуда N₂ 5 мин. со скоростью 10 л/мин., затем его устанавливают в печь. Печь должна быть нагрета до такой температуры, чтобы через 30 минут после установки проба нагрелась до 1100 ± 5⁰С при одновременной продувке её N₂. Затем ещё 10 минут выдерживают пробу в атмосфере N₂. После чего в течение 120 минут продувают пробу CO₂ со скоростью 5 л/мин. ± 1,0% при температуре 1100 ± 5⁰С. По истечении времени вновь продувают пробу 5 минут N₂ со скоростью 5 – 10 л/мин. и остужают её до температуры 100⁰С. Удаляют пробу из сосуда и взвешивают с точностью до 0,1 г.

Индекс реакционной способности кокса (CRI) вычисляют по формуле:

$$CRI = (A - B) \cdot 100 / A,$$

где A – первоначальный вес пробы до испытаний перед реакцией;

B – вес пробы после реакции с CO₂.

Переносят кокс в барабан и вращают 600 оборотов в течение 30 минут при скорости 20 ± 1 об/мин. После чего удаляют кокс из барабана и рассеивают на сите с ячейкой 9,5 мм (3/8 дюйма) и взвешивают пробу, оставшуюся на сите.

Прочность кокса после реакции (CSR) определяют по формуле:

$$CSR = C \cdot 100 / B,$$

где С – вес пробы материала фракции +9,5 мм после вращения барабана.

Зависимость между CRI и CSR линейная. Для нормальной работы доменной печи CRI должно быть меньше 40 и CSR больше 40. Однако при CRI менее 30 реакции горения в домне идут слабо, их можно поддерживать увеличением количества дутья, если есть такая возможность.

Поскольку условия плавки и подготовки шихты влияют на свойства кокса, можно используя метод множественной корреляции, выявить наиболее значимые показатели качества и потом изменять свойства кокса в желаемом направлении.

Анализ литературных данных, результатов проведенных исследований качества кокса, а также результаты опытных доменных плавок на разных коксах позволил, видимо на ближайшие годы в качестве критерия для оценки кокса как сырья для доменной плавки установить следующий комплекс показателей его свойств и установить следующие нормы их величины (числитель – средняя величина; знаменатель – предельные), %: Влажность – 2/4

Зольность – 9,5/13,0

Сернистость – 1,75/2,0

Замусоренность (класс менее 25 мм) – 3 /4

Содержание класса более 80 мм – 10

Истираемость по показателю M10 – 7/9

Дробимость по показателю M25 – 86/80.

Конкретные нормы по остальным показателям (коэффициент газопроницаемости, реакционная способность) не могут быть установлены до накопления фактического материала по каждому заводу.

Анализ качества кокса на ведущих предприятиях дан в таблице 4.

Таблица 4 – Анализ качества кокса на ведущих предприятиях России

Завод	Батарея	Влажность %	Зольность %	Содержание серы %	Прочность М25 %	Истираемость М10 %
ММК	1-2	4.0	12.5	0.46	84.7	8.0
	3-4					
	7-8	3.6	12.6	0.47	86.2	7.5
	9	-	12.6	0.48	87.7	7.6
	13-14	3.4	12.5	0.48	85.2	8.0
НЛМК	1	4.2	12.8	0.42	83.0	9.8
	2	1.0	12.5	0.43	83.9	9.4
Северсталь	4	0.5	11.4	0.50	85.0	8.8
	5-6	3.5	11.6	0.51	86.4	8.4
	7-10	0.5	11.0	0.50	88.5	7.5

На рисунке 7 показан удельный расход кокса на доменных печах металлургических предприятий России.

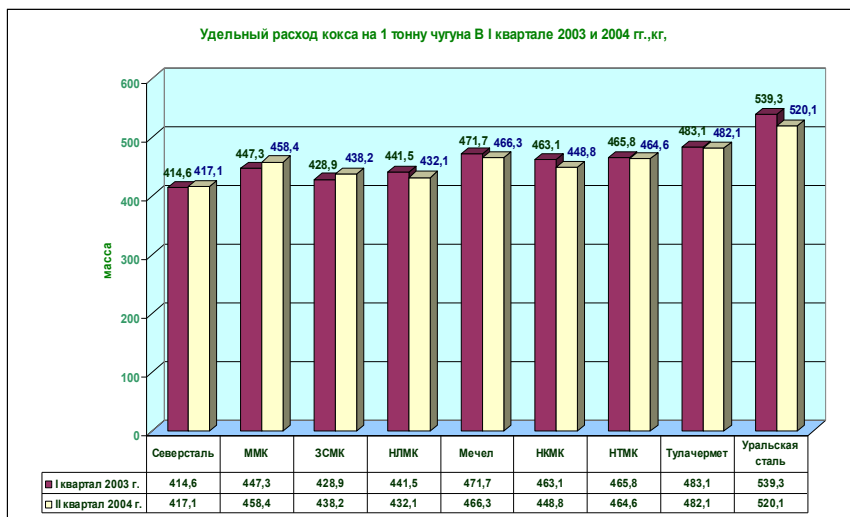


Рисунок 7 – Удельный расход кокса на тонну чугуна на предприятиях России

4. ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ НЕ ДОМЕННЫХ ВИДОВ КОКСА

4.1. ТРЕБОВАНИЯ К ЛИТЕЙНОМУ КОКСУ

Литейный кокс по потреблению занимает второе место после доменного. От всего производства кокса на его долю приходится 5,5%.

Литейный кокс используется в вагранках, где роль кокса как восстановителя сведена к минимуму, поэтому кокс должен обладать минимальной активностью и пористостью. Так как количество шлаков в вагранках ограничено, поэтому кокс должен быть низкотемпературным и малосернистым. Литейный кокс получают в обычных коксовых печах и при тех же температурных условиях, что и доменный кокс. Однако этот кокс должен быть прочным и крупнокусковым. Размер его должен быть более 40 мм в пределах 60 – 80 мм. Это положение определяется тем, что крупный и мало реакционный кокс имеет низкую удельную поверхность, что обеспечивает создание высоких температур в узкой зоне плавления. Уменьшение размеров кусков кокса и повышение его активности приводит к бесполезному расходу углерода кокса в верхней части вагранки на реакцию $\text{CO}_2 + \text{C} = 2 \text{CO}$.

4.2. ТРЕБОВАНИЯ К КОКСУ ДЛЯ ФЕРРОСПЛАВОВ

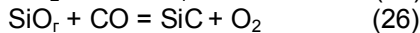
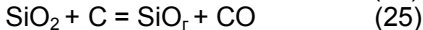
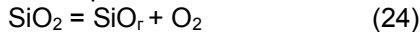
Ферросплавы – специальные чугуны. Их используют в качестве специальной добавки при производстве стали. Основные: ферросилиций (Si до 13%), ферромарганец (Mn до 80 %), феррохром, силикокальций и др. Ферросплавы выплавляют в электропечах. Углеродистым восстановителем является коксик 10 – 25 мм (коксовый орешек). Используют для этого около 40% всего производимого коксика, а также небольшое количество кокса класса 25 – 40 мм. Этот кокс для использования в ферросплавной промышленности дробят до крупности 5 – 20 мм или 5 – 15 мм. Очень важной характеристикой для этого кокса является повышенная реакционная способность и высокое удельное электросопротивление при $t=1500 - 1700$ °С. В процессе рудной электротермии углеродистые восстановители должны обеспечивать:

- а) высокую интенсивность восстановления перерабатываемых материалов;
- б) равномерную и относительно высокую газопроницаемость слоя шихтовых материалов в печи;
- в) невысокую электропроводность слоя шихтовых материалов.

Для примера рассмотрим физико-химические процессы, протекающие при производстве кремниевых ферросплавов. Процесс восстановления Si включает в себя ионные реакции с участием газовой окиси кремния, которой принадлежит ведущая роль.



В присутствии кокса происходит восстановление:



Разрушение SiC протекает с заметной скоростью при 1600 °С, если использовать химически активный материал. Если карбид кремния образуется с менее активным углеродом, то его разрушение не происходит даже при 1700 °С Si, попадая в расплав в нижней части печи, растворяется в железе.

Т.о., основными стадиями процесса является:

а) образование газообразного SiO_r за счет диссоциации SiO₂ в присутствии углерода;

б) образование карбида кремния при взаимодействии окиси кремния и углерода;

в) образование кремния за счет разрушения карбида кремния.

Высокое удельное электросопротивление способствует низкому положению электродов, что позволяет развить высокую удельную полезную мощность, необходимую для быстрого протекания реакций восстановления. Величина электропроводности шихты непосредственно связана с напряжением, при котором работает печь. Увеличение мощности печи требует увеличения напряжения:

$$U = (K (P \gamma)^{0,33} \rho^{0,66}) / \cos \phi, \quad (28)$$

где U – рабочее напряжение в печи; K – коэффициент; P – мощность печи; ρ - удельная электропроводность шихты; γ – плотность тока на электродах.

Для повышения рабочего напряжения необходимо увеличение УЭС шихты.

РСК определяет скорость и начало восстановления. При использовании в печах кокса с высоким РСК снижается температура начала процесса и вследствие этого расход электроэнергии на единицу получаемого продукта.

Кокс должен быть прочным, так как мелочь снижает газопроницаемость шихты. Кокс должен быть мелким, т.к. с увеличением крупности растет электропроводность слоя. Электросопротивление складывается из электросопротивления самого вещества и переходных сопротивлений между кусками. Поэтому с уменьшением размеров кусков растет количество последовательных включенных переходных сопротивлений, в результате чего общее электросопротивление засыпки возрастает.

4.3. ТРЕБОВАНИЯ К КОКСУ ДЛЯ АГЛОМЕРАЦИИ РУД

Агломерация руд – это окускование руды за счет спекания. Рудная часть: железная руда в виде пыли, колошниковая пыль, концентрат обогащенных руд, мелкая марганцевая руда, пиритные огарки. При получении офлюсованного агломерата в шихту добавляют известняк (доломит) и известь.

Схема процесса:

Шихту тщательно перемешивают, увлажняют для увеличения её газопроницаемости и загружают на колосниковую решетку агломерационной машины. Предварительно на колосниковую решетку кладут постель (слой агломерата крупностью 8 – 15 мм), который предохраняет решетку от действия высоких температур, препятствует просыпанию шихты через зазоры и облегчает разгрузку агломерата. Проводят поджигание агломерационной шихты в горне, куда подается отопительный газ (природный, смесь коксового и доменного газов). При зажигании, как и в течение всего процесса спекания через шихту непрерывно просасывается воздух. Зона горения, высота которой составляет 15 – 20 мм, при этом непрерывно перемещается вниз слоя спекающейся шихты. Скорость перемещения 20 – 40 мм/мин. В зоне горения большая часть агломерационной шихты плавится и по мере перемещения зоны горения застывает, образуя спекшийся агломерат (спек).

В промышленности наибольшее распространение получили ленточные агломерационные машины.

Горение топлива должно обеспечивать $t = 1300 - 1350$ °С.

Производительность процесса агломерации определяется главным образом вертикальной скоростью спекания шихты, которая тесно связана с РСК и горючестью.

Используемое для агломерации высокорреакционное топливо, характеризуется высокой скоростью горения, увеличением температуры в зоне горения, повышенной скоростью спекания и повышает производительность процесса.

Крупность топлива должна быть оптимальной: чем больше крупность, тем меньше суммарная поверхность кокса, т.е. гореть будет медленнее; чем меньше крупность, тем меньше спекаемость, т.к. мелкие частицы горят с большой скоростью и зона горения увеличивается.

4.4. ТРЕБОВАНИЯ К КОКСУ ДЛЯ БЫТОВЫХ НУЖД

Топливо, которое сжигают в топках котельных средней и малой мощности, промышленных предприятиях и в жилом секторе должно

отвечать главному условию – низкий выход летучих (менее 20%), т.к. при этом минимальное загрязнение окружающей среды выбросами.

Основные требования, предъявляемые к бытовому топливу:

- а) должно быть кусковым с равномерным размером кусков > 10 мм;
- б) легкая воспламеняемость и высокая теплота сгорания;
- в) достаточная механическая прочность для транспортирования;
- г) при сгорании топливо не должно образовывать коптящего пламени.

При сжигании антрацита и кокса к.п.д. установки 60 – 78%, а при сжигании рядовых углей – 30 – 59%.

В таблице 5 даны требования к качеству различных видов не доменного кокса.

Таблица 5 - Требования к качеству различных видов не доменного кокса

Кокс	Крупность, мм	Зольность, %	Сернистость, %	Выход летучих V_k^r , %	Пористость	Механическая прочность		РСК, мл/г*с
						М 40, %	М 10, %	
Литейный	> 80	< 10,5	< 1	< 1,2	< 42	> 80	< 12	< 0,6
Для электротермических производств	5 – 25 (40)	< 15	< 3	< 3,0	> 40	Невысокая	Невысокая	> 1,5
Для агломерации	0 – 3	< 15	< 3	< 3,0	> 40	Не имеет	Значения	> 1,5
Бытовой	> 10	< 20	< 2,5	< 20	> 40	Невысокая	Невысокая	> 1,5

5. КОНСТРУКЦИИ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

5.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ПЕЧЕЙ ПО ОСНОВНЫМ ПРИЗНАКАМ

По режиму производства кокса:

- периодического действия;
- непрерывного действия.

По системе топочных каналов:

- печи со сборным горизонтальным каналом и групповым обогревом;

- печи с парными вертикалами;
- печи с перекидными каналами.

По способу отопления:

- с комбинированным обогревом (кокс. газ + дом. газ);
- отопление только коксовым газом;

- отопление только доменным газом.

По способу подвода отопительного газа и воздуха:

- с боковым подводом;

- с нижним подводом.

По способу соединения регенераторов с отопительными простенками:

- печи с узкими регенераторами;

- печи с широкими регенераторами;

- непосредственное соединение регенератора с простенком;

- соединение с помощью сборного распределительного канала.

ла.

5.2. КОКСОВЫЕ ПЕЧИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Для коксования угля применяются коксовые печи с горизонтальным расположением камер коксования. Коксовые печи объединяются в батареи, которые могут иметь различное количество печей. В настоящее время в типовую батарею коксовых печей с шириной камер коксования 407 и 410 мм входит 65 печей. В типовую батарею печей большой емкости с шириной камеры 450 мм входит 77 печей. Объем камер коксования может быть различным: 21,6; 30,0; 30,9; 41,6; 45; 51 м³ и более.

Кладку коксовой батареи (рисунок 8) можно разделить на верхнее строение, куда входят обогревательные простенки и перекрытие печей, и нижнее строение, включающее регенераторы, корнюрную зону или зону косых ходов. Весь массив кладки коксовой батареи имеет общее железобетонное основание – фундамент, ограниченный по бокам железобетонными контрфорсами, служащими для сдерживания кладки батареи от перемещения при её разогреве и во время эксплуатации. Контрфорсы связаны между собой шестью продольными металлическими стяжками, обеспечивающими устойчивость контрфорсов от теплового расширения батареи. Железобетонное основание состоит из верхней и нижней фундаментных плит. Верхняя фундаментная плита для обеспечения скольжения кладки батареи в период разогрева выстилается красным кирпичом и листами жести. В выстилке фундамента и в перекрытии камер оставляют каналы для укладки поперечных анкерных стяжек. В фундаментной плите располагают борова батареи. Батарея имеет пять боров в том числе четыре дымовых борова, соединенных попарно арочными каналами для отвода продуктов горения и вентиляционный боров, обеспечивающий охлаждение фундаментной плиты воздухом, поступающим из продольных туннелей батареи через малые вентиляционные каналы. Дымовые

борова объединяются в общий сводный боров, ведущий к дымовой трубе.

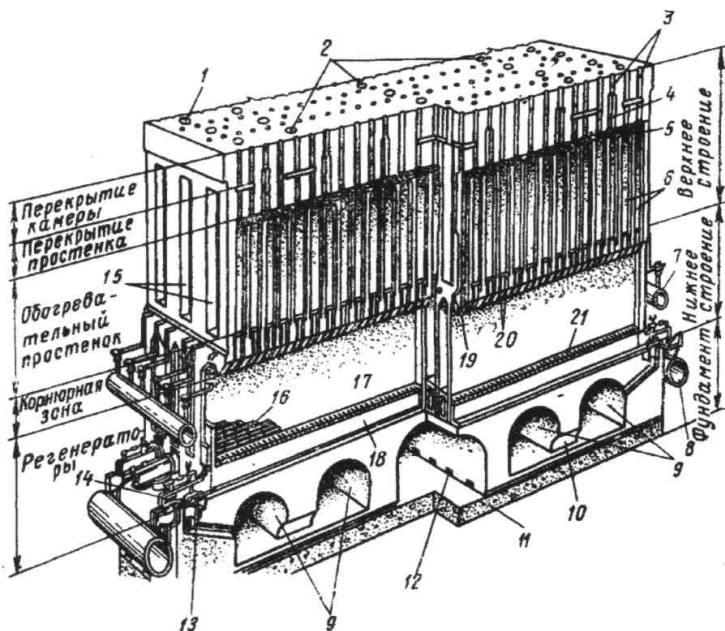


Рисунок 8 – Схема печи с боковым подводом газа и воздуха

Основные конструктивные элементы кладки коксовой батареи:

- 1-газоотводящие люки, 2-загрузочные люки, 3-смотровые шахточки, 4-перекидной канал, 5-сборный горизонтальный канал, 6-вертикал, 7-газопровод коксового газа, 8-газопровод доменного газа, 9-борова, 10-соединительные окна, 11-фундаментальная плита, 12-вентиляционный канал, 13-дымовой канал, 14-газовоздушный канал, 15-камера коксования, 16-насадка регенератора, 17-регенератор, 18-подовый канал, 19-корнюр, 20-косые ходы, 21-колосниковая решетка.

Обогревательный простенок состоит из отопительных вертикалов и перекрытия простенка. Наружные стороны обогревательного простенка служат стенами коксовой камеры. Обогревательные простенки подвергаются действию наиболее высоких температур. Кроме того, на простенок оказывают значительное механическое воздействие давление распирания коксуемой загрузки, расклинивающее давление коксового пирога во время его выдачи, давление вышележащего массива кладки и загрузочного вагона. Наиболее значительно на кладку действует падение температуры, имеющее место при открывании дверей камер коксования и при загрузке свежей шихты в камеру. Размеры простенков, толщина и конструкция разделительных перегородок между вертикалами, а также толщина стен камеры в печах разных систем не одинаковы.

Расстояние от верхнего обреза отопительного канала до верхнего обреза свода коксовой камеры называется уровнем обогрева. Уровень обогрева является одним из важнейших технологических параметров коксовой батареи, от его величины зависит обогрев верхней части коксового пирога.

Уровень обогрева может быть различным, от 500 до 1100 мм. Выбор его зависит от величины усадки шихт, коксуемых на данном заводе. Уровень обогрева подбирается для данной усадки шихты таким образом, чтобы к концу периода коксования обеспечить удовлетворительный прогрев верхней части коксового пирога и не допускать чрезмерного перегрева подсводового пространства коксовой камеры. Поэтому для шихт, обладающих большой усадкой принимают и большой уровень обогрева.

Часть кладки, перекрывающая камеры коксования и отопительные простенки, называется перекрытием камер (печей) и перекрытием простенков. В перекрытии печей располагаются загрузочные (3 – 4) и газоотводящие люки, а также частично смотровые шахточки.

Регенераторы служат для подогрева воздуха, идущего на сжигание газа, и бедного отопительного газа за счет тепла продуктов сгорания. Причем, воздух и газ нагреваются в разных регенераторах. Регенераторы представляют собой узкие прямоугольные камеры, заполненные безканальной насадкой, выполненной из огнеупорного материала (шамота). Они располагаются на верхней фундаментной плите батареи. Стены их несут на себе нагрузку верхнего строения печей и разделяют потоки газа, воздуха и продуктов сгорания.

В нижней части регенераторов расположены подовые каналы, отделенные от регенераторов колосниковой решеткой с калиброванными отверстиями, на которой покоится насадка регенераторов.

Температура продуктов сгорания, поступающих из отопительного простенка в регенераторы, составляет 1300 – 1350 °С, а на выходе из регенераторов 280 – 250 °С (при отоплении доменным газом) и 450 – 350 °С (при отоплении коксовым газом). За время прохождения через регенератор продуктов горения (20 мин.) температура насадки повышается на 40 – 60 °С и настолько же снижается в среднем за время прохождения воздуха или доменного газа. Герметичность стен регенераторов на границах разноименных потоков, где через стенку восходящий и нисходящий потоки (опасная стенка) имеет большое значение при эксплуатации печей, т.к. в случае просачивания газа через неплотности, образуются очаги горения газа, происходит ошлаковывание кладки, оплавление насадки вплоть до разрушения кладки.

Корнюрной зоной или зоной косых ходов называют часть кладки, образованной основанием отопительных простенков, в которой расположены каналы для подвода коксового газа – корнюры, подвода

воздуха или доменного газа и отвода продуктов горения – косые ходы. Корнюрная зона является одновременно и перекрытием регенераторов.

Косые ходы соединяют обогревательные простенки с регенераторами. Размеры и форма косых ходов в печах различных систем различная. Они зависят от взаимного расположения регенераторов и соответствующих им простенков. Различают длинные и короткие косые ходы. В верхней части косых ходов при входе в вертикалы установлены съёмные калибровочные регистры кирпичи, так называемые «бананы» предназначенные для регулирования подачи воздуха и доменного газа.

Корнюры имеют круглое сечение и располагаются по длине обогревательного простенка. Каждый простенок в зависимости от конструкции печей может обслуживаться одним или двумя корнюрными. В печах корнюрного типа подача коксового газа в вертикалы осуществляется через калибровочные горелки, устанавливаемые у основания вертикалов.

Ширина камеры коксования является важнейшим технологическим параметром, от которого в значительной степени зависит температурный режим коксования, период коксования и качество кокса. До последнего времени строились печи со средней шириной камеры 407 мм. В настоящее время 410 и 450 мм. Чтобы облегчить выдачу коксового пирога, камеры коксования имеют с коксовой стороны большую ширину, чем с машинной. Эта разность называется конусностью и составляет (3,15 - 3,55 мм/м длины простенка). В печах старых конструкций конусность составляла 60 – 90 мм, затем конусность начали уменьшать, т.к. она ухудшает качество кокса. Причиной этого является разная скорость коксования с коксовой и машинной стороны. Для типовых печей конусность составляет 50 мм, а в печах большой емкости от 40 до 70 мм. Были попытки строительства бесконусных опытных батарей, эта практика не оправдалась, т.к. возникают сложности с выдачей кокса, что может привести к выдавливанию стен камеры.

Высота типовых печей в 70-х годах 20 века составляла 4300 мм (полезная высота 4000 мм). С развитием средств равномерного распределения температуры по высоте стали строить печи 5000, 5500 и 6000 мм. В настоящее время работают новые батареи с высотой печи 7000 мм. Но все же лучше до 6000 мм.

Длина типовых печей ранее была 13120 мм, затем 14080, а сейчас 15040 и даже 16000 мм, но это ещё не предел. Планируется строительство печей с длиной камеры 18000 мм. Увеличение длины сказывается на прогибе штанги коксовывающего – это слабое место.

5.3. ТИПЫ ПЕЧЕЙ ПО СИСТЕМЕ ТОПОЧНЫХ КАНАЛОВ

Включают три вида печей.

Первая система характеризуется тем, что каналы одного простенка камеры разбиваются по длине его на две группы. В первой группе каналов совершается сгорание газа, подводимого к ней снизу. Поднимающиеся по этой группе каналов продукты горения собираются в одном общем горизонтальном канале вдоль всего простенка и отсюда отводятся по второй группе каналов, где опускаются сверху вниз. В этой системе топочных каналов восходящий и нисходящий потоки разделяются посередине топочной системы. Направление потока газа через каждые 20 минут в результате кантовки меняется. Описанную систему каналов имеют печи с групповым обогревом, которые были распространены в конце 19 и начале 20 века и к которым сейчас вновь вернулись за рубежом.

Во второй системе каналов газы сгорают в нечетных каналах простенка и отводятся через четные каналы этого же простенка. Таким образом, в этой системе все топочные каналы одного простенка разбиты на ряд топочных элементов, по два в каждом, из которых в одном происходит сгорание, и поток газа направляется вверх (восходящий поток), а в другом продукты сгорания опускаются сверху вниз (нисходящий поток) и из него в соответствующий регенератор. Как понятно из чертежа, восходящий и нисходящий потоки соприкасаются между собой столько раз, сколько в стене печи каналов. После кантовки путь газового потока меняется на противоположный. В этой системе наличие верхнего горизонтального сборного канала необязательно. К этому типу печей относятся печи системы ПВР. «Р» в названии обозначает рециркуляцию продуктов сгорания. Осуществляется она за счет энергии газа и воздуха и различного гидростатического подпора, при этом происходит частичный подсос продуктов горения в восходящий поток. Продукты горения разбавляют концентрацию газозвоздушной смеси, скорость горения уменьшается, а факел вытягивается.

Третью систему каналов имеют печи с перекидными каналами. Характерной особенностью этой системы каналов является то, что поток газа по всей длине стены камеры движется в одном (то восходящем, то нисходящем) направлении. Противолежащие группы вертикалов в соседних стенах камеры сообщаются между собой каналами в виде перевалов над камерой коксования, соединяющих середины сборных каналов. Поток дымовых газов от топлива, сгорающего в вертикалах одной стенки камеры коксования, по всем группам вертикалов направляется в соответствующие сборные каналы и шестью перевалами попадает в противолежащие группы вертикалов и далее в регенератор. В описанной конструкции каналов характерно также то, что

восходящая и нисходящая группы вертикалов разъединены самой камерой печи.

Требование к конструкции коксовых печей:

1. Высокая равномерность и регулируемость обогрева по длине и высоте камеры коксования.
2. Наилучшие условия теплопередачи и максимальное использование тепловой энергии (качество огнеупоров, регенераторы, теплоизоляция).
3. Высокая производительность
4. Долговечность
5. Простота регулировки и устойчивость режима.
6. Минимальные капитальные затраты.
7. Хорошие условия труда.

Существует 4 способа регулирования подачи газа и воздуха на обогрев:

- по батарее;
- по стороне;
- по простенку;
- по вертикалам.

Рассмотрим подробнее некоторых представителей печей от каждого класса по системе отопительных каналов.

5.3.1. Печи с групповым обогревом

К ним относятся:

1. печи системы Копперса (старой конструкции со сборным горизонтальным распределительным каналом).
2. коксовые печи советской конструкции для коксования пека (ПКГ).
3. печи системы Штилля.
4. печи системы Виллпутта фирмы Виллпутт Кок Твен Корпорейшн.
5. комбинированные коксовые печи фирмы Дидье – Коган – Гинзельман в Эссене.
6. комбинированные коксовые печи фирмы Юнион Шелени Белж в Брюсселе.

5.3.1.1. Печь системы Копперса

В печах Копперса каждый вертикал представляет собой отдельную самостоятельную топку, что является высшим достижением техники коксовых печей в своё время. Появилась возможность регулировать горение в каждом вертикале. Остановимся на этом подробнее,

ибо методы регулирования горения в вертикалах, предложенные в системе печей Копперса в основном сохранились до сих пор. Регулировка сводилась к изменению подачи газа, воздуха и к изменению тяги:

- а) можно изменять давление газа в общем газопроводе;
- б) можно изменять отдельно давление газа по сторонам батареи (к.с. и м.с.), т.к. два газопровода;
- в) можно регулировать подачу газа во весь простенок (установка диафрагмы у газового отверстия);
- г) можно изменять количество подаваемого газа в каждый отдельный вертикал путем установки горелок в корнюрном канале (при обогреве коксовым газом).

Воздух

Подача воздуха регулируется тягой:

- а) при изменении подачи газа по всей батарее, регулируют подачу воздуха шибером дымовой трубы;
- б) по сторонам – шибером боковых бортов;
- в) по простенку – установкой крышек на воздушных клапанах и поворотом шибера «бабочки» на нисходящем потоке. Тяга по простенку должна быть одинакова.
- г) можно регулировать подачу воздуха в каждом вертикале с помощью регистровых кирпичей, расположенных в устье вертикала (вверху).

Точность регулирования тяги в вертикале устанавливали:

- а) предварительно – по пламени: мало воздуха - пламя темное с темными полосами копоти; много воздуха – резко очерченные границы пламени и пламя внизу; нормально – пламя заполняет почти весь вертикал, нет копоти и резких границ;
- б) точно – по газовому анализу продуктов горения (при нормальном горении нет СО и содержание O_2 более 2 %).

Расстановка регистров в печах Копперса.

Чем ближе к трубе, тем больше тяга. Рассмотрим расстановку на восходящем потоке на машинной стороне (м.с.). В средние вертикалы пойдет больше воздуха, т.к. тут тяга больше. Значит надо регистры средних вертикалов закрывать больше на восходящем потоке. На нисходящем потоке надо бы делать наоборот – средние открывать больше, а крайние меньше (но ведь через 20 минут – это будет восходящий поток). Значит или надо передвигать регистры или ориентироваться на ненормальную работу или на нисходящем потоке, или на восходящем потоке.

Так как 80 % тепла подается на восходящем потоке, то расставляют регистры так, чтобы к середине простенка вертикалы были прикрыты больше, чем к краю простенка. Т.о., на нисходящем потоке

вертикалы работают ненормально. По такому же принципу калибруются отверстия у решетки регенератора.

Преимущества печей Копперса:

1. Большая производительность.
2. Простота регулирования и обслуживания.
3. Небольшой расход тепла на коксование.
4. Просты для подстройки, ремонта, не дороги (пекококсовые печи).

Недостатки печей Копперса:

1. Неравномерный обогрев по высоте камеры (особенно на коксовом газе), высокая температура низа и высокая температура подсводового пространства.
2. Верхний сборный канал большой, не имеет распорных кирпичей, что ослабляет кладку печей, способствует подсосам.

5.3.1.2. Печи системы Штилля

Существенный недостаток печей Коппресса – неравномерность обогрева по высоте – К. Штиллер предложил ликвидировать методом ступенчатой подачи воздуха в вертикалы. Принципиально оставив ту же схему обогрева, что и у печей Копперса (т.е. м.с. – восходящий поток, а к.с. – нисходящий поток и наоборот). Штиллер осуществил подачу воздуха не сразу в вертикал, а сначала в коллектор в распорной стенке вертикала, а затем через специальные отводы, расположенные на разной высоте стенки. Этот метод удлинения факела горения позволил увеличить высоту камеры коксования до 6 м.

Однако эти печи *имеют следующие недостатки:*

1. на доменном – газе перегрев верха;
2. большое сопротивление отопительной системы;
3. сохранен большой верхний горизонтальный канал;
4. сложная конфигурация и кладка печей.

5.3.1.3. Печи системы Вилпутта

Конструкция отопительного простенка современных печей Вилпутта представляет собой сдвоенную конструкцию печей Копперса старого типа. При такой конструкции простенка представляется возможным строить современные большегрузные печи при наличии верхнего сборного горизонтального канала небольшого размера.

Отличительной особенностью печей системы Вилпутт является так же применение **разновысоких** газовых горелок, т.е. расположенных на различной высоте над подом обогревательного канала.

Подобным расположением газовых горелок обеспечивается равномерный обогрев коксового пирога по высоте.

Достоинства: 1. Герметичность; 2. Малая поверхность опасных стенок.

Недостатки: как у печей Копперса старой конструкции.

5.3.2. Печи с парными вертикалами

К ним относятся

1. Печи советских конструкций: а) ПВР-39 и ПВР-51 («змейка»); б) ПВР – ИГИ (печи Нагорного и Чижевского); в) ПВР-46; г) ПВР современной конструкции; д) ПВР с отдельными регенераторами.
2. Печи зарубежных конструкций: а) Копперса; б) Коппе; в) Коллена; г) Отто; д) Ле Фур Лекок в Брюсселе.

За годы первых пятилеток в бывшем СССР иностранными фирмами были построены несколько батарей коксовых печей с парными вертикалами (печи Копперса с «крестовиной», печи Коппе и печи Отто некомбинированные и комбинированные).

Практика эксплуатации выявила ряд существенных недостатков печей этих систем: 1. Резкий перегрев верха и недостаточная строительная прочность печей Отто (с нижним подводом);

2. Неудовлетворительное распределение газовых потоков при одностороннем подводе в печах Коппе;

3. Трудность регулирования температур в обогревательных простенках особенно в зоне крестовины в комбинированных печах Копперса.

Поэтому пришлось начать с разработки печей ПВР, в которых были бы по возможности устранены основные недостатки известных конструкций и сохранены наиболее существенные преимущества.

Основные идеи: 1. простота схемы обогрева; 2. доступность для очистки и контроля всех основных элементов отопительной системы.

5.3.2.1. Печи системы Копперса с парными вертикалами

Печи этой системы впервые были построены в 1922 году в Рурской области. Особенности конструкции состоят в том, что при различных тепловых нагрузках, т.е. при подводе большего или меньшего количества отопительного газа, происходит саморегулирование объема засасываемого потока продуктов сгорания при этом происходит выравнивание теплоотдачи. Этим достигается большая равномерность обогрева. Сопряжено работающие регенераторы (т.е. работающие на восходящем и нисходящем потоках в одну кантовку) рас-

положены на одной оси. Кроме того, количество воздуха, поступающего в насадку регенератора, регулируется по длине его изменением свободного сечения колосниковой решетки подового канала регенератора. Сечение отверстий колосников уменьшается к середине батареи. Это сделано для того, чтобы большее количество газа и воздуха поступало к головкам печи.

Преимущества: 1. Равномерный обогрев;

2. Нет горизонтального сборного канала;

3. Малая площадь раздела разноименных потоков.

Недостатки: 1. Трудность регулирования в зоне крестовины;

2. Требуется высокая точность кладки в зоне крестовины.

5.3.2.2. Печи системы ПВР-39

В этих печах удачно решена система подвода газа и воздуха и отвода продуктов горения – исключены «ножницы» и заменены отдельными косыми ходами небольшого размера, что позволяет более массивно выполнить кладку косых ходов.

Характерной особенностью является схема рециркуляции газов в простенке «по змейке». Рециркуляционные окна находятся между 2 и 3; 4 и 5 и т.д. вертикалами, т.е. между несопряженными вертикалами. Такая схема рециркуляции «по змейке» приводила к неравномерности давления по длине простенка (особенно при отоплении доменным газом), что вызывало затруднения в регулировании, обусловленное гидравлической спецификой рециркуляции «по змейке». Чтобы объяснить это рассмотрим движение газа «по змейке» подробнее.

Составив простейший материальный баланс легко убедиться, что для осуществления такого движения в косые ходы должно уходить в начале «змейки» уменьшенное, а в конце – увеличенное количество продуктов горения. Это должно обеспечиваться увеличением давления в вертикалах по ходу «змейки» за счет использования кинетической энергии струй газа. Этого можно достичь подбором соответствующих горелок. А так как направление газа, воздуха и продуктов горения через кантовку меняется, то регулировка была затруднена.

5.3.2.3. Печи системы ПВР-46

Для того чтобы облегчить регулировку подачи газа и герметизацию корнюрной зоны была принята схема движения газов с попережным чередованием вертикалов. В этом случае на горении одновременно находились вертикалы 1, 4, 5, 8, 9, 12, 13 и т.д. в одну кантовку, а в другую – 2, 3, 6, 7, 10, 11 и т.д.

Исследования распределения температур и газовых потоков по длине регенераторов показало, что такая схема движения газов в простенках заметно ухудшает омывание насадки регенераторов из-за концентрации косых ходов группами, а, следовательно, неравномерное распределение газов по сечению насадки. Поэтому от схемы с попарным горением пришлось отказаться и вернуться к схеме горения через один вертикал, обеспечивающей более равномерное омывание регенераторов. Из этих соображений в следующей модификации ПВР-51 вернулись к схеме обогрева печей ПВР-39. ПВР-51 отличались от ПВР-39 в основном тем, что в них отсутствовало рециркуляционное окно на стыке машинной и коксовой сторон, т.е. предусматривалось разделение простенка на два самостоятельных полупростенка с движением газов «по змейке».

5.3.2.4. Печи ПВР современной конструкции

Печи этих систем отличаются от печей системы ПВР-51 только расположением рециркуляционных окон. В этой конструкции печей рециркуляция осуществляется лишь внутри замкнутых пар вертикалов. Все остальные изменения носят конструктивный характер и к схеме движения газов не относятся.

Толщина перекрытия печей была уменьшена до 1036 мм. Уменьшена высота насадки регенераторов, изменена конструкция косых ходов и т.д.

5.3.2.5. Печи Чижевского и Нагорского

Сущностью этих печей является предложенная ими конструкция отопительных простенков для максимального увеличения степени рециркуляции. В ранее рассмотренных печах степень рециркуляции составляет: $V_{\text{рец}}^{\text{пг}}/V_{\text{уход}}^{\text{пг}} = 20 - 40 \%$.

Авторы предложили разместить верхние перевальные окна и нижние рециркуляционные окна во всех разделительных перегородках между вертикалами. Максимальное увеличение степени рециркуляции, по мнению авторов, должно было обеспечить сокращение периода коксования до 10 часов.

За счет такого изменения степень рециркуляции составила 90 – 105%. Высокая степень рециркуляции и её двусторонность обусловили специфический внешний вид факела: спокойный и непрозрачный даже при высоких коэффициентах избытка воздуха. В результате этого наблюдается перегрев верха на 40 – 50 °С, по сравнению с контрольными печами. Перегрев привел к повышению расхода тепла на 6%.

Последующая практика работы печей с парными вертикалами показала целесообразность не максимальной, а регулируемой рециркуляции.

На основании выше рассмотренных конструкций пришли к оптимальным условиям обогрева коксовых печей. Создание современных печей является крупным достижением, т.к. их конструкции разработаны на основе твердых теоретических предпосылок, касающихся вопросов организации горения в отопительных каналах.

Из зарубежных конструкций наибольший интерес представляет печь Колена.

5.3.2.6. Печи акционерного общества Ф.И. Коллен в Дортмунде

В этих печах применена разновидность обогревательной системы из парных вертикалов с переменным обогревом сверху вниз и снизу вверх. Отличительным признаком этой конструкции печей является одновременное горение во всех вертикалах одного отопительного простенка.

Достоинства печей ПВР: 1. Хорошая равномерность обогрева по высоте

2. Малое гидравлическое сопротивление
3. Общность отопительной системы батареи
4. Меньший расход тепла на коксование
5. Высокая прочность кокса
6. Устойчивость гидравлического режима

Недостатки: 1. Много опасных стенок в регенераторах

2. Сложность кладки корнюрной зоны.

5.3.3. Печи системы ПК

К ним относятся: Печи советских конструкций:

1. Печи ПК (Беккер – Гипрококса) 1-й нормализации
2. Печи ПК-2 нормализации
3. Печи ПК-42, ПК-45, ПК-47
4. Печи ПК-2К
5. Печи ПК-49
6. Печи ПК-2КР

Печи зарубежных конструкций: Печи системы Беккера (в настоящее время – Копперс - Беккера).

5.3.3.1. Конструкция печей ПК

Конструкция печей ПК в 1921 году запатентованы в США. Печи этой системы строили в США – фирма Копперс, в Европе – фирма Дистикок и Вудам-Декхем. Простота конструкции и достаточное по тому времени техническое совершенство печей Беккера обеспечили им широкое применение в США и Европе.

В бывшем СССР строительство печей Беккера началось в 1930 году когда была приобретена техническая документация у фирмы Копперс, т.к. огнеупоры для первых печей поставляла немецкая фирма Г.Копперс, то ею и была произведена переработка («нормализация») чертежей американской фирмы. По этим чертежам были построены первые батареи печей Беккера в СССР. После переработки, выполненной Гипрококсом в 1932-33 годах, печи стали называться печами Беккера - Гипрококса 1-ой нормализации.

При этой и всех последующих модификациях печей с перекидными каналами было предложено много новых конструктивных решений отдельных узлов, однако общая схема движения газовых потоков оставалась неизменной.

Конструкция печей Беккера имеет ряд положительных сторон:

1. Простота теплотехнической схемы;
2. Удачное сочетание регенераторов (чередование потоков через 4);
3. Простота конструкции корнюрной зоны и небольшая длина косых ходов.

Однако старым конструкциям печей Беккера были присущи и существенные недостатки: 1. Неравномерный нагрев по высоте. Разница между верхом и низом коксового пирога составляла 350 – 400 °С (верх хуже грелся). Кокс получается неравномерным по крупности, и период коксования затягивается до 16,5 – 17 часов.

2. В печах старой конструкции сборный горизонтальный канал приходился как раз на уровне подсводового пространства. Кроме того, из-за прососов продукты горения поступали из перекидного канала в подсводовое пространство. Это приводило к перегреву подсводового пространства и заграфичиванию и к ухудшению качества химических продуктов коксования.

3. Была большая толщина простеночного кирпича между камерами и вертикалами (140 мм), что заставляло держать температуру в вертикалах на 60 – 80 °С или увеличивать период коксования на 1,5 – 2 часа.

4. Большое гидравлическое сопротивление (бананы, регистры, перекидной канал), поэтому необходима большая тяга. Это причина

больших перетоков газов в системе с восходящего потока в нисходящий поток.

5. Неудовлетворительная конструкция корнюрных кирпичей (он состоит из двух половин). Из-за этого низкая плотность, и газ, попадая в регенераторы, оплавляет насадку.

6. Неудовлетворительно решен вопрос о месте выхода газа из горелки.

7. Большая затрата огнеупорного материала, следовательно большие капиталовложения. Расход на 1 печь Беккера составляет 183 т, вместо 165 т на 1 печь ПВР. Много фасонов 544.

В связи с этим встали задачи: 1. Как-то надо было вытянуть факел в простенке батареи.

2. Надо избежать перегрева подсводового пространства

3. Надо было отказаться от трехступенчатой стенки за счет этого уменьшить её толщину.

Для ликвидации недостатков старых печей Беккера и решения поставленных задач Гипрококс последовательно провел ряд нормализаций кладки этой системы.

I – нормализация (1932 – 33 гг): 1. Снизили высоту горизонтального канала для уменьшения перегрева подсводового пространства

2. Уменьшили число фасонов с 544 до 380.

II – нормализация (1938 год): 1. Увеличено сечение косых ходов и размер выходов из вертикала в горизонтальный сборный канал, что уменьшило гидравлические сопротивления.

2. Введена фасонная насадка регенератора

3. Число фасонов уменьшено до 260.

Нормализация 1942 года (ПК-42): Уменьшено число ступеней стенки между камерой и вертикалом с 3 до 2, за счет этого увеличилось производство на 8 – 10 %.

ПК-45: 1. Число фасонов уменьшено до 208.

2. Убраны промежуточные перегородки в регенераторах.

3. Более плотная стала кладка.

ПК-47: 1. Горелка вынесена на под вертикала, что дало снижение разницы температур по оси пирога между верхом и низом с 350 – 400 мм до 250 – 350 мм.

5.3.3.2. Печи ПК-2К (1948 год)

1. Для уменьшения неплотности кладки сделаны 2 корнюра, каждый меньшего диаметра, что позволяет выполнить корнюр цельным.

2. По 4 – 5 вертикалов изолировали друг от друга глухой перегородкой, т.е. каждая отдельная секция стала работать на своём перекидном канале (6 секций).

3. Убраны регистры и сделаны козырьки на выходе из вертикалов. Чем ближе к перекидному каналу, тем больше козырёк.

4. Для регулирования по секциям в перекидных каналах поставлены регистровые кирпичи.

5. Расширены газовые регенераторы и совмещены. Устранены перегородки, что позволило увеличить поверхность нагрева насадки на 15%.

Таким образом, в этих печах:

1. Уменьшены гидравлические сопротивления.

2. Упрощена регулировка обогрева

3. На 12 – 15% меньше расход огнеупоров

Изменение температуры по оси пирога 150 – 200 °С.

5.3.3.3. ПК-2К (1957 года)

Косые газоздушные ходы лежат в одной плоскости параллельной длине батареи, а ось горения не совпадает с осью ходов. Это дает параллельные струи и удлиняет факел.

Для ещё большего снижения разницы температур между верхом и низом коксового пирога по его оси предложены печи **ПК-2КР** (7 бат. на НТМК). В разделительных стенах сделаны вертикальные каналы для осуществления рециркуляции (предложение Кулакова). Рециркуляция достигает 25 – 35 % при этом разницы температур снизилась до 80 – 100 °С и увеличилась производительность на 8 – 10 %. Расход тепла стал ниже. Уменьшилось гидравлическое сопротивление системы. На доменном газе начал перегреваться верх, т.е. есть возможность строить печи данной конструкции более высокие и несколько утолщать верх разделяющей стенки.

В настоящее время печи Беккера в США тоже модернизируются: снижено подсводовое пространство, внизу отводы продуктов горения соединены с восходящим потоком трубкой, за счет чего происходит рециркуляция продуктов горения, которую можно регулировать.

5.3.4. Коксовые печи с нижним подводом

Такие печи широко распространены за рубежом. Особенность – простота и удобство регулирования обогрева, обусловлено доступностью регулировочных устройств, вынесенных за пределы печного массива. На этих печах можно достичь наиболее точной регулировки и равномерности распределения газов.

Впервые печи с нижним подводом появились в 1896 году в Германии. С тех пор эти конструкции непрерывно совершенствовались.

Современные печи с нижним подводом в основном трёх конструкций:

1. Печи Отто – печи НПН – Гипрококса с простенками типа ПВР;
2. Печи Беккера – Копперса системы ПК;
3. Печи Вилпутт с групповым обогревом.

Распределение воздуха по секциям регенераторов осуществляется с помощью подвижных верхних колосниковых решеток. До 1941 – 1943 года фирма Отто строила печи с нижним подводом коксового газа. Затем начали строить печи с нижним подводом коксового и доменного газа, а также воздуха.

Основная особенность этих печей: два регенератора между осями простенков, ось опасной стенки совпадала с осью простенка. В опасной стенке проложен дюзовый канал для подачи коксового газа. Это позволяет увеличить ширину регенератора. Доменный газ и воздух подаются в каждую секцию регенератора по специальным каналам, расположенным в нижней плите.

Распределение доменного газа и воздуха на восходящем потоке достигается с помощью металлических дюз на патрубках распределительного трубопровода, расположенного под регенератором.

Американская система печей Отто отличается тем, что вертикальные корнюры (дюзовые каналы) выполнены в стенках не под простенком, а под камерой. В верхней части корнюры разветвляются к простенкам. Преимущество в том, что корнюр располагается в стенке по соседству с одноименным работающим регенератором, что уменьшает прососы.

Кроме дюз иногда применяют калибровочные цилиндры.

Недостатки печей: 1. Большая стоимость строительства и металлоёмкость

2. Требуется исключительная чистота газа, износостойкость против коррозии арматуры для подачи воздуха и бедного газа.

Причины коррозии в сравнительно невысоких температурах помещения нижнего тоннеля при одностороннем отводе продуктов горения. На нисходящем потоке продукты горения, содержащие значительные количества сернистых соединений заполняют арматуру, а так как температура низкая, то выпадает конденсат, в котором растворяются сернистые соединения.

5.3.5. Коксовые печи с широкими регенераторами

Применение широких регенераторов привлекало внимание конструкторов, т.к. при этом упрощается и удешевляется кладка, уменьшается количество клапанов, упрощается армирование кладки и значительно облегчается обслуживание печей. Наиболее удачной из отечественных конструкций являются **ПВР с отдельными регенераторами**. Особенность: Распределительная система регенераторов независима от распределительной системы простенков. Независимость распределительной системы исключает влияние кладки регенераторов на обогрев и состояние простенков, на сохранность насадки регенераторов. Это повышает долговечность кладки печей. ПВР с отдельными регенераторами бесконусные печи – 10 мм (чтобы предотвратить обратную конусность при кладке).

6. МАТЕРИАЛЫ ДЛЯ КЛАДКИ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Коксовые печи сооружают из огнеупорных материалов, обладающих способностью противостоять действия высоких температур и преждевременному разрушению кладки под действием статических и динамических нагрузок при физических и физико-химических процессах происходящих в тепловых агрегатах.

Огнеупорные материалы классифицируют в зависимости от их химико-минералогического состава и технологии производства (кремнеземистые, алюмосиликатные, магнезиальные и др.), по области применения (доменные, коксовые и т.д.), по сложности формы изготовления (нормальный, фасонный), по огнеупорности и другим признакам.

По химико-минералогическому составу различают:

1. Кремнеземистые (динасовые) содержат не менее 94 % SiO_2 .
2. Алюмосиликатные (полукислые) содержат не более 30 % Al_2O_3 и не более 50% SiO_2 .
3. Шамотные содержат менее 65 % SiO_2 и 30 – 45 % Al_2O_3 .
4. Многошамотные содержат Al_2O_3 не менее 80 – 85 % при мокром прессовании и при сухом прессовании $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{TiO}_2$ более 35 %.
5. Корундовые 91 – 95 % Al_2O_3 остальное пластификатор.

По огнеупорности различают:

- огнеупорные огнестойкость 1580 – 1770 °С;
- высоко огнеупорные огнестойкость 1770 – 2000 °С;
- высшей огнеупорности огнестойкость более 2000 °С.

На кладку коксовых печей идут только огнеупорные, т.е. до 1770 °С.

К огнеупорам предъявляют следующие основные требования:

1. Не должны размягчаться и сплавляться при службе в печах под воздействием высоких температур;
2. Не должны растрескиваться, подвергаясь колебаниям температур, неизбежных в процессе работы и не должны деформироваться под воздействием нагрузки в кладке;
3. Должны сохранять постоянство объема в процессе эксплуатации и не подвергаться химическому воздействию;
4. Штучные огнеупоры должны обладать точностью размеров и правильной формой, иначе огнеупорная кладка будет иметь толстые швы, которые сравнительно легко поддаются разрушению.

В настоящее время не существует такого вида огнеупоров, которые отвечали бы одновременно перечисленным требованиям. Поэтому для работы в различных зонах кладки выбирают огнеупоры наиболее соответствующие данным условиям службы.

6.1. СВОЙСТВА ОГНЕУПОРНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Состав и свойства огнеупорных материалов представлены в таблицах 6, 6-1, 6-2, 6-3.

Таблица 6 - Состав и свойства огнеупорных материалов

Содержание или свойство	Динас	Полуукислые	Шамот	Корундовые	Магнезит
SiO ₂ , %	96 - 98	65 - 80	55 - 60	--	1 - 3
Al ₂ O ₃ , %	1 - 1,5	17 - 30	30 - 45	Более 95	---
CaO, %	2 - 3,5	--	--	--	1 - 3
MgO, %	--	--	--	--	89
Огнеупорность, °С	1690 - 1720	1610 - 1710	1690 - 1740	Более 1950	Более 2000
Температура начала размягчения под нагрузкой 2 кг/см ² , °С	1620 - 1660	1300 - 1400	1300 - 1450	1700 - 1900	1500 - 1630
Пористость, %	13 - 25	27 - 30	14 - 30	10 - 25	13 - 25
Предел прочности при сжатии, кг/см ²	150 - 160	100 - 150	100 - 650	550 - 2500	350 - 700
Коэффициент термического расширения в инт. 20 - 1000 °С, α*10 ⁶	11,5 - 13	7 - 18	4,5 - 6	8 - 8,5	14 - 15
Термическая стойкость, количество теплосмен	4 - 6	7 - 9	16 - 20	15 - 16	6 - 8

Таблица 6-1 – Характеристика динасовых изделий для кладки коксовых печей

Показатели	Изделия					
	Стеновые*		Подовые*		Остальные*	
	ДК-1 /ДСК-1	ДК/ДСК	ДК-1/ДПК-1	ДК/ ДПК-1	ДК-1/ ДРК-1	ДК/ ДРК-1
Массовая доля, %: SiO ₂ , не менее Fe O ₂ , не более Al O ₂ , не более (Na O + K O), не более	94 1,7/1,5	94 1,7	94 -1,5	94 -1,7	94 -	94 -
Плотность, г/см ³ , не более	2,37/ 2,35	2,37	2,37/2,35	2,37	2,37/ 2,35	2,37
Открытая пористость, %, не более	19-23/ 18-22	-/23	16	16	-/23	-
Предел прочности при сжатии, МПа, не менее	30	30	50	50	20/25	20
Температура начала размягчения, С, не ниже	1620/ 1640	1650/ 1640	1620/ 1640	1650/ 1640	1620/ 1640	1650/ 1640
Дополнительный линейный рост при 1450 С, %, не более	0,4/0,2	0,4	0,4/0,2	0,4	0,4	0,4
Содержание остаточного кварца, %, не более	-/16	-	-/16	-	-/16	-
* Стеновые, головочные изделия, зона обогревательных простенков и перекрытия обогревательных простенков, истираемые коксом.						
* Зона простенков, косых ходов, перекрытия обогревательных простенков, истираемые коксом.						

Таблица 6-2 – Характеристика динасовых изделий для кладки коксовых печей за рубежом

Показатели	Изделия* производства		
	Германия	США	Япония
Массовая доля, %: SiO ₂ Al O ₂ Fe O ₂ CaO	95-97/93-96 1/1 0,5/0,5 2,5-2,7/2,5-2,8	95,3/94,8 0,9/0,9-1 0,8/0,9-1,2 3,1/3,1	96,4/94,5-96,2 0,79-1/0,81-1,1 0,6-1,2/0,56-1,2 1,54/1,79
Плотность, г/см ³ : истинная кажущаяся	2,32-2,34/2,33- 2,36 1,85-1,87/1,75- 1,8	2,31-2,34/2,31- 2,34 1,67-1,8/1,6- 1,67	2,29-2,33/2,30- 2,33
Открытая пористость, %	18-19,5/22-24	23-27/26-30	14,2-19/20,4-22
Температура начала размягчения, С	1680/1670	Нет сведений	1690/1680
Предел прочности при сжатии, МПа	35-40/20-30	21,0-36,0/14-28	45-96,4/35-81,5
Содержание остаточного кварца, %	1/2	1/2	1/2
* в числителе – уплотненные изделия, в знаменателе – обычные.			

Таблица 6-3 – Характеристика шамотных изделий для кладки коксовых печей

Показатели	Изделия					
	ШК-41	ШК-39	ШК-38	ШК-37	ШК-35	ШК-28
Массовая доля, %						
А О , не менее	41	39	38	37	35	28
Е О , не более	1,5	2,5	2,5	2,5	-	-
Огнеупорность, С, не ниже	1750	1730	1730	1730	1710	1770
Открытая пористость, %	12	18	12-20	20-22	20	22
Предел прочности при сжатии. МПа, не менее	70	35	20	Не нормируется		Н*
Дополнительная линейная усадка при 1350 С, %, не более	0,2**	0,3	0,3	0,4	0,4	0,6
Термостойкость, теплосмены, не менее	-	-	-	-	2	-

*Н – нормируется для изделий отдельных мест кладки,
 ** указана при 1450 С, %, не более,

Динас.

Основное сырье для изготовления песок и известь в качестве связующего. Плотность 2350 – 2400 кг/м³. Огнеупорность 1700 – 1730 °С. Представляет большую ценность, т.к. температура его деформации под нагрузкой близка к огнеупорности. Динас при нагреве дает значительный рост размеров. Это объясняется тем, что SiO₂ в динасе находится в виде нескольких модификаций: β и α – кварца, γ, β и α - тридимита, β и α – кристобалита. Модификации кремнезема при переходе одна в другую изменяют плотность и удельный объем. Изменения могут быть резкими – обратимыми и протекающими медленно – практически не обратимыми.

Величина остаточного роста составляет для высококачественного динаса 0,3 – 0,4%, а суммарное расширение 1 – 1,5%.

Рассмотрим более подробно температуры, при которых происходят переходы кремнезема из одной модификации в другую. При этом изменяется только кристаллографическое строение, а химический состав остается постоянным.

β – кварц переходит в α – кварц при 573 °С. Этот переход сопровождается изменением объема на 0,82 %.

γ – тридимит в β – тридимит при 117 °С и β – тридимит в α – тридимит при 163 °С с увеличением объема 0,2 % при каждом переходе.

β – кристаллобалит в α – кристаллобалит в пределах 180 – 270 °С с изменением объема при этом на 2,8 %.

Однако динасовые изделия, если они хорошо тридимитизированы обладают хорошей механической прочностью и малой истираемостью. Тридимит обладает хорошей шлакоупорностью, т.е. химически стоек (имеет кислый характер) против золы топлива, окислов металлов. В частности окислы железа более активны и могут образовывать с кладкой легкоплавкие силикаты.

Теплопроводность динаса 1,861 – 1,977 Вт/(м*К), а зависимость от температуры $1,105 + 0,00628*t_{cp}$. Теплоемкость динаса 1,045 – 1,38 кДж/кг*град., а зависимость от температуры $0,879 + 0,0209*t_{cp}$.

Шамотные огнеупоры.

Сырье – огнеупорная глина и каолины. Часть глины (до 60% по весу) подвергается предварительному обжигу, а остаточная часть поступает в смесь в сыром виде. Важной составной частью является каолинит $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 2H_2O$. Плотность 2540 – 2620 кг/м³. Огнеупорность 1610 – 1730 °С.

Теплопроводность шамота 1,512 Вт/(м*К), а зависимость от температуры $0,6397 + 0,00052*t_{cp}$. Теплоемкость динаса 1,255 – 1,381 кДж/кг*град., а зависимость от температуры $0,837 + 0,0025*t_{cp}$.

Шамотные кирпичи в противоположность динасовым дают дополнительную усадку при высоких температурах от 1200 °С и выше. Эти особенности являются одним из самых отрицательных свойств шамотных кирпичей. Это вызывает нарушение герметичности кладки. Дополнительная усадка шамота является результатом ряда сложных явлений и зависит от степени перерождения каолинита в муллит. Усадка зависит от степени обжига, а также химического состава. Чем лучше обожжен кирпич, тем выше содержание в нем кварца SiO_2 , тем меньше усадка. Кварц, расширяясь, компенсирует уменьшение объема. Температура начала деформации шамотных кирпичей примерно на 330 °С меньше температуры плавления и колеблется от 1400 до 1440 °С, чем и определяется область их применения в промышленных печах.

Шамотные кирпичи обладают наибольшей термической стойкостью, т.е. способностью сопротивления разрушению и растрескиванию при воздействии на них резко изменяющихся температур. Это свойство является самым ценным и составляет главное его достоинство. Чем плотнее кирпич, тем хуже он сопротивляется действию резких колебаний температур. Пористость шамотного кирпича более 25 %.

Так как теплопроводность шамотных кирпичей меньше, чем динасовых – это является одной из причин замены шамота динасом при строительстве коксовых батарей.

Многошамотные изделия. Кроме термической устойчивости обладают высокой механической прочностью на сжатие, малой пористостью (9 – 13 %), большой точностью размеров, правильными формами.

При строительстве коксовых печей применяют кроме динасового и шамотного кирпичей, легковесные огнеупоры, мерттели, теплоизоляционные материалы, клинкерный кирпич (главным образом для выстилки верха печей) и железобетон (для фундаментов и контрфорсов).

Легкошамотные (пеношамот). К смеси из шамота, глины и воды добавляют эмульсию канифоляного мыла, способную образовывать устойчивую пену. По огнеупорности приближается к шамоту, но обладает значительной усадкой и легко истирается.

Мертели – тонко измельченный динасовый порошок с примесью 10 – 12 % глины. Для шамотной кладки применяют раствор 65 % шамота и 35 % глины.

Корунд. Плотность 3930 – 4000 кг/м³. Огнеупорность 1900 – 1950 °С. Прочность на сжатие в 10 – 12 раз больше, чем у динаса. Теплопроводность в 2,5 раза больше, чем у динаса. Теплоемкость 1,172 кДж/(кг*град).

На рисунке 9 представлены образцы фасонных динасовых изделий, применяемых в кладке печей.

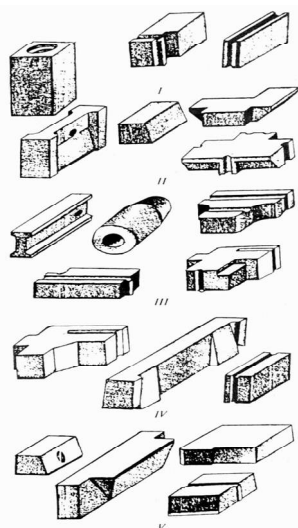


Рисунок 9 – Образцы фасонных динасовых изделий, применяющихся для кладки зон коксовой печи.

На рисунке 10 показано изменение состава динасового кирпича после службы в различных зонах коксовой печи.

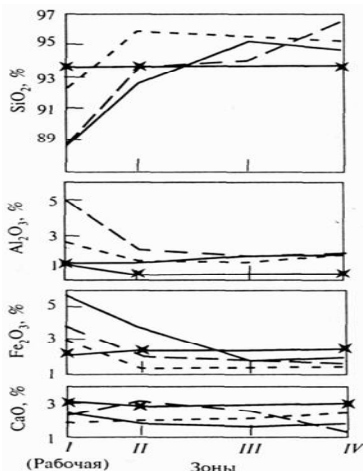


Рисунок 10 – Химический состав стеновых динасовых изделий после службы в разных зонах коксовой печи (линия с крестиками – исходный состав)

В таблицах 7 и 8 представлен расход огнеупоров для кладки печей.

Таблица 7 – Расход огнеупоров на коксовой батарее из 65 печей (ПВР-55), тонны

Зона,участок кладки	Огнеупоры		Всего		
	динасовые	шамотные	итого по зонам	запас	общий расход
Стены регенераторов	2540	494,4	3034,4	160,1	3194,5
Корнюрная зона	2035,3	2,3	2038,2	112,3	2151,1
Обогревательные простенки	2111,1	-	2111,1	92,6	2203,7
Перекрытия обогревательных простенков и камер	922,6	1143,5	2066,1	85,8	2151,3
Насадка регенераторов	-	1308,3	1308,3	33,6	1341,9
Стены контрфорсов	216,4	193,5	409,9	-	409,9
Всего	7826,0	3142,0	10968,0	485,0	11453,0

Таблица 8 – Расход огнеупоров на коксовой батарее из 65 печей (ПВР объёмом 41,6 мЗ), тонны

Зона, участок кладки	Огнеупоры		Всего		
	динасовые	шамотные	итого по зонам	запас	общий расход
Регенераторы	400	1300	5300	210	5510
Насадка регенераторов	0	2200	2200	50	2250
Корнюрная зона	2000	80	2080	93	2173
Обогревательные простенки	5600	-	5600	300	5900
Перекрытия обогревательных Простенков	1600	-	1600	80	1680
Перекрытие печей	1100	2000	3100	110	3210
Стены у конторфорсов	150	340	490	15	505
Всего	14450	5920	20370	858	21228

7. ПРОЦЕССЫ, ПРОТЕКАЮЩИЕ В КАМЕРАХ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Основным фактором, определяющим процесс превращения углей в кокс в камерах коксовых печей, является тепловой поток. Потоки тепла в камере направлены с двух сторон навстречу друг другу – от стенок к осевой плоскости. Передача тепла от стен к угольной засыпи происходит в сложных условиях, т.к. неплотно прилегает уголь к стенам печи, из-за пустот между отдельными зернами, влажности угля, протекания пирогенных процессов, связанных с поглощением и выделением тепла на разных стадиях и др. факторов. Еще более сложен процесс теплопередачи в самой угольной загрузке (рисунок 11, 12).

Сразу после загрузки в шихту поступает большое количество тепла преимущественно за счет тепла, аккумулированного стенами камер. В результате температура стен падает от 1100 °С до 700 °С и более, а прилегающий к стенам слой шихты быстро нагревается. По мере уменьшения разности температур между поверхностями стен и прилегающими к ним слоями загрузки, тепла отнимается меньше. Вследствие непрерывного притока тепла от отопительной системы коксовых печей температура стен и прилегающих к ним слоёв шихты растёт. Увеличение происходит синхронно до достижения максималь-

ных температур. Температура в средних частях загрузки начинает повышаться позже, чем в пристеночном слое. Время отставания тем больше, чем дальше слой от стенки. Т.о., распределение температур внутри угольной загрузки неравномерно и эта неравномерность сохраняется в течение всего периода коксования.

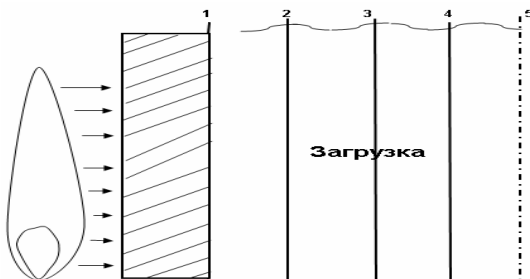


Рисунок 11 – Схема нагрева кокса в камере коксования

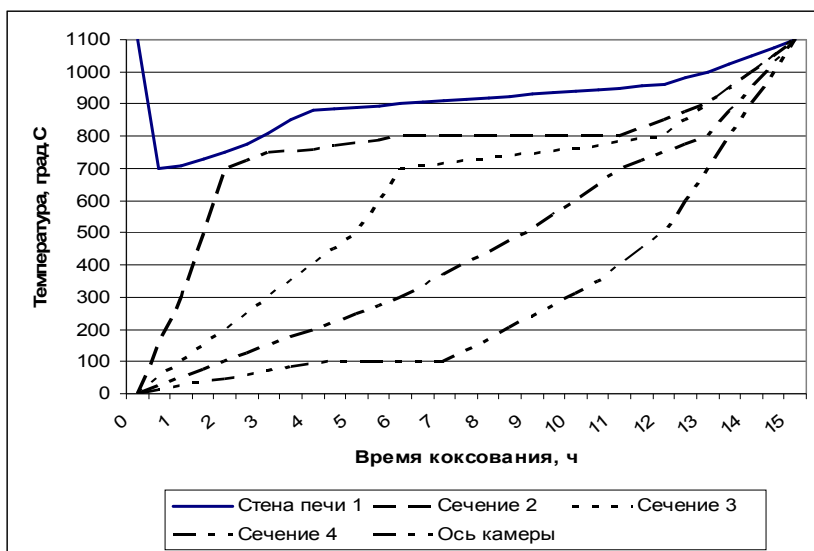


Рисунок 12 – График нагрева разных сечений угольной загрузки во времени

Из графика видно, что скорость подъема температуры в разных слоях резко отличается. В слоях, расположенных на расстоянии 30 – 40 мм от стенки, она сильно зависит от температуры стенки. В более отдаленных слоях эта зависимость меньше. Скорость повышения температуры в этих слоях в интервале 300 – 700 °С колеблется от

0,5 до 4,0 °С/мин. В последней трети периода коксования резко увеличивается скорость подъема температуры в осевой плоскости коксового пирога. Это связано с возрастанием температуры и теплопроводности коксуемой загрузки, а также с тем, что тепловой поток усиливается излучением от стен камеры благодаря образованию трещин в коксе.

Неравномерность распределения температур по ширине печной камеры обуславливает неоднородность кокса, выдаваемого из печи.

Исходя из современных представлений о веществах углей как о высокомолекулярных соединениях и термических сопротивлениях как следствии противоречивых процессов деструкции и синтеза, можно сформулировать следующие основные положения гипотезы о механизме термических превращений, происходящих в коксовой камере.

1. Термические превращения протекают по радикальному механизму.

2. Первичным процессом, в результате которого образуются жидкоподвижные продукты и спекающийся уголь переходит в пластическое состояние, является деструкция основной макромолекулы структуры вещества угля.

3. Образование полукокса из пластической угольной массы обусловлено преимущественно протеканием конденсационных процессов.

4. В температурном (временном) диапазоне до максимальной текучести в пластическом состоянии образование летучих продуктов (смолы, газа и др.) обусловлено преимущественно протеканием реакций деструкции, а после образование структуры полукокса выделение летучих веществ (в основном низко молекулярных газов) является следствием преимущественно протеканием реакций поликонденсации.

Реакции разложения и синтеза при коксовании на разных этапах процесса протекают в разных соотношениях. Часть реакций идет с выделением тепла, а часть с поглощением. Тепловой эффект процесса коксования в каждом температурном интервале является алгебраической суммой тепловых эффектов всех реакций, протекающих в данном интервале. Общий тепловой эффект реакций коксования от начала нагрева угля до окончательного образования высокотемпературного кокса близок к нулю. Однако в процессе нагрева угля наибольшее выделение тепла, т.е. преобладание экзотермических реакций, наблюдается в период активного разложения вещества углей, т.е. от 350-450 °С до 600-700 °С (иногда до 800 °С). С дальнейшим повышением температуры формируется структура высокотемпературного кокса. Реакции идут с затратой тепла, начинают преобладать эндотермические реакции. Количество выделенного или поглощенного в ходе реакций тепла и температурные интервалы тепловых эффектов

процесса зависят от свойств самого угля или смеси их. Прежде всего, зависят от свойств их органической массы, петрографического состава, степени метаморфизма, а также от условий перехода угля в кокс.

Исследованиями установлено, что процесс коксования не описывается уравнениями реакций первого и второго порядка, что объясняется сложностью процесса, состоящего из ряда параллельных и последовательных реакций. В разных температурных интервалах соотношение этих реакций различно, поэтому энергия активации в разных температурных областях не одинакова.

1 стадия до 350 °С. Термическая деструкция до 200 °С характеризуется незначительной потерей массы и низкой энергией активации, следовательно, эта стадия не связана с деструкцией основной макромолекулярной структуры вещества угля. Это, очевидно, обусловлено внутри молекулярной перегруппировкой, связанной с наличием функциональных групп (разрывы наименее устойчивых боковых цепей элементарных структурных единиц) и приводящее к образованию низкомолекулярных газов.

Состав летучих веществ: С – 45,2%; Н – 37,1%; О – 17,7%; С:О – 2,56; Н:О – 2,11; С:Н – 1,22.

На этой стадии происходит выделение пирогенетической влаги. Одновременно происходят реакции между основной массой вещества углей и образующимися соединениями.

Дальнейшее повышение температуры до 320 – 350 °С приводит к более интенсивному разложению вещества углей. Начинает образовываться угольная пластическая масса, характерная для всех спекающихся углей.

2 стадия 350 – 550 °С. Характеризуется основной потерей массы и высокой энергией активации $E_2 = 74,49 - 209,25$ кДж/моль. Очевидно, в этой стадии деструкция угля затрагивает основную макромолекулярную структуру, и в результате чего образуются газообразные, жидкие и твердые активные промежуточные продукты (свободные радикалы). Газообразные продукты путём рекомбинации (диспропорции) образуют первичные летучие продукты. Этот вывод хорошо согласуется с экспериментом, т.к. нулевая энергия активации характеризует именно реакции рекомбинации свободных радикалов. В газовой фазе находятся высокомолекулярные продукты.

Состав летучих веществ: С – 75,1%; Н – 13,3%; О – 11,6%; С:О – 6,48; Н:О – 1,14; С:Н – 5,65. Выделяются продукты смоляной деструкции.

2 стадия характеризуется образованием пластического состояния угольной засыпи. Температура образования жидкой фазы различна для разных марок углей и составляет 355 – 400 °С. Жидкая фаза образуется на поверхности зерна в виде жидкой пленки, насы-

щенной пузырьками газообразных продуктов термической деструкции. Причем количество и качество жидкой фазы пластической массы имеет решающее влияние на свойства, получаемого кокса. При недостатке её уголь в пластическом состоянии представляет собой отдельные зерна, размягченные по поверхности и слегка слипшиеся. В оптимальных условиях пластическая масса – это практически однородный продукт. Однородность пластической массы обеспечивает однородность структуры получаемого кокса. Для получения хорошо сплавленного кокса важно, чтобы именно в пластическом состоянии происходили основные термические превращения вещества угля. Преждевременные и запоздалые реакции снижают химический потенциал пластической массы и ухудшают сплавленность кокса. Наряду с деструкцией в этот период идут реакции поликонденсации, полимеризации, ведущие к образованию высокомолекулярных соединений.

Большое значение для структуры получаемого кокса имеет вязкость пластической массы, которая определяет давление распирания, вызывающее сближение компонентов смеси и получение более сплавленного кокса. Низкая вязкость пластической массы способствует беспрепятственному проходу газов. Достаточно же вязкость препятствует свободному проходу газов, способствует созданию давления внутри пластического слоя, улучшению контакта всех составляющих пластической массы и предопределяет получение плотной и однородной структуры кокса.

При 500 – 550 °С жидкая пленка затвердевает и образуется трехслойная система, состоящая из наружной затвердевшей корочки, среднего пластического слоя, заполненного пузырьками газов и недеформированной твердой части зерна.

3 и 4 стадия (550 – 750 °С) процесса изотермической деструкции рассматривается как взаимодействие активных промежуточных продуктов, т.е. преимущественно протекают реакции сополиконденсации в результате которых выделяются вторичные летучие продукты. На внешней затвердевшей корочке появляются трещины, и из них вытекает часть пластической массы, образовавшейся в центральных зонах. Эта масса также затвердевает на поверхности. Так продолжается до тех пор, пока вся внутренняя часть зерна не превратится в твердую массу. Так происходит образование структуры полукокса. Правомерность такой трактовки убедительно подтверждается величиной энергии активации третьей стадии, которая в несколько раз ниже величины энергии активации 2 стадии. В 3-й стадии происходит все возрастающая ассоциация молекул твердой фазы, сопровождающаяся упорядочением её молекулярной структуры. Выделяющиеся в газовую фазу продукты становятся все более низкомолекулярными углеводородами и водородом.

Взаимодействие радикалов, образующихся при термических превращениях углей, имеет большое значение для процесса коксообразования. Отсюда ясна важность величины температурного интервала пластичности каждого угля и совмещение этих интервалов в углях их которых составляется шихта для коксования.

Спекание разрозненных зерен углей не только химический, но и поверхностный процесс, в котором не малая роль принадлежит адгезии – «склеиванию». Химическое взаимодействие активных термических превращений осложняется и другими параллельно протекающими физико-химическими процессами и физическими явлениями. При нагревании одни угля образуют жидко текучую пластическую массу, другие – вязко текучую. Существуют также угли, которые пластической массы не образуют. Их зерна слегка оплавляются, деформируются, но практически сохраняют свою форму. Текучая пластическая масса, образовавшаяся из одних углей, распределяется между деформируемыми зернами других углей, способствуя контакту по поверхности их соприкосновения.

Во взаимодействии различных веществ большую роль играют сорбционные процессы. Из-за различной термической устойчивости отдельных зерен угольной шихты, наряду с жидкими и газообразными продуктами есть твердые зерна. Их поверхность может сорбировать жидкие продукты и парообразные, связываясь с ними физическими (когезия) или химическими силами связи (хемосорбция). Поэтому образование и свойства пластической массы сильно зависят от особенностей твердых продуктов термических превращений углей и поверхностных свойств исходных компонентов.

В состав шихты для коксования могут входить компоненты, остающиеся при нагревании в твердом состоянии (тощие угли, антрацит, твердые продукты коксования: полукокс, кокс нефтяной и каменноугольный и др.). При этом наряду с собственной адгезией, большую роль играет механическая адгезия., когда пластическая масса проникает в поры и трещины твердых зерен и поэтому частички сцепляются за счет механического заклинивания. Подобное происходит и при спекании петрографически неоднородных углей. Прочность спекания угольных зерен в таких шихтах зависит от поверхностных свойств и степени измельчения всех неспекающихся компонентов, в том числе и неспекающихся петрографических составляющих углей.

Степень измельчения углей сильно влияет на процесс коксообразования. Крупные зерна укладываются неплотно и из-за плохого контакта по поверхности могут образовывать недостаточно однородную пластическую массу. Слишком тонкое измельчение углей из-за развитой поверхности зерен вызывает самоотощение, т.е. жидкой фазы недостаточно для смачивания поверхности зерен, что приводит к

снижению спекаемости. Кроме того, тонкое измельчение понижает вязкость пластической массы, что приводит к повышению газопроницаемости и снижению давления распираания.

С повышением скорости нагрева сокращается время пребывания угля в пластическом состоянии, но при этом увеличивается температурный интервал пластичности. При низких скоростях нагрева большая часть продуктов процесса удаляется до накопления пластической массы, химический потенциал пластической массы снижается и шихта спекается недостаточно. При медленном нагреве из слабоспекающихся углей кусковой кокс вообще не получается. Однако из хорошо спекающихся углей можно получить достаточно прочный кокс с уменьшенной трещиноватостью.

Полученный нулевой порядок и нулевая энергия активации процесса газовыделения на 4-й стадии позволяет представить эту стадию как гетерогенный процесс отрыва цепей, т.е. исчезновение свободных радикалов на поверхности, ограничивающей объем твердого остатка.

Во время становления структуры полукокса резко снижается электросопротивление материала и происходит его усадка из-за уменьшения объема вследствие выделения газообразных продуктов, упорядочение структуры и др. явлений. Усадка определяет появление напряжений в твердом монолитном слое и как следствие образование трещин в нем. Появление напряжений при усадке является следствием послойно протекающего процесса.

Процесс трещинообразования зависит от характера усадки полукокса. На величину усадки влияет выход летучих веществ, причем не столько общий выход летучих веществ угля, сколько количество летучих, выделившееся в стадии после пластического твердого состояния (остаточный выход летучих). Усадка может быть резкой и плавной, что зависит от природы углей и условий нагрева. Быстрый нагрев на стадии образования полукокса и кокса увеличивает напряжения в теле полукокса и кокса вследствие ускорения усадки увеличивая количество трещин, разделяющих тело полукокса и кокса на отдельные части. В этом основное противоречие процесса классического коксования: на начальных стадиях процесса ускорение нагрева положительно влияет на качество кокса, а на конечных стадиях – отрицательно. При снижении скорости нагрева кокс менее трещиноват, но хуже спекается.

В связи с неравномерностью распределения температур по ширине камеры, по длине кокс имеет разную трещиноватость. Наибольшая трещиноватость наружного (пристеночного) слоя кокса объясняется тем, что скорость усадки в нем максимальная, а толщина слоя, воспринимающего напряжения минимальная.

В общем случае процесс трещинообразования объясняется следующим образом: 1. Трещины возникают в слое образования полукокса, ограниченном температурами начала усадки и достижения первого максимума её.

2. Причинами возникновения трещин являются напряжения, возникающие вследствие различной скорости усадки при разных температурах.

3. Трещины образуются при взаимодействии факторов, определяющих развитие напряжений и противодействующих сопротивлений (прочность материала и толщина слоя).

С увеличением времени коксования равномерность свойств по длине куска возрастает: при 16 часах – различие 6,9 %; при 20 часах – 3,3 %; при 24 часах – 1,8%.

Таким образом, основные процессы, протекающие в коксовой камере можно выразить схемой:

1 стадия $У \rightarrow У_1 + V_1$; K_1 ; $V_1 = 3,84$ %; средняя энергия активации $E_1 = 25,11 \pm 5,82$ кДж/моль.

2 стадия $У_1 \rightarrow R_r + R_{ж} + R_t$; K_2 ; $R_r \rightarrow V_2$; K_3 ; $V_2 = 16,85$ %; средняя энергия активации $E_2 = 129,32 \pm 7,66$ кДж/моль; $E_2' = 0$.

3 стадия $R_{ж} + R_r \rightarrow П_1 + V_3$; K_4 ; $V_3 = 6,0$ %; средняя энергия активации $E_3 = 43,94 \pm 12,555$ кДж/моль.

4 стадия $П_1 \rightarrow П_2 + V_4$; K_5 ; $V_4 = 0$ %; средняя энергия активации $E_4 = 0$.

Здесь $У$ – исходный уголь; $У_1$ – уголь после протекания стадии низкотемпературных превращений; $П_1$ и $П_2$ – твердые остатки; R_r , $R_{ж}$, R_t – свободные радикалы образующие при данной температуре газообразные, жидкие и твердые продукты деструкции; $V_1 - V_4$ – выход летучих веществ при данной температуре; $K_1 - K_5$ – константы скорости соответствующих реакций; $K = k_0 \cdot e^{-E/RT}$.

На рисунках 13 – 15 представлена динамика выхода газа, состав газа и количество наиболее важных продуктов коксования в зависимости от времени коксования.

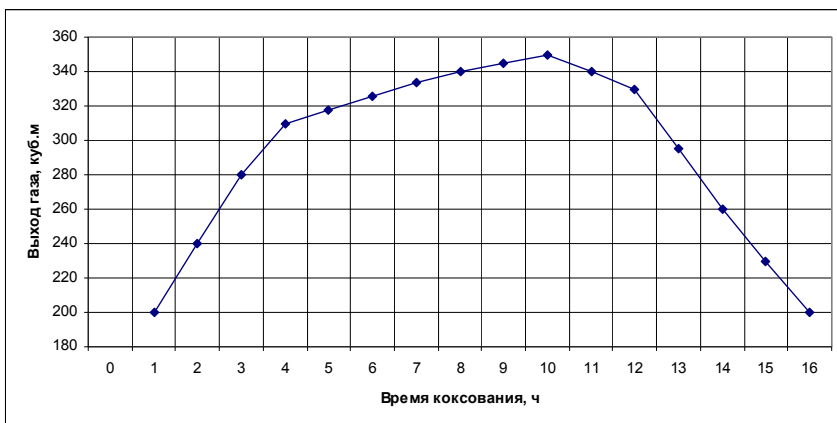


Рисунок 13 – График выхода прямого коксового газа из угольной загрузки от времени коксования

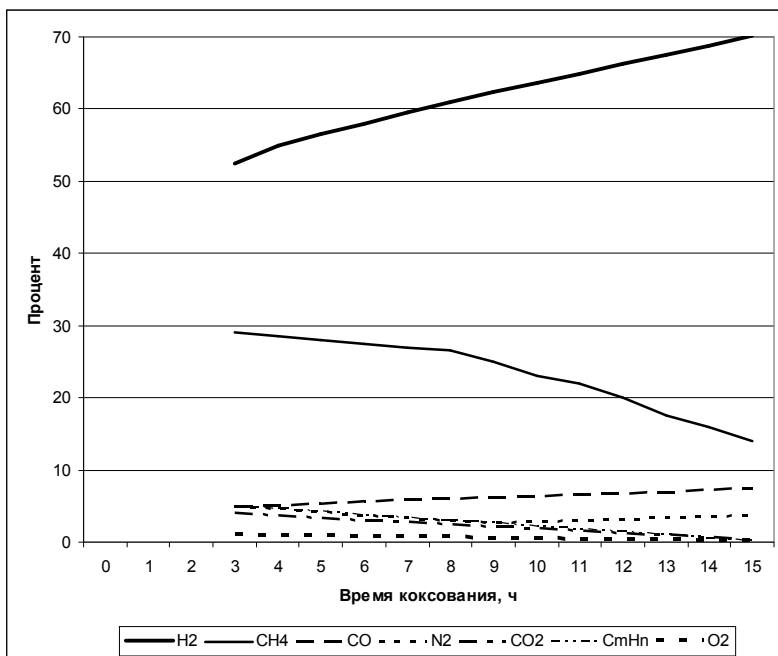


Рисунок 14 – График выхода компонентов прямого коксового газа из угольной загрузки от времени коксования

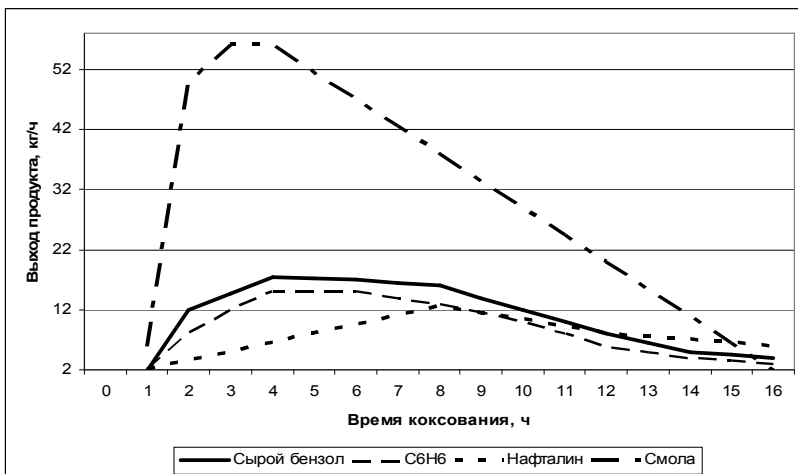


Рисунок 15 – График выхода продуктов коксования из угольной загрузки от времени коксования

8. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС КОКСОВАНИЯ УГОЛЬНОЙ ШИХТЫ В КОКСОВЫХ ПЕЧАХ

8.1. ТРАДИЦИОННЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА КОКСОВАНИЯ УГОЛЬНОЙ ШИХТЫ

Материальный баланс обычно составляется при проектировании коксохимических заводов, при планировании производства и выборе режима коксования. На действующих предприятиях составление баланса необходимо для учета перерабатываемого сырья и получаемых продуктов, для выявления возможных потерь и контроля над ведением технологического процесса. Так, на заводах баланс по коксу делается 1-2 раза в месяц.

Для коксовой печи следует различать три основных типа материальных балансов:

- 1) материальный баланс сырья и продуктов коксования по компонентам (таблица 5);
- 2) материальный баланс сырья и продуктов коксования по элементам;
- 3) материальный баланс веществ, участвующих в процессе горения в отопительной системе.

В первом типе баланса (таблица 9) учитываются: в приходной части – идущий на коксование уголь, а в расходной – получаемые конечные продукты коксования (кокс, смола, бензол, аммиак и др.).

Таблица 9 - Материальный баланс сырья и продуктов коксования по компонентам

Приходные статьи		Расходные статьи	
Статья	Процент	Статья	Процент
1. Сухой уголь	100	1. Валовый кокс	74 - 81
		2. Коксовый газ	10 - 14
		2. Каменноугольная смола	2,9 - 4,1
		4. Бензолные углеводороды	0,79 - 1,35
		5. Аммиак	0,23 - 0,42
		6. Сероводород	0,17 - 0,21
		7. Циановодород	0,03 - 0,17
		8. Пиридиновые основания	0,011 - 0,024
		9. Избыточная аммиачная вода	2,04 - 4,41
Итого	100	Итого	100

Второй тип баланса составляется по химическим элементам веществ, участвующих в процессе коксования. Баланс по элементам, представляет собой значительный теоретический интерес, особенно при изучении вопроса об образовании новых веществ при пиролизе угля, раскрывая конечные результаты пиролиза, но не освещая характер промежуточных веществ.

В третьем типе баланса приходной частью является вес отопительного газа и воздуха, а также сырого дистилляционного газа (в случае наличия в печах прососов); в расходной части фигурируют весовые количества полученных продуктов горения. Этот баланс может быть использован при исследовании вопроса о том, имеют ли место просос газов из камеры коксования в отопительные простенки и обратно и подсос воздуха в регенераторы, и какова величина прососов.

Для расчета материального баланса могут быть взяты различные исходные величины. Например, берут за основу определенную величину веса загрузки камеры или батареи, а также производительность их во времени.

В общем, традиционный метод расчета материального баланса коксования угольной шихты, кроме устаревших корреляционных зависимостей, отражающих сырьевую базу 30-х годов 20 века, обладает ещё и весьма существенным недостатком в том, что не учитывается влияние температурного режима коксования на выход его продуктов, а также по данному методу невозможно определить качество получаемых продуктов.

8.1.1. Определение величины статей материального баланса по сырью и продуктам коксования

а) Статьи прихода:

1) загружаемый уголь

Расчет материального баланса в коксовой технике обычно производят, выбирая в качестве единицы загрузки 100 или 1000 кг влажного или сухого угля (шихты).

В настоящем расчете будем исходить из рабочей шихты, загружаемой в камеру, т.е. влажной. Содержание влаги в шихте берется по данным технического анализа. В таблице приводятся отдельно количество сухого угля и влага.

Подсчет количества сухого угля ведут по формуле:

$$Y_c = (100 - W^p) * E / 100, \quad (29)$$

где Y_c - вес сухого угля, кг;

W^p - весовой % влаги в рабочей шихте;

E - вес принятой в расчете единицы загрузки, кг.

Количество влаги находится из выражения

$$W_e = W^p * E / 100 \quad (30)$$

где W_e - количество влаги в кг в принятой единице загрузки.

W^p - весовой % влаги в рабочей шихте;

б) Статьи расхода:

1) выход кокса

Выходом кокса считают количество получаемого сухого кокса из единицы загрузки шихты. В практике расчетов материального баланса определяют выход сухого кокса преимущественно из шихты фактической влажности. Для этого пользуются аналитическим методом, используя формулы, в которых учитываются данные о содержании влаги и летучих веществ в шихте и коксе:

$$K = (100 - (V^p + W^p)) / (100 - V^c_k) * 100, \quad (31)$$

где K - выход сухого кокса из рабочей шихты, % ;

V^p - выход летучих веществ из рабочей шихты, % ;

W^p - содержание влаги в рабочей шихте, % ;

V^c_k - выход летучих веществ из сухого кокса, % .

Расчетный выход оказывается всегда несколько меньше фактического из-за неточности величины выхода летучих веществ из угольной шихты, температурного режима печей и периода коксования, природы угля.

2) определение выхода смолы

Содержание смолы в прямом газе можно определить с помощью ваты или асбеста (способ Фельда), когда смола извлекается пропуская газ через содержащую вату U-образную трубку, предварительно взвешенную. Затем трубку высушивают током коксового газа, свободного от смолы и паров воды, и взвешивают. По приращению веса определяют выход смолы.

Выход в весовых процентах за определенный промежуток времени на производстве находят по формуле:

$$G_{см} = (G_{ц} - (G_{пр} - G_{от}) + (G_{к} - G_{н})) / P_{ш} * 100, \quad (32)$$

где $G_{см}$ – выход смолы, % к рабочей шихте;

$G_{ц}$ – количество переработанной в смолоперегонном цехе смолы, т;

$G_{пр}$ – количество привезенной со стороны смолы, т;

$G_{от}$ – количество отправленной на сторону смолы, т;

$G_{к}$ – остаток смолы к концу данного отрезка времени, т;

$G_{н}$ – остаток смолы к началу данного отрезка времени, т;

$P_{ш}$ – производительность печей по рабочей шихте, т.

При коксовании определенных углей выход считают по эмпирической формуле:

$$G_{см} = (-18,36 + 1,53*V^Г - 0,026*V^Г)*(100 - A^P - W^P) / 100, \quad (33)$$

где $G_{см}$ – выход смолы в процентах к рабочей шихте

$V^Г$ – выход летучих из горючей массы шихты, %;

A^P – содержание золы в рабочей шихте, %;

W^P – содержание влаги в рабочей шихте, %.

Выход смолы для разных шихт, в зависимости от периода коксования, колеблется от 2 до 5,5 % от влажной шихты.

3) определение выхода бензола

Определение содержания бензола в прямом и обратном газе может быть произведено несколькими методами:

– поглощением активированным углем;

– глубоким охлаждением (вымораживанием),

– поглощением парафиновым маслом в особой промывной банке с последующим взвешиванием;

– промыванием маслом с последующим дистиллированием.
На практике определяют расчетным путем:

$$G_6 = (-1,61 + 0,144 * V^r - 0,0016 * V^r) * (100 - A^p - W^p) / 100, \quad (34)$$

где G_6 - выход бензола, в % от влажной шихты;

V^r - выход летучих веществ из шихты, отнесенных к горючей массе, %;

A^p - содержание золы в рабочей шихте, %;

W^p - содержание влаги в рабочей шихте, %.

Возможные несовпадения в значениях теоретического и практического выхода бензола и смолы следует объяснить тем, что в формулах учтен лишь выход летучих и не учтены другие факторы. Установлено, что выходы смолы и бензола находятся, примерно в постоянном соотношении: $G_{см} / G_6 = 3,1$ до $3,4$.

Выход сырого бензола обычно колеблется в пределах 0,7 – 1,2 % от загружаемой шихты или 1,0 – 1,6 %, отнесенных к горючей массе угля.

4) определение выхода аммиака

Выход аммиака можно определить тремя способами:

- лабораторным методом по непосредственным замерам;
- по производительности аммиачного или сульфатного цеха;
- аналитическим путем:

$$G_{ам} = b * N^r * 17/14 * (100 - A^p - W^p) / 100 \%, \quad (35)$$

где $G_{ам}$ - выход аммиака в % от шихты;

b - коэффициент перехода азота угля в аммиак, $b = 0,15$;

N^r - содержание азота в горючей массе шихты;

$17/14$ - отношение молекулярного веса аммиака к азоту;

A^p - содержание золы в рабочей шихте, %;

W^p - содержание влаги в рабочей шихте, %.

Для отечественных углей выход аммиака колеблется в пределах 0,22 % – 0,30 % от веса загружаемой шихты.

5) определение выхода обратного газа

В расчете материального баланса выход газа определяется в виде количества сухого газа на тонну загружаемой шихты. Измерению подвергается обратный газ вследствие того, что непосредственный замер прямого газа по выходе его из печей с помощью приборов, работающих по принципу замера перепада давления, не представляется возможным в виду высокого содержания в прямом газе паров смолы и

нафталина, а также вследствие трудности определения удельного веса прямого газа.

Выход газа (обратного) может быть найден следующими путями:

- непосредственным замером объема газа с помощью газовых часов – на небольшой установке (10 000 - 12 000 м³/ч);
- измерением количества газа приборами, работающими по принципу замера перепада давления (сопло, диафрагма, труба Вентури и трубки Пито–Прандтля);
- по содержанию аммиака или бензола в 1 м³/ч газа до и после улавливающей установки и по выработке цехом аммиака или сырого бензола;
- по материальному балансу продуктов коксования;
- по элементарному балансу одного из химических элементов шихты;
- по выходу летучих веществ из шихты.

На практике выход газа находят по разности между приходными и расходными статьями материального баланса.

$$V^r = [100 - (K + S_w + W_o)] * E / (100 * \rho_r), \text{ м}^3/\text{ч} / \text{ед.загр.}, \quad (36)$$

где **E** – вес единицы загрузки шихты, кг;

K – выход кокса, в % от влажной шихты;

S_w – сумма выходов химических продуктов (бензола, аммиака, смолы), в % от влажной шихты;

W_o – сумма влаги шихты и пирогенетической влаги, %;

ρ_r – удельный вес газа при нормальных условиях, кг/м³.

Удельный вес газа определяют:

- взвешиванием газа на газовых весах;
- используя метод истечения;
- аналитическим путем:

$$\rho_r = (1,977 * CO_2 + 1,413 * C_m H_n + 1,429 * O_2 + 1,25 * CO + 0,717 * CH_4 + 0,09 * H_2 + 1,09 * H_2 + 1,251 * N_2 + 1,539 * H_2 S) / 100, \text{ кг/нм}^3, \quad (37)$$

где **CO₂**, **C_mH_n**;... представляют собой процентные содержания составных частей газа по объему;

1,977, 1,413,... – вес 1 м³ соответствующего газа при нормальных условиях.

6) выход сероводорода

Органические соединения серы содержатся в газе в весьма незначительном количестве. Сера находится, главным образом, в виде сероводорода:

$$H_2S = 34/32 * a * S_{\text{ш}}^p * 1000/100, \text{ кг/т шихты}, \quad (38)$$

где a – коэффициент перехода серы в газ (0,23 – 0,24) ;

$S_{\text{ш}}^p$ – содержание серы в рабочей шихте, % ;

34 – молекулярный вес H_2S , кг/кмоль ;

32 – атомный вес серы, кг/кмоль .

Практика показала, что в газ переходит 20 - 28 % серы угля.

7) количество влаги

Содержащаяся в коксовом газе вода состоит из влаги угля и пирогенетической влаги, образовавшейся в результате соединения водорода угля с кислородом. Выход пирогенетической влаги колеблется от 1,5 до 5,0 % от загруженной шихты.

$$W_n = 9/8 * O_{\text{вл}}, \text{ кг/т шихты}, \quad (39)$$

где W_n - количество пирогенетической влаги ;

$O_{\text{вл}}$ - кислород пирогенетической влаги, кг/т

На производстве общее количество надсмольной воды определяется непосредственно замером ее в сборниках.

В результате расчета материального баланса бывает расхождение между приходной и расходной частью баланса. Получаемая разница в пределах 2 - 3 % вводится в расходную часть баланса в виде отдельной статьи, называемой неувязкой баланса.

В таблице 10 приведены условия проведения процесса и результаты выходов продуктов коксования даны в таблице 11

Таблица 10 – Условия проведения процесса коксования

выход летучих веществ угольной шихты, %	25
период коксования, час	15
средняя температура в отопительных каналах, °C	1350
температура выдаваемого кокса, °C	1000

Результаты, полученные по традиционному методу расчета, показывают, что выхода продуктов коксования, а особенно по коксовому газу, аммиаку и пирогенетической влаги, а также по выходу кокса не согласуются с производственными данными при условиях:

Таблица 11 – Материальный баланс коксования, рассчитанный по традиционному методу

Наименование статьи	Выход, %	
	На рабочую шихту	На сухую шихту
Кокс валовый	73,38	79,6
Коксовый газ	11,24	12,2
Коксовый газ, м ³ /т	254,2	275,8
Смола безводная	2,5	2,72
Сырой бензол	0,7	0,79
Аммиак	0,1	0,11
Сера в пересчете на H ₂ S	0,08	0,08
Влага шихты:	7,85	4,39
Пирогенетическая влага	0,044	0,041
Цианистые соединения	0,038	0,013
Пиридиновые основания	0,012	0,013
Невязка баланса	0,0015	
Итого	100	100

Причины отклонения расчетных и практических результатов вызваны явными недостатками традиционного метода расчета материального баланса коксования, основными из которых является:

-для указанного метода расчета требуется использование исходных данных элементного анализа угольной шихты (**C, H₂, O₂, N₂**), которые принимаются по устаревшим табличным данным для углей определенной шахтогруппы угольного бассейна;

-текущий контроль данных элементного анализа обычно не производится, поэтому расчеты, проведенные на данных, взятых из таблиц, дают ориентировочные результаты;

-выход кокса считается по различным эмпирическим формулам, установленным во многих случаях для конкретной угольной базы и в основном для углей донецкого бассейна. Это же относится и к расчету припека кокса. В алгоритме заложена выдача результата выхода кокса по наименьшей невязке баланса. Как показали многочисленные расчеты по данному методу, наименьшая невязка баланса получается при расчете выхода кокса по формуле принятой на 16-ой конференции по коксу в Японии (1952 году).

-выхода химических продуктов, в частности, выход смолы и бензольных углеводородов рассчитываются по эмпирическим уравнениям, (установлены ещё в 30-х годах нынешнего столетия и до сих пор не разу не уточнялись) только по выходу летучих веществ угольных шихт, что естественно приводит к искаженным результатам. Выхода же аммиака, сероводорода, пирогенетической влаги и коксового газа рассчитывается по коэффициентам перехода азота в аммиак, серы в сероводород, кислорода в пирогенетическую влагу, определенные для

углей Донецкого бассейна, а для шихт состоящих из углей Кузнецкого и Карагандинского бассейнов, для расчета названных продуктов они совершенно не пригодны. Поэтому использование этих формул даёт ошибочные результаты;

-выход коксового газа считается по разности между количеством загружаемого угля и рассчитанных выходов продуктов коксования, в результате чего выход коксового газа не всегда соответствует действительности. В некоторых алгоритмах расчета материального баланса используют коэффициент для расчета выхода коксового газа, также составленного для углей Донецкого бассейна, и для наших условий он является непригодным.

8.1.2. Расчет материального баланса коксования угольной шихты, учитывающий зависимости выходов и качества продуктов от условий коксования

Метод расчета материального баланса коксования, учитывающий влияние свойств угольной шихты и температурного режима коксования на выход и качество получаемых продуктов, основан на статистической обработке производственных данных, полученных при различных условиях коксования угольных шихт с различным выходом летучих веществ в период 1987 - 1994 г.г. Средние значения этих данных приведены в таблицах 12 и 13.

В таблице 12 приведены результаты выхода и качества продуктов коксования при одинаковом выходе летучих веществ равном 25 % и средних температурах контрольных отопительных каналов от 1150 - 1350 °С. Из таблицы видно, что температура в отопительных каналах при прочих равных условиях сильно влияет на выход и качество химических продуктов.

В таблице 13 приведены результаты выхода и качества продуктов коксования при одинаковой температуре равной 1250 °С в отопительных каналах и значениях выхода летучих веществ 20,5 – 30,5 %.

На основании результатов приведенных в таблицах 12 и 13 можно сделать следующий вывод:

- повышение температуры в контрольных отопительных каналах коксовых печей оказывает существенное влияние на выход почти всех продуктов коксования, кроме выхода каменноугольной смолы и избыточной надсмольной воды, они в основном зависят от выхода летучих веществ угольной шихты;

- выход летучих веществ несущественно влияет только на плотность каменноугольной смолы и на содержание сероводорода в коксовом газе.

Таблица 12 - Выход и качество продуктов коксования при различных T_B .

Наименование	Температура дымовых газов, °C				
	1150	1200	1250	1300	1350
Прямой газ: выход, м ³ /т с.ш.	331,88	333,6	336,88	341,36	347,17
теплотворная способность, кДж/ м ³	17752,8	17457,3	17205,5	17017,9	16878,4
плотность, кг/ м ³	0,465	0,463	0,461	0,454	0,443
состав, %: CO ₂	2,69	2,7	2,71	2,73	2,74
CO	7,34	7,38	7,45	7,65	7,97
H ₂	58,06	58,21	58,78	59,7	60,98
CH ₄	25,43	24,69	23,92	23,19	22,47
C _m H _n	2,43	2,36	2,29	2,2	2,1
N ₂	3,01	3,68	3,88	3,51	2,69
O ₂	0,95	0,98	1,0	1,03	1,05
Смола:					
выход, кг/т с.ш.	32,46	32,64	32,48	32,02	31,25
плотность при 20 °С, кг/м ³	1181,8	1186,77	1191,07	1194,36	1196,9
фракционный состав, %:					
отгон до 230 °С	16,72	16,59	16,39	16,16	15,87
до 300 °С	34,69	34,56	34,34	34,05	33,67
до 360 °С	45,41	45,14	44,89	44,68	44,49
содержание пека	53,48	53,63	54,02	54,62	55,44
фенолов	2,3	2,15	1,99	1,84	1,69
нафталина	9,97	10,1	10,39	10,8	11,34
легкой фракции	0,87	0,67	0,51	0,39	0,31
Сырой бензол:					
выход, кг/т с.ш.	10,1	10,65	10,89	10,83	10,46
состав, % бензол	71,1	71,45	72,51	74,17	76,46
толуол	13,59	13,29	12,66	11,77	10,59
ксилолы	4,51	4,4	4,19	3,9	3,53
сольвент	5,97	6,21	6,32	6,28	6,1
головная фракция	4,84	4,65	4,32	3,88	3,32
Аммиак, выход, %	0,39	0,36	0,34	0,33	0,33
Сероводород, выход, %	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19
Циановодород, выход, %	0,06	0,07	0,09	0,1	0,12
Изб. надсмольная вода,					
выход, кг/т с.ш.	28,02	27,97	27,89	27,78	27,62
состав, г/л: NH ₃ лев.	5,061	4,702	4,413	4,215	4,091
NH ₃ связ.	2,439	2,798	3,087	3,285	3,409
H ₂ S	0,84	0,84	0,833	0,820	0,802
HCN	0,155	0,155	0,232	0,265	0,295
Фенолы	2,874	2,683	2,485	2,299	2,114

Таблица 13 - Выход и качество продуктов коксования при различном V_{daf}

Наименование	Выход летучих веществ, %				
	20,5	23	25,5	28	30,5
Прямой газ:	309,92	326,72	336,88	346,71	349,9
выход, м ³ /т с.ш.					
теплотворная способность, кДж/ м ³	16531,1	16887,7	17205,5	17736,6	18228,9
плотность, кг/ м ³	0,454	0,459	0,461	0,46	0,466
состав, %: CO ₂	2,43	2,71	2,71	2,67	2,19
CO	1,72	5,88	6,91	7,76	7,57
H ₂	59,3	59,01	58,78	58,44	58,15
CH ₄	22,63	23,35	23,92	24,78	25,49
C _m H _n	2,36	2,17	2,17	2,29	2,66
N ₂	7,65	5,24	3,85	2,68	2,53
O ₂	0,67	0,9	1	1,02	0,91
Смола:					
выход, кг/т с.ш.	29,71	30,76	32,48	36,52	41,2
плотность при 20 ^o С, кг/ м ³	1187,64	1190,94	1191,07	1187,11	1189,99
фракционный состав, %					
отгон до 230 ^o С	15,27	16,21	16,39	15,7	14,24
до 300 ^o С	33,85	34,32	34,34	33,76	32,73
до 360 ^o С	44,96	45,13	44,89	43,9	42,49
содержание пека	56,18	54,22	54,02	56,02	59,79
фенолов	1,54	1,79	1,99	2,29	2,54
нафталина	11,45	10,88	10,39	9,58	8,84
легкой фракции	0,3	0,46	0,51	0,46	0,3
Сырой бензол выход, кг/т с.ш.	9,62	9,89	10,83	12,34	13,46
состав, % : бензол	69,77	71,21	72,51	74,7	76,74
толуол	13,96	13,24	12,66	11,8	11,09
ксилолы	5,5	4,7	4,19	3,62	3,34
сольвент	5,89	6,17	6,32	6,42	6,39
головная фракция	4,89	4,68	4,32	3,46	2,44
NH ₃ , выход, %	0,25	0,31	0,34	0,37	0,38
H ₂ S, выход, %	0,18	0,19	0,19	0,2	0,21
HCN, выход, %	0,07	0,08	0,09	0,12	0,15
Изб. надсмольная вода	20,36	23,4	29,05	35,8	44,1
выход, кг/т с.ш.					
состав, г/л: NH ₃ лет.	3,56	4,1	4,41	4,69	4,75
NH ₃	3,94	3,4	3,09	2,81	2,75
H ₂ S	0,84	0,83	0,83	0,85	0,87
HCN	0,19	0,21	0,23	0,29	0,37
Фенолы	1,93	2,24	2,49	2,86	3,17

Таким образом, выхода и качество химических продуктов зависят как от температуры так и от выхода летучих, поэтому в расчете

материального баланса должно учитываться, как температура отопительных каналов, так и выход летучих веществ из угольной шихты.

Для нахождения этих зависимостей нами были спланированы эксперименты с использованием данных таблиц 12 и 13 в предположении, что эти зависимости имеют нелинейный характер, поэтому для их нахождения использовали планирование эксперимента для построения нелинейных статистических моделей.

В качестве экспериментальных точек в соответствии с планом эксперимента из таблиц 12 и 13 рассчитывали значения выходов и качества химических продуктов коксования соответствующие определённым значениям температуры в вертикалах и выхода летучих веществ угольной шихты при влажности равной 8 %. Температуру конца коксования принимали 1000 °С.

В результате планирования эксперимента по вышеприведённому алгоритму получили математические регрессионные модели, коэффициенты которых приведены в таблице 14. По этим зависимостям были рассчитаны все параметры, как выходов, так и качества химических продуктов коксования.

Получив, таким образом, необходимое уравнение для расчёта материального процесса коксования, была составлена новая схема расчёта материального баланса на ЭВМ, которая заключается в следующем:

а) в качестве исходных данных вводится только два параметра период коксования и выход летучих;

б) производится расчёт средней температуры в отопительных каналах по выше приведенной формуле;

в) производится расчёт по уравнениям (таблица 12) выхода и качество продуктов коксования;

г) производится расчёт выхода кокса по разнице между количеством загружаемой шихты (1тонна) и выходами химических продуктов коксования;

д) производится расчёт припёка кокса по разнице между практическим выходом кокса и теоретическим.

Расчёт по этой схеме для разных условий показал чёткую сходимость с производственными данными при различных температурных режимах коксования и различных выходов летучих веществ из угольной шихты.

Таблица 14 - Значение коэффициентов уравнений регрессии, описывающих зависимости выходов продуктов коксования от температуры коксования и выхода летучих веществ

Вещество	Коэффициенты уравнений регрессии					
	b_0	b_1	b_2	b_{12}	b_{11}	b_{22}
PG	335,05	-0,609	22,49	-4,16E-05	2,73E-04	-0,36
AM	51,66	-0,10	2,09	-0,0001	3,69E-05	3,21E-02
HCNG	29,7	4,06E-02	-6,66E-02	6,12E-04	-6,65E-06	2,08E-02
BE	219,9	-0,285	0,47	-4,58E-04	1,29E-04	1,57E-02
SB	298,04	0,498	0,50	-1,99E-04	0,01	
TL	56,44	0,134	-0,18	-9,16E05	-5,87E-05	1,85E-04
KS	2,73	3,89E-02	-0,92	-1,74E-05		1,38E-02
SO	44,2	6,94E-02	0,47	9,93E-11	-2,74E-05	-8,32E-03
PO	82,7	0,11	1,18	-4,49E-05	-0,02	
AN	26,6	2,37E-04	4,48	2,49E-04	-4,99E-06	-0,09
LE	10,25	2,14E-02	0,42	4,86E-11	7,49E-06	-0,008
NA	48,48	6,203E-02	-2,43E-02	2,74E-05	-4,64E-03	
PE	202,14	0,102	-7,43	4,46E-05	0,152	
H ₂	134,82	0,15	0,93	-8,33E-04	7,49E-05	2,11E-07
CH ₄	3,72	0,01	1,54	-0,001	2,86E-10	7,62E-08
C ₂ H ₄	4,20	0,01	-0,153	-3,33E-04	-2,66E-06	1,31E-02
CO	13,59	5,71E-02	2,03	-1,58E-04	2,54E-05	-3,27E-02
CO ₂	19,7	4,89E-04	1,67	-1,26E-05	4,48E-08	-3,16E-02
O ₂	8,85	2,70E-03	0,59	-8,69E-05	-2,01E-08	-9,06E-03
SM	23,49	0,15	-3,80	-6,24E-05	9,71E-02	
P2O	806,14	0,366	9,20	0,003	-1,49E-04	-0,27
0230	36,27	2,43E-02	3,24	-5,83E-05	-1,08E-05	-6,41E-02
0300	2,75	2,81E-02	1,44	3,91E-04	-1,7E-05	-4,01E-02
FE	3,25	0,003				0,1
0360	16,04	4,28E-04	2,71	-6,49E-04	4,495E-06	-4,21E-02
PIRG	3,121	5,05E-03	1,98E-02	-0,00006	-1,66E-06	2,08E-03
PIR	310,4	0,425	7,81	-0,006	-1,33E-04	4,16E-02
APIK	25,81	2,37E-02	1,93	-0,001		9,53E-11
BGPIK	14,08	1,86E-02	-0,97	0,001	-2,49E-05	2,38E-07
LUTD	13,75	0,009	-0,75	7,15E-11		5,96E-08

9. ТЕПЛОТЕХНИКА КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

9.1. ГАЗООБРАЗНОЕ ТОПЛИВО ДЛЯ ОБОГРЕВА КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Для обогрева коксовых печей применяется газообразное топливо, т.к. лишь оно позволяет получить необходимые высокие температуры, высокие теплотехнические к.п.д. горения, осуществить быстрое и точное регулирование обогрева, осуществить регенерацию тепла и гигиеничность работы.

Исключительно редким является электрообогрев и для растопки иногда жидкое топливо.

В зависимости от ресурсов того или иного газа, а также технико-экономических условий эксплуатации завода, коксовые печи могут отапливаться или **богатыми газами**: коксовым, коксовым обезводороженным, т.е. обогащенным метаном (азотнотуковые заводы), частично обедненным природным газом или **бедными** (доменный, генераторный или их смеси).

До 1910 года коксовые печи отапливались коксовым газом, затем начали переводить печи на доменный газ из-за ряда его преимуществ, как технологических, так и экономических. Сейчас коксовый газ в 5 раз дороже, чем доменный.

Содержание влаги в сыром неочищенном доменном газе колеблется от 57 до 160 г/м³.

Изменение содержания водяных паров в доменном газе с температурой и влияние на теплотворную способность газа можно видеть на графике.

Т.о., чем ниже температура охлаждения доменного газа, тем меньше влажность, тем выше Q_n^p . Если температура выше 35 °С, то нужно быть очень внимательным, чтобы не понизить температуру в простенках ниже нормы. И, если нет возможности быстро снизить температуру газа, то надо переводить печи на коксовый газ.

Влияние влажности на калорийность относится к любому газу, но для доменного и генераторного газа эта особенность важна из-за относительно малой их калорийности.

В доменном газе очень нежелательной примесью является колошниковая пыль, содержание которой на выходе из доменной печи составляет 20 – 40 г/м³. Колошниковая пыль откладывается в газоздушных клапанах и регенераторах, что приводит к расстройству обогрева. Поэтому доменный газ нужно тщательно очищать от пыли, в соответствие с нормами она не должна превышать 0,01 г/м³.

Очистка производится как сухая в пылесадительных камерах и циклонах, так и мокрая в скрубберах. Затем газ пропускают через электрофильтр. Тем не менее, приходится производить периодическую очистку от пыли газоздушных клапанов и подовых каналов. Значительно реже приходится менять насадку регенераторов, особенно фасонную.

Нежелательной примесью коксового газа является сублимированный нафталин, который может отлагаться в газопроводах, уменьшая их сечение, поэтому приходится периодически пропаривать газопроводы.

В редких случаях для отопления коксовых печей используют генераторный газ, состав которого сильно колеблется в зависимости от вида сырья и дутья: CO₂ 3 – 6%; CO 26 – 31%; H₂ 11 – 19%; CH₄ 0 – 4%; N₂ 45 – 56%; O₂ 0,2 – 0,4%; $Q_n^p = 4600 – 6700$ кДж/м³.

9.2. СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ДАННЫЕ ОТОПЛЕНИЯ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ КОКСОВЫМ И ДОМЕННЫМ ГАЗОМ

При сгорании доменного газа образуется в 1,21 раза больше продуктов сгорания, чем при сжигании коксового газа на каждые 1000 Дж/м³ теплотворной способности (таблица 15). Если при этом учесть ещё большую плотность продуктов сгорания (для доменного газа – 1,42 кг/м³; для коксового – 1,22 кг/м³), то получается, что для отсоса продуктов сгорания доменного газа необходима, будет большая тяга, чем для продуктов сгорания коксового газа.

Расход доменного газа на коксование 1 тонны угольной шихты составляет в среднем 590 м³, а коксового составит примерно в 4 раза меньше, т.е. около 145 м³.

Таблица 15 – Сравнительные данные отопления коксовых печей коксовым и доменным газом

Показатель	Коксовый газ	Доменный газ
Q_n^p , кДж/м ³	18120	3875
Плотность, кг/м ³	0,45	1,32
Количество газа м ³ дают 1000 кДж	0,0552	0,258
Расход воздуха м ³ газа	5,47	0,88
Расход воздуха на 1000 кДж/м ³	0,302	0,227
Объем продуктов сгорания на 1000 кДж/м ³	0,341	0,456
Плотность продуктов сгорания, кг/м ³	1,21	1,4
Потери тепла с продуктами сгорания на 1000 кДж/м ³ , кДж	164,8	194,0

9.3. СКОРОСТЬ ГОРЕНИЯ ОТОПИТЕЛЬНЫХ ГАЗОВ

Скорость горения газов, определяющая количество выделяющегося тепла в единицу времени от сгорания единицы объема газа, влияет на температуру горения и равномерность прогрева коксового пирога по высоте камеры.

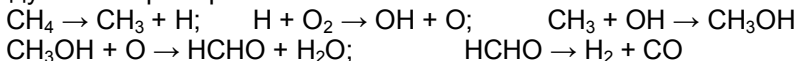
Скорость горения газа в вертикале зависит от многих факторов, главными из которых являются:

- 1.концентрация горючих компонентов и кислорода, т.е. состав газа;
- 2.условия смешения газа и воздуха;

3. от скорости реакции горения каждого компонента, зависящей в свою очередь от температуры, давления и константы скорости реакции (K).

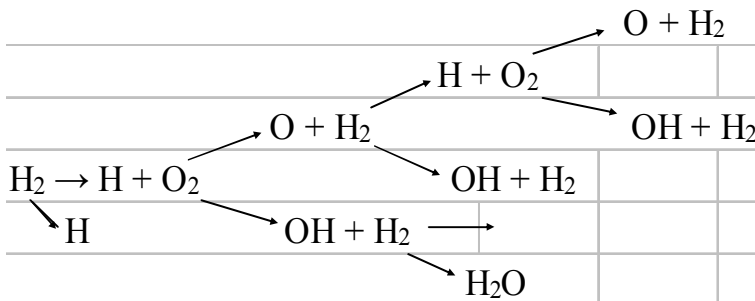
Константа скорости реакций горения различна для разных горючих компонентов. Основные горючие компоненты топлива CH_4 , CO , H_2 , C_mH_n .

Механизм **горения метана и углеводородов** объясняется теорией гидроксильяции, по которой углеводороды окисляются сначала до спиртов, затем до альдегидов, которые уже разлагаются на конечные продукты. Например:



Таким образом, горение идет через промежуточные реакции. Константа скорости этой реакции $K = k_0 \cdot e^{-E/RT}$. Поэтому при низких температурах горение CH_4 и C_mH_n протекает медленнее, чем горение H_2 .

Горение водорода протекает по схеме разветвленной цепной реакции, механизм которой можно представить следующим образом:



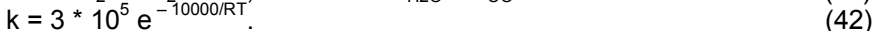
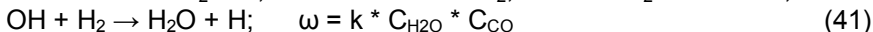
Скорость такой реакции определяется $\omega = k \cdot C_{\text{H}} \cdot C_{\text{O}_2}$

(40)

Энергичное горение водорода имеет место при $t > 850^\circ \text{C}$.

Механизм горения CO.

Абсолютно сухой CO не горит, но абсолютно сухого CO в газе не может быть, т.к. всегда есть водяные пары, которые дают толчок к горению: $\text{H} + \text{O}_2 \rightarrow \text{OH} + \text{O}$;



Константа скорости реакции с изменением температуры может меняться по-разному, поэтому горение газа при высоких температурах идет с различной скоростью: $\text{H}_2 - 1,6 \text{ м/с}$; $\text{CH}_4 - 0,28 \text{ м/с}$; $\text{CO} - 0,23 \text{ м/с}$.

Скорость горения экспериментально определяется в горелке с неполным предварительным смешением Бюэнзена, где первичный

воздух составляет 50 – 60%, а вторичный 40 – 50%. При сжигании газа образуется факел, состоящий из двух конусов: сине-голубого внутреннего и красно-оранжевого внешнего. Во внутреннем (зона кинетического горения) происходит подогрев смеси до $t_{\text{воспл}}$ и горение газа, смешанного с первичным воздухом в горелке. Догорание оставшегося газа в воздухе, диффундирующем через фронт пламени, происходит во внешнем конусе (зона диффузионного горения). Для определения скорости горения исходят из того, что при стационарном горении скорость горения на поверхности конуса равняется количеству подаваемого газа: $\omega_{\text{горен}} * F_{\text{конуса}} = V_{\text{газа}} = \omega_{\text{газа}} * F_{\text{горен}}$ (43)

$$\text{отсюда } \omega_{\text{горен}} = \omega_{\text{газа}} * F_{\text{горен}} / F_{\text{конуса}} \quad (44)$$

Таким образом, зная диаметр горелки и размеры внутреннего конуса по скорости газа можно рассчитать скорость горения газа. Скорость горения коксового газа в зависимости от его состава и температуры колеблется обычно от 1 до 2,5 м/с, доменного газа 0,17 – 0,3 м/с. Т.к. коксовый газ сгорает быстрее, то факел располагается в нижней части вертикала, что ухудшает равномерность прогрева коксовой камеры по высоте. Увеличение содержания инертных компонентов снижает скорость горения. Динамика горения газа определяется не только составом газа и соотношением газа и воздуха, но и условиями смешения их. Условия смешения зависят от гидродинамических условий, т.е. в конечном счете, от конструктивных особенностей печей: взаимное расположение, формы и размеров косых ходов и газовых горелок, рециркуляционных окон, рассекателей и регистров. Чем больше конструктивные элементы способствуют перемешиванию газа и воздуха, тем быстрее при одинаковом составе газа и α сгорит газ. И наоборот, если мы заинтересованы в уменьшении скорости горения для вытягивания факела необходимо уменьшать перемешивание газа и воздуха. С этой целью совершенствуется конструкция ввода газа и воздуха: ставятся рассекатели, уравнивается скорость газа и воздуха на входе в вертикал, устраняется острый угол (в печах ПК и ПВР) встречи газа и воздуха и т.д.

9.4. КОЭФФИЦИЕНТ ИЗБЫТКА ВОЗДУХА ПРИ ОБОГРЕВЕ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Горелки коксовых печей независимо от их типов по степени смешения топлива и воздуха относятся к горелкам без предварительного смешения топлива и воздуха. От коэффициента избытка воздуха зависит полнота сгорания отопительного газа. В качестве отопительного газа наиболее часто используется доменный газ или коксовый газ или их смеси. Коэффициент избытка воздуха для доменного газа обычно составляет в подобных горелках 1,05 – 1,1, а для коксового газа 1,15 – 1,25. Однако учитывая рециркуляцию продуктов горения и

условия смешения газов и воздуха, как правило в простенках коксовых печей коэффициент избытка воздуха как минимум 1,3 и может доходить до 1,6.

Для надёжной корректировки значений коэффициента избытка воздуха необходимо регулярно отбирать продукты горения перед их выходом в боров. По результатам анализа их состава на наличие горючих газов производится регулирование подачи воздуха в простенок. Однако надо помнить, что разовое появление горючих газов в продуктах ещё не свидетельствует о недостатке воздуха для полного сжигания газа. Необходим систематический мониторинг состава продуктов желательного ежесменного. Только так возможно добиться точного регулирования подачи воздуха. Регулирование должно производиться газовщиком в присутствии мастера по обогреву или с его ведома. Самовольное изменение коэффициента избытка воздуха недопустимо не только по причине возможных проблем с гидравликой печей, но и по причине безопасности.

9.5. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В КОКСОВЫХ ПЕЧАХ

Передача тепла от горячего источника к холодному может быть осуществлена тремя способами: теплопроводностью, т.е. при непосредственном контакте между частицами, конвекцией в результате перемешивания или перемещения теплоносителей и тепловой радиацией без непосредственного соприкосновения электромагнитными волнами. В коксовых печах теплопередача осуществляется всеми тремя способами. Сгорающий в обогревательных каналах отопительный газ передает тепло поверхности стен, обращенной к пламени путем тепловой радиации и конвекции. Нагретая поверхность стен передает тепло внутрь кладки путем теплопроводности. Поверхность стены, обращенная внутрь камеры, передает тепло угольной загрузке до усадки шихты теплопроводностью, после усадки тепловой радиацией. Передача тепла в угольной загрузке происходит теплопроводностью и конвекцией от паров воды и газов.

Нагрев насадки регенератора на нисходящем потоке и отдача тепла восходящему потоку воздуха и бедного газа, также отдача тепла в окружающее пространство осуществляется путем тепловой радиации и конвекции.

9.5.1. Передача тепла от горящего газа стенкам вертикала

Общее количество тепла, передаваемое от горящего газа к стенке можно записать:

$$Q_{\text{общ}} = Q_{\text{луч}} + Q_{\text{конв}} \quad (50)$$

$$Q_{\text{луч}} = q_{\text{луч}} * F * t \quad \text{и} \quad Q_{\text{конв}} = q_{\text{конв}} * F * t \quad (51)$$

$$Q_{\text{общ}} = (q_{\text{луч}} + q_{\text{конв}}) * F * t, \quad \text{кДж}, \quad (52)$$

где $q_{\text{луч}}$ – количество тепла, передаваемого тепловой радиацией 1 м^2 в секунду;

$q_{\text{конв}}$ – количество тепла, передаваемого конвекцией 1 м^2 в секунду.

$$q_{\text{луч}} = 5,768 * (\epsilon_r / \epsilon_c * (T_r / 100)^4 - (T_c / 100)^4) / (1 / \epsilon_r + 1 / \epsilon - 1), \quad (53)$$

где ϵ – степень черноты стенок (для кирпичных стенок 0,8);

ϵ_r – суммарная степень черноты газов при T_r ;

ϵ_c – суммарная степень черноты стенок при T_c ;

5,768 – коэффициент излучения абсолютно черного тела,

Вт/($\text{м}^2 \text{ К}$).

Значительной лучеиспускательной способностью обладают углеводороды, причем лучеиспускание тем выше, чем сложнее молекула углеводорода. Но по мере сгорания их роль прогрессивно уменьшается. Двухатомные газы O_2 и N_2 не поглощают и не излучают тепловых лучей. Тепло от этих газов передается только конвекцией. Из продуктов сгорания лучеиспусканием обладают только CO_2 , H_2O , SO_2 и SO_3 , т.к. двух последних в продуктах сгорания мало, то учитывают обычно CO_2 и H_2O . Окись углерода обладает незначительным лучеиспусканием.

Степень черноты газов называют количество энергии, поглощенной газом отнесенной ко всему количеству лучистой энергии, направленной на газовый объем. Степень черноты газов зависит от степени поглощения ими тепловых волн, т.е. от температуры, парциального давления CO_2 и H_2O в смеси и средней эффективной длины лучей: $S_{\text{эфф}} = \eta_r * 4 * V / F$, (54)

где V – объем, заполненный газом, м^3 ;

F – площадь всех стен, м^2 ;

η_r – коэффициент, характеризующий долю излучения достигающего стен (определяется по графикам).

Для каналов $S_{\text{эфф}} = \eta_r * d$, (55)

где d – гидравлический диаметр, м.

$d_{\text{гидр}} = 4 * F' / \Pi$, (56)

где F' – площадь поперечного сечения канала, м^2 ;

Π – периметр канала, м.

Эффективная длина лучей зависит от формы канала, по которому движутся газы. Вертикалы коксовых печей можно уподобить длинному цилиндру диаметром, равным ширине канала. Для данного случая $S_{\text{эфф}} = 0,9 * d_{\text{гидр}}$ (57)

Таким образом, степень черноты газов $\epsilon_r = \epsilon_{\text{CO}_2} + k * \epsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ (58)

При этом $\epsilon_{\text{CO}_2} = \rho_{\text{CO}_2} * S_{\text{эфф}}$ и $\epsilon_{\text{H}_2\text{O}} = \rho_{\text{H}_2\text{O}} * S_{\text{эфф}}$ (59)

Поправочный коэффициент k определяется по графику зависимости ϵ_{H_2O} и $S_{эфф}$.

Конвективный тепловой поток определяется

$$q_{конв} = \alpha_k \cdot (t_1 - t_2) \cdot F, \quad (60)$$

где α_k – коэффициент теплоотдачи конвекцией, Вт/(м² К).

t_1 и t_2 – температуры дымовых газов и стенки вертикала, °С.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией зависит от скорости, температуры и формы потока, а также меняется в зависимости от критерия Re .

Скорость потока приводится к расчетной

$$w_0 = w \cdot 273 / (t + 273) \quad (61)$$

Для движения воздуха внутри каналов α_k может быть приближенно определено $\alpha_k = 4,42 \cdot w_0^{0,75} / d^{0,25}_{гидр}$. (62)

В отдельных случаях следует пользоваться более точными формулами, в которых учитывается температура нагрева:

для воздуха и продуктов горения

$$\alpha_k = (4,13 + 0,233 \cdot t / 100 - 0,0077 \cdot (t / 100)^2) \cdot w_0^{0,75} / d^{0,25}_{гидр}. \quad (63)$$

для коксового газа

$$\alpha_k = (5,75 + 0,58 \cdot t / 100 - 0,028 \cdot (t / 100)^2) \cdot w_0^{0,75} / d^{0,25}_{гидр} \quad (64)$$

где t – температура газа, °С.

Для кладки в шахматном порядке, имеющем место в регенераторах

$$\alpha_k = 10,002 \cdot w_0^{0,75} / d^{0,25}_{гидр} \cdot \sqrt{(T / 1000)}, \quad (65)$$

где T – абсолютная температура газа, К.

$$\text{Для фасонной насадки } \alpha_k = (1,1185 + 0,2471 \cdot w_0 / d^{0,6}_{гидр}) \cdot T^{0,25}. \quad (66)$$

Из приведенных формул видно, что при высоких температурах доля тепла, передаваемого от факела к стенам путем радиации выше, чем путем конвекции. Расчеты показывают, что доля радиации 80 %, а конвекции 20 %.

Часто формулу (52) записывают следующим образом

$$Q = (\alpha_k + \alpha_n) \cdot (t_r - t_c) \cdot F \cdot T \quad (67)$$

Для условий вертикала коксовых печей $\alpha_k = 11,63 - 34,89$ Вт/(м² К), $\alpha_n = 81,41 - 98,86$ Вт/(м² К).

Состав при $\alpha = 1,15$ продуктов сгорания: коксовый газ $H_2O = 22,19$; $CO_2 = 6,63$; сумма 28,82; доменный газ $H_2O = 3,89$; $CO_2 = 22,7$; сумма 26,59.

Так как, степень черноты у CO_2 меньше, чем у H_2O , то при сгорании коксового газа будет преобладать радиационная составляющая, а при сжигании доменного газа будет преобладать конвективная составляющая. Способствовать этому будет и то, что продуктов сгорания доменного газа больше, а значит и скорость их движения будет выше.

При увеличении α увеличиваются продукты сгорания за счет роста объемов O_2 и N_2 и следовательно конвективная составляющая будет нарастать.

9.5.2. Теплопередача через стенку вертикала

Происходит путем теплопроводности. Количество передаваемого тепла зависит от разницы температур по сторонам стенки Δt , от размера стенки, формы и свойств материала.

При стационарном потоке $Q = \lambda F dt/ds$, Вт (68)

Для плоской стенки $Q = \lambda F (t_1 - t_2)/s \cdot t$, Вт, (69)

где λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м²К);

F – поверхность стенки, м²;

s – толщина стенки, м;

t_1 – температура одной стороны стенки, °С;

t_2 – температура другой стороны стенки, °С

Уравнения зависимости λ динаса и шамота от температуры:

$$\lambda_{\text{динаса}} = 1,105 + 0,00063 \cdot t \quad (70)$$

$$\lambda_{\text{шамот}} = 0,6397 + 0,00052 \cdot t \quad (71)$$

На передачу тепла единицей поверхности стенки влияет температура вертикала, толщина и коэффициент теплопроводности разделительной стенки, а также температура стенки внутри камеры коксования. Расчеты усложняются тем, что температура стенки внутри камеры коксования не остается постоянной и изменяется входе периода коксования: сначала резко снижается из-за влияния холодной шихты, затем поднимается по мере прогрева шихты. Температура вертикала колеблется незначительно. Т.о., за период коксования поток тепла через стенку меняется: в первый период стенка передает тепла больше, т.к. больше Δt , а во второй период меньше. Кроме того, за счет большой отдачи тепла в первый период, стенка получает тепла меньше, чем во втором периоде, где она отдает тепла меньше, чем его получает. Стенка начинает аккумулировать тепло. Это усложняет расчет теплопередачи через стенку, т.е. имеет место неустановившийся поток.

Отсюда следует, что большую роль играет масса кладки, т.е. толщина стенки. Если она мала, то снижение температуры со стороны камеры будет столь велико, что приведет к тепловой деформации кирпичей. При большой толщине кирпича велика, будет его тепловая инерция, что нецелесообразно с точки зрения эксплуатации. Расчеты в этом случае усложняются и лучше их производить совместно с расчетом теплопередачи внутри угольной загрузки.

Коэффициент теплопроводности зависит от материала и температуры таблица 16.

Таблица 16 – Зависимость коэффициента теплопроводности от материала и температуры, Вт/м*К

$t, ^\circ\text{C}$	Динас	Шамот
100	0,55	0,546
300	0,74	0,64
500	0,93	0,72
700	1,12	0,81
800	1,2	0,86
900	1,29	0,91
950	1,34	0,93
1000	1,38	0,95
1050	1,43	0,98
1100	1,48	1,00
1150	1,52	1,02
1200	1,57	1,05
1250	1,62	1,07
1300	1,66	1,09
1350	1,73	1,13

9.5.3. Расчет температуры в контрольных вертикалах коксовых печей

9.5.3.1. Взаимосвязь температуры в вертикалах с периодом коксования и с температурой кокса перед выдачей

Температура кладки отопительных простенков и температура угольной загрузки непрерывно меняются в процессе коксования. Температура простенков со стороны отопительных каналов изменяется в периоды между кантовками и незначительно зависит от стадии процесса коксообразования в камерах, примыкающих к данному простенку.

На восходящем потоке во время горения газа температура возрастает, достигая максимума, а после реверсии, когда через вертикалы отводятся продукты горения, снижается.

Вначале это снижение происходит более резко, а затем замедляется, приближаясь к прямолинейному характеру изменения. Разность между максимальной и минимальной температурами кладки в отопительных каналах составляет порядка $60\text{ }^\circ\text{C}$. В производственных условиях регулярно контролируется максимальная температура в вертикалах, в то время как процесс коксообразования определяет средняя между кантовками температура кладки, которая составляет $1300 - 1320\text{ }^\circ\text{C}$.

Температура простенка со стороны камеры t_c в процессе коксования подвергается значительному изменению. В первые 1 - 2 часа с момента загрузки шихты количество отнимаемого у кладки тепла

особенно велико. Оно гораздо больше подводимого тепла, и в соответствии с этим температура t_c после загрузки резко падает, понижаясь с 1100 до 700 – 750 °С. Затем происходит медленный подъем температуры, которая к концу коксования достигает первоначальной величины.

Наиболее быстрый подъем температуры, и наибольшая скорость коксования имеют место в слоях шихты, прилегающих к стенке камеры, и замедленная - в осевой плоскости загрузки. Характерно, что влага, перемещаясь и конденсируясь во внутренних слоях шихты, создает значительный подпор тепловому потоку, в результате чего температура на оси камеры t_n в течение 8 - 9 часов держится на уровне 100 °С. Промежуточные слои загрузки по скорости нагрева занимают среднее положение.

Частный случай общей задачи (задачи расчета переменной во времени и по ширине камеры угольной загрузки для всего процесса) - это нахождение взаимосвязи между температурой в вертикалах, периодом коксования и температурой в осевой плоскости коксового пирога только для конца процесса коксования, т.е. перед выдачей готового кокса, может быть решен и имеет удовлетворительное математическое описание.

9.5.3.2. Процесс нагрева плоской плиты

Уподобим угольную загрузку однородной плоской плите, длина и высота, которой весьма велики по сравнению с ее толщиной. Так как нагрев шихты в камерах коксовых печей происходит с 2-х сторон и является симметричным, достаточно рассмотреть только половину загрузки с толщиной "b" равной половине ширины камеры (рисунок 16).

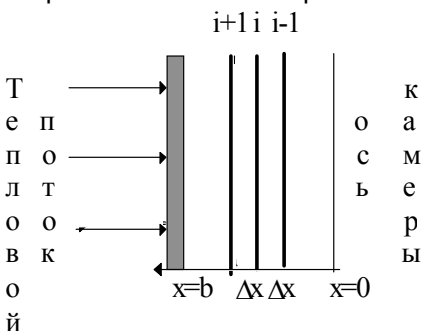


Рисунок 16 - Схема нагрева угольной загрузки.

Процесс нагрева плиты, помещенной в среду с более высокой температурой, определяется законами нагрева Ньютона и Фурье. Величина теплового потока Q , возникающего в теле вследствие тепло-

проводности при некоторой разности температур между его отдельными точками, вычисляется по закону Фурье.

$$Q = \lambda * F * \tau * (T_1 - T_2) / b, \text{ кДж.} \quad (72)$$

В приведенной форме это уравнение теплопроводности плиты при установившемся тепловом потоке.

где λ - коэффициент теплопроводности материала плиты, кДж/м*ч*град;

F - поверхность, через которую проходит тепловой поток м²;

τ - время в часах;

b - толщина плиты, м;

T₁ и T₂ - температуры поверхностей плиты (T₁ > T₂), ° С.

С помощью плоскостей i-1, i и i+1 выделим в загрузке - плите два элементарных слоя толщиной "Δx" каждый. На рисунке 16 видно, что возрастание линейной координаты "x" направлено против потока тепла, поэтому на оси камеры $x = 0$, а у стенки $x = b$.

Через первый слой за время Δτ по закону Фурье проходит количество тепла, равное $\lambda_i * F * \Delta \tau * (T_{(i+1)} - T_i) / \Delta x$, а через второй слой - $\lambda_{(i-1)} * F * \Delta \tau * (T_i - T_{(i-1)}) / \Delta x$, кДж. Разность этих количеств тепла израсходовалась на нагрев первого слоя и увеличила его теплоту на величину $F * \Delta x * \rho * c * \Delta T$, кДж, где $F * \Delta x$ - объем (м³), ρ и с - плотность (кг/м³) и теплоемкость (кДж/кг*град.) слоя, а ΔT-температура, на которую нагрет рассматриваемый элементарный слой.

Из сказанного следует, что

$$\lambda_{(i+1)} * F * \Delta t * \frac{T_{(i+1)} - T_i}{\Delta x} - \lambda_i * F * \Delta t * \frac{T_i - T_{(i-1)}}{\Delta x} = F * \Delta x * \rho * c * \Delta T \quad (73)$$

После некоторых преобразований получаем

$$\frac{\Delta T}{T_{(i+1)} - 2 * T_i + T_{(i-1)}} = \lambda \rho * c * \frac{\Delta \tau}{(\Delta x)^2} \quad (74)$$

В этом уравнении $\lambda \rho * c = a$ - коэффициент температуропроводности материала загрузки. "a" (м²/ч) характеризует теплофизические свойства тела. При прочих равных условиях быстрее нагреется или охладится то тело, "a" которого больше.

Безразмерный комплекс в правой части уравнения представляет собой критерий нагрева Фурье. $Fo = a * \tau / b^2$. В дифференциальной форме это уравнение имеет вид:

$$dT/d\tau = a \cdot \partial^2 T / \partial x^2. \quad (75)$$

Данное уравнение записано в частных производных, так как температура внутри плиты является функцией 2-х переменных - времени и положения точки. Оно определяет закон распространения тепла только внутри плиты и притом в самой общей форме без учета свойств окружающей среды.

Для решения уравнения зададим конкретные граничные условия, которые необходимы для нахождения постоянных интегрирования.

1 граничное условие: На наружной поверхности плиты ($x = b$) тепловой поток из среды равен тепловому потоку вглубь плиты.

Тепловое взаимодействие плиты с окружающей средой определяется законом Ньютона

$$Q = \alpha \cdot F \cdot \tau \cdot (T_0 - T_c), \text{ кДж}, \quad (76)$$

где: α - коэффициент теплоотдачи, кДж/м²*ч*град,
 F - поверхность теплообмена, м²;

τ - время в часах;

T_0, T_c - температуры окружающей среды и поверхности плиты, °C.

Из 1-го условия имеем

$$\alpha \cdot F \cdot \tau \cdot (T_0 - T_c) = \frac{\lambda \cdot F \cdot \tau \cdot (T_c - T_n)}{b}, \quad (77)$$

где T_n - температура в осевой плоскости загрузки ($x = 0$), °C.

Из этого уравнения имеем :

$$T_0 - T_n \quad \alpha \cdot b \quad \frac{\lambda \cdot F \cdot \tau \cdot (T_c - T_n)}{b} = \frac{\alpha \cdot F \cdot \tau \cdot (T_0 - T_c)}{\lambda}. \quad (78)$$

$\alpha \cdot b / \lambda = Bi$ - критерий наружных условий нагрева плиты, критерий Био

2 граничное условие: Ввиду симметричности нагрева угольной загрузки тепловой поток в осевой плоскости равен 0, так как при $x = 0 \quad d\tau/dx = 0$.

3 граничные условия: Начальная температура во всех точках плиты одинакова и равна температуре загружаемой шихты, т. е. при $\tau = 0, T = T_{ш}$.

Решение исходного дифференциального уравнения с учетом граничных условий приводит к бесконечному ряду

$$T(x, \tau) = T_0 * [1 - \sum A_n * e^{(-m_n^2 * Fo)} * \cos m_n * x/b] + T_{ш} * \sum A_n * e^{(-m_n^2 * Fo)} * \cos m_n * x/b. \quad (79)$$

Таким образом, если плита с начальной температурой $T_{ш}$ помещена в среду с более высокой и постоянной температурой T_0 , то температура в любой точке нагрева определяется этим рядом, где A и m - коэффициенты, представляющие собой характеристические корни дифференциального уравнения, зависящие от критерия Bi .

$$m_1 = 0,8710582 + 0,6519167 * \log x \quad (80)$$

$$A_1 = 1,12266 + 0,1748353 * \log x \quad (81)$$

Уравнение

$$T(x, \tau) = T_0 - \sum A_n * e^{(-m_n^2 * Fo)} * \cos m_n * x/b * [T_0 - T_{ш}], \quad (82)$$

может быть использовано для расчета периода коксования и для расчета температуры в вертикалах.

Заменяем условно окружающую среду, в которой нагревалась плита, стенкой, разделяющей камеру и вертикалы; обозначим $T_0 = T_в$ и выразим процесс теплоотдачи посредством теплопроводности. Тогда

$$\lambda_1 / b_1 \text{ и } Bi = \alpha * b / \lambda = \lambda_1 * b / b_1 * \alpha, \quad (83)$$

где λ_1 - коэффициент теплопроводности динасовой кладки, равный 1,5 кДж/м*ч *град;

b_1 - толщина стенки, составляющая 105 мм.

Опираясь на свойства рядов, содержащих экспоненциальную функцию, записываем уравнение для расчета температуры для осевой плоскости коксового пирога, где $x = 0$ и $\cos m * (x/b) = 1$;

$$T_n = T_в - A_1 * e^{(-m_1^2 * Fo)} * [T_в - T_{ш}] \quad (84)$$

Коэффициенты температуропроводности и теплопроводности загрузки "а" и λ , необходимые для нахождения Fo и Bi , не являются постоянными и значительно меняются в процессе коксования.

По практическим данным:

$$a = 19,46015 - 0,03592582 * T_n + 5,046259 * E-05 * T_n^2; \quad (85)$$

$$\lambda = 42,79921 - 0,08752733 \cdot T_n + 4,871335 \cdot E - 0,05 \cdot T_n^2. \quad (86)$$

Уравнение (84) определяет взаимосвязь между 3-мя характеристическими для работы коксовых печей величинами $[T_n, T_b, \tau]$, каждая из которых может быть вычислена по заданным двум остальным:

T_n - температура в осевой плоскости готового коксового пирога перед выдачей, $^{\circ}\text{C}$;

T_b - температура в вертикалах - средняя между кантовками и средняя по длине простенка, определяющая процесс коксования, $^{\circ}\text{C}$;

τ - время нагрева, входящее в критерий Фурье, на 0,25 часа меньше периода коксования.

По данному алгоритму расчёта температуры отопительных каналов составлена программа расчёта, которая была реализована на ЭВМ с вводом и по которой считается температура отопительных каналов по заданному периоду коксования.

9.5.4. Расчет продолжительности коксования

Сложность учета всех факторов, определяющих теплопередачу в коксовых печах, привела к появлению многих эмпирических формул для определения периода коксования.

По графической зависимости Литтершайдта

$$\tau = (4 \cdot b)^2 \cdot t_{ц} / (a \cdot t_c) \quad (87)$$

Величина b определяется как половина ширины камеры (мм). Величина a определена Литтершайдтом путем обобщения большого количества измерений в разных печах. Однако эта величина представлена в конечной формуле (87) как зависящая только от температуры в вертикале без учета толщины стен. Поэтому, как и в других формулах, при одинаковой температуре в обогревательных каналах период коксования находится в квадратичной зависимости от ширины камеры:

$$\tau_1 / \tau_2 = b_1^2 / b_2^2 \quad (88)$$

Б.И.Кустов и Э.М. Израэлит приняли за основу аналогичную зависимость

$$\tau = (b + s)^2 / a \cdot f(t_{ц} / t_c), \quad (89)$$

где s – толщина стенки, мм.

По опытным данным ими была рассчитана величина a и построена кривая зависимости $t_{ц} / t_c$ от критерия Фурье Fo .

Для углей Карагандинского и Кузнецкого бассейнов требуется поддерживать температуру в отопительной системе на 30 – 40 $^{\circ}\text{C}$ выше, чем для углей Донецкого бассейна, т.к. Кузнецкие и Карагандин-

ские угли характеризуются меньшей средней условной теплопроводностью.

По поводу влияния толщины стенки Вирозуб дает формулу

$$\tau_1 / \tau_2 = (b_1 + s)^2 / (b_2 + s)^2 \quad (90)$$

При одном и том же периоде коксования температура в отопительных каналах повышается на $2,5 - 3^0$ С на каждый 1 мм утолщения стен в зависимости от конечной температуры перед выдачей.

При одинаковой температуре в обогревательных каналах продолжительность коксования изменяется на 5,4 – 6,5 мин. на каждые 1 мм изменения толщины стенки.

Влияние толщины стенки на условия прогрева характеризуются тем, что чем толще стенка, тем период коксования все в меньшей степени зависит от ширины камеры и наоборот. В пределе при толщине стенки 0 мм, критерий $Bi = \infty$, характеристические корни становятся постоянными, и уравнение периода коксования решается таким образом, что период коксования находится в квадратичной зависимости от ширины камеры.

Влияние ширины камеры на период коксования при одинаковой температуре в отопительных каналах и одинаковой готовности кокса можно определить по уравнению, решая его методом разделения переменных:

$$(t_c - t_0) / (t_c - t_0) = 1 - A_1 * e^{-\mu_i F_0}, \quad (91)$$

где A_i и μ_i – характеристические корни дифференциального уравнения, определяющиеся по безразмерному критерию Bi .

t_0 – температура окружающей среды, 0 С.

Приравнивая правые части уравнений для ширины камеры с машинной и коксовой стороны: $A_M * e^{-\mu_M F_{0M}} = A_K * e^{-\mu_K F_{0K}}$ (92)

$$\text{Откуда } F_{0M} = \mu_K^2 * F_{0K} + \ln(A_M / A_K) / \mu_M^2 \quad (93)$$

Величина $\ln(A_M / A_K)$ обычно мала и ей можно пренебречь при практических расчетах, тогда $F_{0M} / F_{0K} = \mu_K^2 / \mu_M^2$ (94)

Подставив в формулу (94) критерий $F_0 = a * \tau / b^2$, получим

$$\tau_1 / \tau_2 = b_M^2 / b_K^2 * \mu_K^2 / \mu_M^2 \quad (95)$$

$$\text{На практике } \mu_K^2 / \mu_M^2 = 1 \text{ и тогда получаем } \tau_1 / \tau_2 = b_M^2 / b_K^2, \quad (96)$$

т.е. практически то же, что и формула (88).

Для удобства пользования уравнением (96) изменения a представлены графически в зависимости от температуры готового кокса в осевой плоскости коксового пирога и для безразмерной величины $(t_c - t_0) / (t_c - t_0)$ в зависимости от критерия F_0 . Зависимость дана в справочнике коксохимика для толщины стен 105 мм.

На практике параметры, определяющие расчетный период коксования неодинаковы и меняются в зависимости от свойств шихты, плотности и влажности.

Не учитывая толщину стенки формула (90):

$$t_1 / t_2 = (b_1/b_2)^n \quad (97)$$

п выбирается на основании опытных данных таблица 17.

Таблица 17 – Выбор показателя степени п в формуле (97)

t вертикала, °С	Показатель п при t в осевой плоскости		
	900	1000	1100
1370	1,66	1,6	1,5
1470	1,66	1,57	1,405

Б.И.Кустов предлагает показатель п в формуле (97)

$$n = 1,1 * t_0 / t_k \quad (98)$$

Так как ширина печи разная, то на коксовой стороне нужно держать температуру выше, чем на машинной стороне, чтобы кокс поспевал в одно и тоже время, т.к. период коксования с разных сторон разный. Практически разность температур с коксовой и машинной сторон поддерживают 40 – 60 °С. Чем выше температура коксования, тем меньше должна быть эта разность температур.

С использованием ЭВМ были рассчитаны периоды коксования для различных условий. Определялось влияние на период коксования толщины стенки, температуры поверхности стенки вертикала, ширины камеры и влажности шихты.

Установлено, что значительное влияние оказывает толщина стенки, которая имеет большое тепловое сопротивление. Уменьшение толщины стенки камеры со 105 мм до 70 мм обеспечивает сокращение продолжительности коксования примерно на 20 %.

Связь между шириной камеры и периодом коксования имеет показатель степени $n = 1,42 - 1,52$, что подтверждает данные других исследователей. Получено. Что каждый процент влаги увеличивает период коксования на 6 – 7 минут.

Зависимость температуры в вертикалах коксовых печей от периода коксования дана на рисунке 17.

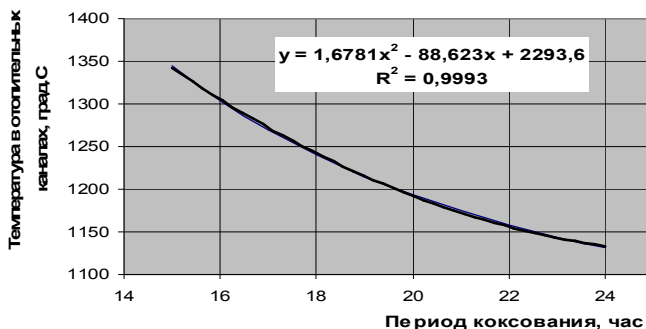


Рисунок 17 – Зависимость температуры в вертикалах коксовых печей от периода коксования

9.6. ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ БАЛАНС КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

9.6.1. Энергетический (тепловой) баланс коксовых печей

Тепловые балансы в зависимости от поставленной цели составляются для характеристики процесса коксования, оценки конструкции печей в целом или ее отдельных элементов, например, регенераторов, обогревательных каналов и других элементов, а также для определения расхода тепла на коксование и соответственно расхода отопительного газа на обогрев печей. При составлении теплового баланса проектируемых коксовых печей необходимо предварительно знать тепловой эффект процесса коксования данного угля или шихты и материальный баланс продуктов коксования. Кроме того, рассчитать по температурным параметрам процесса и конструктивным узлам все виды тепловых потерь и установить потребность в тепле на коксование. Составление и анализ тепловых балансов действующих печей является основой для оценки и совершенствования их обогрева, определения к.п.д., повышения экономичности процесса путём снижения расхода тепла на коксование. Тепловой баланс, как и материальный, составляется на 1000 кг коксуемой влажной угольной шихты на основе определения горения отопительного газа, энтальпии исходных веществ и конечных продуктов процесса коксования с использованием данных материального баланса.

Исходными данными для расчета теплового баланса являются следующие показатели:

- Полезный объем камеры, м³
 - Число печей в батарее, шт
 - Толщина перекрытия печей, мм
 - Разовая загрузка влажной шихты, кг/печь
 - Оборот печей, ч
 - Температура отопительных каналов, °С
 - Температура отходящих продуктов горения, °С
 - Температура отопительного газа, °С
 - Температура воздуха, поступающего для горения, °С
 - Зольность шихты и влажность шихты, %
 - Средняя температура кокса перед выдачей из камеры, °С
 - Средняя температура газов в стояках, °С
- Выход:
- сухого коксового газа, м³/т влажной шихты
 - смолы, кг/т влажной шихты
 - аммиака, кг/т влажной шихты
 - бензола, кг/т влажной шихты

пирогенетической влаги от влажной шихты, кг/т влажной шихты

Температура окружающего воздуха, °С

Температура в тоннелях коксовых печей, °С

Температура поверхности, °С:

кладки перекрытия камеры и кладки над простенком

крышек загрузочных люков

крышек смотровых лючков отопительных каналов

дверей коксовых печей и их рам

анкерных колонн над площадкой и под площадкой

зеркала регенераторов и их кладки

кладки корнюрной зоны

Объемный состав отопительного газа, %

Выход валового кокса от влажной шихты, %

Выход летучих веществ от кокса, %

Зольность кокса, %

Объем влажного воздуха, м³

Объем влажных продуктов горения, м³

Состав продуктов горения, %

Примерный тепловой баланс коксовых печей представлен в таблице 18.

Таблица 18 – Тепловой баланс коксовых печей

Приход тепла			Расход тепла		
Статья	МДж/т угля	%	Статья	МДж/т угля	%
Теплота сгорания отопительного газа	2798,5	97,72	Теплота нагрева кокса	1082,5	37,80
Энтальпия отопительного газа	10,8	0,38	Теплота нагрева коксового газа	437,3	15,27
Энтальпия воздуха	26,2	0,91	Теплота нагрева паров смолы	61,0	2,13
Энтальпия угольной шихты	28,3	0,99	Теплота нагрева паров сырого бензола	24,1	0,84
			Теплота нагрева паров аммиака	7,2	0,25
			Теплота нагрева сероводорода	2,1	0,07
			Теплота нагрева паров воды	493,3	17,22
			Потери тепла с продуктами горения	462,6	16,15
			Потери тепла в окружающую среду	293,7	10,26
Итого	2863,8	100,00		2863,8	100,00

9.6.2. Расчеты горения топлива

9.6.2.1. Теплота сгорания топлива

Одной из основных характеристик любого вида топлива является **теплота сгорания** этого топлива, т.е. то количество теплоты, которое может быть получено при полном сгорании единицы массы или объема топлива. Полным сгоранием называется такое, при котором горючие компоненты **C**, **H** и **S** полностью окисляются кислородом. Теплоту сгорания твердого и жидкого топлив относят к одному килограмму, а газового - к одному кубическому метру при нормальных условиях.

Различают теплоту сгорания топлива **высшую** $Q_{в}^P$ и **низшую** $Q_{н}^P$. Различие между ними состоит в том, что в высшую теплоту сгорания топлива входит количество теплоты, которое может быть выделено при конденсации водяных паров, находящихся в продуктах сгорания топлива, а в низшую теплоту сгорания это количество теплоты не входит.

Водяные пары в дымовых газах образуются за счет испарения влаги самого топлива, при сгорании водорода, находящегося в топливе, и влаги, входящей в состав воздуха, который используют в качестве окислителя горючих компонентов топлива.

Теплота конденсации одного килограмма водяного пара при атмосферном давлении составляет примерно 2500 кДж/кг. Количество водяных паров в рабочем топливе равно $W^P/100$. При сгорании одного килограмма водорода получается девять килограмм водяных паров ($H_2 + 0,5 O_2 = H_2O$). Следовательно, теплоту конденсации водяных паров определяют из формулы

$$2500 \left(\frac{W^P}{100} + 9 \frac{H^P}{100} \right) = 25 W^P + 225 H^P \quad (99)$$

тогда

$$Q_{н}^P = Q_{в}^P - 225 H^P - 25 W^P = Q_{в}^P - 25 (9H^P + W^P) \quad (100)$$

Теплоту сгорания сухого газа определяют по объемному составу, в процентах, и известной теплоте сгорания компонентов равной тепловым эффектам реакций их взаимодействия с кислородом, приведенных в таблице 19.

Таблица 19 - Тепловые эффекты реакций окисления

Реакция	Тепловой эффект реакции, МДж/м ³
$H_2 + 0,5 O_2 = H_2O$	10,797
$CO + 0,5 O_2 = CO_2$	12,637
$CH_4 + 2 O_2 = CO_2 + 2 H_2O$	35,858
$C_2H_4 + 3 O_2 = 2 CO_2 + 2 H_2O$	59,1
$C_2H_6 + 3,5 O_2 = 2 CO_2 + 3 H_2O$	63,835
$C_3H_8 + 5 O_2 = 3 CO_2 + 4 H_2O$	91,350
$C_4H_{10} + 6,5 O_2 = 4 CO_2 + 5 H_2O$	118,766
$C_5H_{12} + 8 O_2 = 5 CO_2 + 6 H_2O$	146,231
$H_2S + 1,5 O_2 = H_2O + SO_2$	23,187

Низшая теплота сгорания, кДж/м³, составит

$$Q_n^p = 358,58 CH_4 + 591 C_2H_4 + 638,35 C_2H_6 + 913,5 C_3H_8 + 118,77 C_4H_{10} + 146,23 C_5H_{12} + 126,37 CO + 107,97 H_2 + 231,87 H_2S \quad (101)$$

где состав газа в процентах.

Если в состав газа входят неизвестные углеводородные компоненты (при условии, что содержание метана известно), то сумму углеводородов условно принимают как содержание этилена C_2H_4 и теплоту сгорания рассчитывают по формуле, аналогичной вышеприведенному уравнению. Для сравнения различных видов топлива по их тепловому эффекту и облегчения планирования топливных ресурсов введено понятие об **условном топливе**, теплота сгорания которого принята равной 29300 кДж/кг(м³). Отношение Q_n^p данного топлива к Q условного топлива называется **топливным эквивалентом**, обозначаемым буквой \mathcal{E} . Тогда для пересчета расхода натурального V_n в условное $V_{ут}$ достаточно величину V_n умножить на \mathcal{E} , т.е.

$$V_{ут} = V_n * \mathcal{E} = V_n * Q_n^p / Q_{ут} \quad (102)$$

9.6.2.2. Материальный баланс горения топлива

Материальный баланс горения различных видов топлива составляется для определения **расхода воздуха**, идущего на горение, а также для определения **количества продуктов сгорания**, образующихся в результате горения топлива. Горючие вещества топлива взаимодействуют с кислородом воздуха в определенном количественном соотношении. Расход кислорода и количество получающихся продуктов сгорания рассчитывают по стехиометрическим уравнениям горения, которые записывают для одного киломоля каждой горючей составляющей.

9.6.2.2.1. Определение расхода воздуха

Для газообразного топлива расход V_0 определяют, исходя из объемных долей горючих компонентов, входящих в состав газа, с использованием стехиометрических реакций, приведенных в таблице 19.

Теоретическое количество воздуха, $\text{м}^3/\text{м}^3$ топлива, необходимого для сжигания газа, определяют по формуле

$$V_0 = 0,0476 [0,5 (\text{CO} + \text{H}_2) + 1,5 \text{H}_2\text{S} + \sum(m + n/4) \text{C}_m \text{H}_n - \text{O}_2] \quad (103)$$

где 0,0476 = 1/21 (здесь 21 - объемная концентрация кислорода в воздухе, %);

m - число атомов углерода в молекуле углеводорода;

n - число атомов водорода в молекуле углеводорода.

Объемную концентрацию компонентов подставляют в данное уравнение в объемных процентах.

Количество воздуха V_0 , рассчитываемого по стехиометрическим уравнениям, называется **теоретически необходимым**, т.е. величина V_0 представляет собой минимальное количество воздуха, необходимое для обеспечения полного сгорания 1 кг (1 м^3) топлива при условии, что весь кислород, находящийся в нем будет полностью использован при горении.

Из-за определенных трудностей в организации процесса полного перемешивания топлива с воздухом в рабочем объеме топок могут появиться области, где будет ощущаться местный недостаток или избыток окислителя. В результате этого качество (полнота) горения ухудшается. Поэтому в реальных условиях воздух для горения топлива подается в большем количестве по сравнению с его теоретическим количеством V_0 . Отношение действительного количества воздуха, подаваемого в топку, к теоретически необходимому называется **коэффициентом избытка воздуха**:

$$\alpha = V_d / V_0 \quad (104)$$

При проектировании и тепловом расчете топок или других камер сгорания значение α выбирают в зависимости от вида сжигаемого топлива и способа сжигания в пределах 1,02 – 1,5.

9.6.2.2.2. Состав и количество продуктов полного сгорания топлива

Продукты полного сгорания топлива при $\alpha = 1$ содержат: сухие (неконденсирующиеся) трехатомные газы CO_2 и SO_2 ; H_2O - водяной пар, полученный при горении водорода; N_2 - азот топлива и азот, находящийся в теоретически необходимом количестве воздуха.

Кроме того, в состав продуктов сгорания входят водяной пар, получающийся при испарении влаги топлива и пар, вносимый в топку с влажным воздухом, а также пар, используемый иногда при сжигании мазута для распыления. При температуре продуктов сгорания ниже точки росы водяной пар конденсируется. При полном горении при $\alpha = 1$ в продуктах сгорания будут содержаться только CO_2 , SO_2 , H_2O и N_2 ; если $\alpha > 1$, то в них будет присутствовать и избыточный воздух, т.е. дополнительное количество кислорода и азота.

Процентное содержание соответствующих газов по объему обозначим через CO_2 , N_2 , SO_2 и т.д., а через VCO_2 , VSO_2 , VN_2 и т.д. их объемы, получающиеся при сжигании 1 кг (1 м^3) топлива, приведенные к нормальным условиям (индекс «т» показывает, что расчеты проводятся при $\alpha = 1$). Тогда получим:

$$\text{CO}_2 + \text{SO}_2 + \text{N}_2 + \text{H}_2\text{O} = 100 \% \quad (105)$$

$$\text{или } \mathbf{V}_{\text{п.г.}}^T = \mathbf{VCO}_2 + \mathbf{VSO}_2 + \mathbf{VN}_2 + \mathbf{VH}_2\text{O} \quad (106)$$

где $\mathbf{V}_{\text{п.г.}}$ - суммарный объем продуктов сгорания, приведенный к нормальным условиям, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Для упрощения расчетов объемы сухих трехатомных газов подсчитывают совместно и сумму их условно обозначают символом RO_2 , т.е.

$$\mathbf{VRO}_2 = \mathbf{VCO}_2 + \mathbf{VSO}_2 \quad (107)$$

Сумма первых трех составляющих компонентов продуктов сгорания в равенстве (106) представляет объем сухих газов $\mathbf{V}_{\text{с.г.}}$ и, следовательно,

$$\mathbf{V}_{\text{п.г.}} = \mathbf{V}_{\text{с.г.}} + \mathbf{VH}_2\text{O} \quad (108)$$

$$\text{где } \mathbf{V}_{\text{с.г.}} = \mathbf{VRO}_2 + \mathbf{VN}_2.$$

Теоретические объемы продуктов сгорания 1 м^3 газообразного топлива рассчитывают на основании стехиометрических уравнений реакций горения, приведенных в таблице 19. При полном горении горючих составляющих газообразного топлива CO , H_2 и $\text{C}_m \text{H}_n$ образуются диоксид углерода CO_2 и водяные пары. При сгорании сероводорода H_2S помимо водяных паров образуется сернистый газ SO_2 .

Объем трехатомных газов, $\text{м}^3/\text{м}^3$,

$$\mathbf{VRO}_2 = 0,01 (\text{CO}_2(\tau) + \text{CO} + \text{H}_2\text{S} + \sum m \text{C}_m \text{H}_n) \quad (109)$$

Объем водяного пара, $\text{м}^3/\text{м}^3$, при $\alpha = 1$

$$\mathbf{VH}_2\text{O}(\tau) = 0,01 (\text{H}_2\text{S} + \text{H}_2 + 0,124 d_r + \sum n/2 \text{C}_m \text{H}_n) \quad (110)$$

где d_r - влагосодержание газообразного топлива, $\text{кг}/\text{м}^3$, которое зависит от начальной температуры газа и имеет следующие значения:

$t, ^\circ\text{C}$	0	10	20	40	60	80
$d_r, \text{г}/\text{м}^3$	5	10	19	65	200	740

Объем азота определяется по формуле $VN_2 = 3,76 \cdot VO_2$.

Объем сухих газов и суммарный объем продуктов сгорания определяют по формулам (108) и (106).

При $\alpha > 1$ действительный объем сухого газа остается постоянным. Действительный объем водяного пара определяется по формуле

$$VN_2O(d) = 0,01 (H_2S + H_2 + \alpha * 0,124 d_r + \sum n/2 C_m H_n) \quad (111)$$

Действительный объем азота

$$VN_2(d) = VN_2(\text{топ}) + VN_2(\text{возд}) * \alpha \quad (112)$$

Если состав непредельных углеводородов, входящих в газ, неизвестен, а общее их содержание не превышает 3 - 4 %, то в расчете они учитываются как C_2H_4 .

9.6.2.2.3. Тепловой баланс процесса горения топлива

Тепловой баланс процесса горения составляют для определения температуры горения. Под **действительной температурой горения** понимают ту температуру, которую приобретают продукты сгорания, покидающие зону горения. Эта температура зависит от теплоты сгорания топлива, конструкции и особенностей сожигательного устройства, температуры топлива и воздуха, подаваемых в зону горения, величины потерь тепла в окружающую среду и от интенсивности протекания реакций диссоциации продуктов сгорания. Последний фактор начинает заметно сказываться при температуре горения порядка 2100 К, когда становятся заметными реакции разложения CO_2 и H_2O , входящих в состав продуктов сгорания, сопровождающиеся поглощением тепла.

Тепловой баланс зоны горения выражается формулой

$$Q_n^p + Q_r + Q_{ф.в} = Q_{п.г} + Q_{дисс} + Q_{о.с} + Q_n \quad (113)$$

где Q_n^p - теплота сгорания топлива, рассчитанная по формуле (101) в $\text{кДж}/\text{м}^3$

$Q_{\text{г}} = C_{\text{г}} T_{\text{г}}$, кДж/м³ - физическая теплота топлива, вносимая им в зону горения;

$Q_{\text{ф.в}} = C_{\text{в}} T_{\text{в}} * \alpha * V_{\text{д}}$, кДж/м³ - физическая теплота воздуха, вносимая им в зону горения;

$Q_{\text{п.г}} = C_{\text{п.г}} * T_{\text{п.г}} * V^{\text{д}}_{\text{п.г}}$, кДж/м³ - теплота продуктов сгорания, покидающих зону горения;

$Q_{\text{п}}$ - потери теплоты в зоне горения, связанные с химическими и механическим недожогом топлива, кДж/м³ топлива;

$Q_{\text{дисс}}$ - потери теплоты, связанные с диссоциацией продуктов сгорания в зоне горения, кДж/м³ топлива;

$Q_{\text{о.с}}$ - потери тепла в окружающую среду, кДж/м³ топлива.

Подставив значения слагаемых в последнее уравнение, получим формулу для определения действительной температуры горения

$$T_{\text{д}} = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{р}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{ф.в}} - Q_{\text{п}} - Q_{\text{о.с}} - Q_{\text{дисс}}}{C_{\text{п.г}} * V^{\text{д}}_{\text{п.г}}}. \quad (114)$$

Определение действительной температуры горения аналитически или экспериментально представляет сложную задачу. В связи с этим в теплотехнических расчетах определяют обычно теоретическую или калориметрическую температуру горения.

Современные сожигательные устройства позволяют исключить нерегулируемый недожог ($Q_{\text{н}} = 0$). Принимая условия в зоне горения адиабатными ($Q_{\text{о.с}} = 0$), определяем **теоретическую температуру горения**

$$T_{\text{т}} = (Q_{\text{н}}^{\text{р}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{ф.в}} - Q_{\text{дисс}}) / (C_{\text{п.г}} * V^{\text{д}}_{\text{п.г}}). \quad (115)$$

Из формул (114) и (115) видно значительное влияние подогрева воздуха и топлива, а также коэффициента расхода воздуха на величины $T_{\text{д}}$ и $T_{\text{т}}$. Влияние подогрева тем больше, чем выше температура подогрева и чем ниже теплота сгорания топлива.

Подогрев топлива и воздуха особенно важен при сжигании низкокалорийных газов в высокотемпературных печах, причем, в ряде случаев применение этих газов без подогрева становится просто невозможным.

Изменение коэффициента расхода воздуха сложным образом влияет на температуру горения. При $\alpha > 1$ увеличение коэффициента расхода воздуха приводит к понижению действительной температуры горения, так как при $\alpha > 1$ химический недожог отсутствует, но имеет место увеличение объема продуктов сгорания, что приводит к снижению температуры горения.

Калориметрическая температура горения определяется для адиабатных условий в предположении отсутствия потерь тепла, связанных с диссоциацией продуктов сгорания ($Q_{\text{дисс}} = 0$)

$$T_k = (Q_H^P + Q_r + Q_{ф.в.}) / (C_{п.г} V^A_{п.г}). \quad (116)$$

Если подогрев топлива и воздуха невелик или полностью отсутствует, то

$$T_k = Q_H^P / (C_{п.г} V^A_{п.г}). \quad (117)$$

В формулы, при помощи которых определяются температуры горения, входит теплоемкость продуктов сгорания, которая является функцией температуры. В связи с этим калориметрическую температуру определяют методом последовательных приближений, используя понятие объемной энтальпии:

$$I_o = C_{п.г} T_k = (Q_H^P + V_B^A C_B T_B + C_r T_r) / V^A_{п.г}. \quad (118)$$

По энтальпии, вычисленной по формуле (118), можно определить калориметрическую температуру горения топлива путем построения графика зависимости энтальпии продуктов сгорания от температуры $I = f(T)$, воспользовавшись данными таблицы 20, где приведены значения энтальпий компонентов продуктов сгорания при различных температурах.

Таблица 20 - Энтальпия компонентов продуктов сгорания, кДж/м³

T, °C	CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂
200	363,3212	302,9532	259,3004	267,8665
400	773,2408	625,3256	528,0811	547,8819
600	1222,261	966,8115	806,0360	838,7787
800	1702,885	1327,105	1092,86	1139,29
1000	2207,614	1705,9	1388,246	1448,147
1200	2728,951	2102,892	1691,889	1764,084
1400	3259,399	2517,774	2003,484	2085,832
1600	3791,459	2950,24	2322,724	2412,125
1800	4317,636	3399,985	2649,303	2741,694
2000	4830,429	3866,703	2982,916	3073,274

Для этого необходимо умножить процентное содержание каждого составляющего продуктов сгорания на его энтальпию, взятую из таблицы 16, и вычислить энтальпию продуктов сгорания при каждой температуре от 200 °C до 2000 °C по формуле

$$I_{п.г}(i) = 0,01 * (CO_2 * I_{CO_2}(i) + H_2O * I_{H_2O}(i) + N_2 * I_{N_2}(i) + O_2 * I_{O_2}(i)) \quad (119)$$

где $I_{п.г}(i)$ - частное значение энтальпии продуктов сгорания при какой-то одной температуре, кДж/м³;

$I_{CO_2}(i)$, $I_{H_2O}(i)$, $I_{N_2}(i)$ и $I_{O_2}(i)$ - частное значение энтальпии компонентов продуктов сгорания при какой-то одной температуре, кДж/м³;

CO_2 , H_2O , N_2 и O_2 - процентное содержание компонентов продуктов сгорания.

По найденной энтальпии продуктов сгорания при каждой температуре строится график зависимости $I_{п.г} = f(t)$, по которому и определяется искомая калориметрическая температура горения топлива, отмечая на нем рассчитанную по формуле (119) объемную энтальпию.

а) Приходные статьи баланса

1). **Теплота горения отопительного газа** определяется по формуле

$$Q_{г.т} = V_x * Q_n^p, \text{ кДж/т}, \quad (120)$$

где V_x - искомый расход сухого газа на обогрев батареи, м³/т шихты;

Q_n^p - низшая теплота сгорания сухого газа, кДж/м³, определяется расчетным путем по известным составу газа и тепловым эффектам реакций окисления горючих компонентов топлива определяется по формуле (101)

2). **Тепло отопительного газа и паров воды**, которые вносятся с ним

$$Q_r = V_x * t_r * (C_r + W_r * C_n), \text{ кДж/т}. \quad (121)$$

В этой формуле C_r и C_n - средние теплоемкости соответственно газа и паров воды при температуре t_r поступления их в отопительную систему. Для доменного газа эта температура определяется температурой в туннелях и составляет порядка 35 °С. Для коксового газа, который во избежание выделения из него нафталина и конденсата в арматуре печей перед разветвлением в туннели подогревается в решефере до температуры $t_r = 60$ °С.

Влажность газа (W_r) в расчете на сухой газ определяется так:

$$W_r = \frac{p^*}{P - p^*} * 100 \% \quad (122)$$

где p^* - парциальное давление водяных паров, насыщающих газ в процессе мокрой очистки при температуре 25 °С. По пути к печам, особенно в жаркие летние дни, а также в туннелях газ дополнительно нагревается, однако содержание водяных паров в нем при этом не возрастает. Если температура газа снижается, избыточная влага конденсируется и отводится через гидрозатворы.

P – общее давление газа, которое равно атмосферному (если не известно, то принимается 750 мм.рт.ст.) плюс избыточное давление, под которым находится газ в газопроводе (120 - 140 мм вод.ст.).

3). Тепло воздуха и паров воды, поступающих в отопительную систему

$$Q_B = V_x * L_d * t_b * (C_B + W_B * C_n), \text{ кДж/т.} \quad (123)$$

Здесь C_B - теплоемкость сухого воздуха при температуре в туннелях t_b , кДж/(м³°C);

W_B - влажность воздуха, равная

$$W_B = \frac{p * \phi}{P - p * \phi}, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ сухого воздуха,} \quad (124)$$

здесь ϕ - относительная влажность воздуха в долях.

L_d - действительный расход воздуха, равный теоретическому L_T , умноженному на коэффициент избытка воздуха " α ". L_T зависит от состава газа и с учетом содержания кислорода в воздухе в количестве 21 % вычисляется по формуле:

$$L_T = [0,5 * CO_2 (\%) + 0,5H_2(\%) + 2 * CH_4(\%) + 3 * C_2H_4 (\%) - O_2(\%)] / 21, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ газа.} \quad (125)$$

Коэффициент избытка воздуха является важным параметром обогрева печей, процесса, условия эксплуатации батареи. При малом имеет место неполное сгорание и потери отопительного газа, а при чрезмерно большом - интенсивное горение газа в нижней части вертикалов, короткий факел, неравномерный нагрев угольной загрузки по высоте камеры, повышенный унос тепла с продуктами горения.

Величина α должна быть оптимальной. Так, при обогреве печей доменным газом 1,25, коксовым – 1,30, а богатым обезводороженным газом с заводов синтеза аммиака – 1,35.

Коэффициент избытка воздуха представляет собой отношение практического количества воздуха, подаваемого на горение, к теоретически необходимому:

$$\alpha = \frac{L_d}{L_T} = \frac{L_T + L_{изб.}}{L_T} = 1 + \frac{L_{изб.}}{L_T}. \quad (126)$$

Такое же равенство справедливо и для чистого кислорода:

$$\alpha = 1 + \frac{O_2 \text{ изб.}}{O_2 \text{ т}} \quad (127)$$

Избыточное количество кислорода в продуктах горения O_2 изб (m^3), как и содержание в них углекислого газа CO_2 (m^3) может быть найдено по данным анализа продуктов горения.

$$O_2 \text{ изб} = V_{\text{сух}} * O_2 \quad (128)$$

$$CO_2 \text{ т} = V_{\text{сух}} * CO_2 \quad (129)$$

Здесь O_2 и CO_2 - часть или доля кислорода и углекислого газа в продуктах горения (данные анализа), а $V_{\text{сух}}$ - объем сухих продуктов горения, образующихся при сгорании произвольного количества газа (m^3). Деля равенство, находим, что

$$O_2 \text{ изб} = \frac{CO_2 \text{ т} * O_2}{CO_2}, \quad (130)$$

и, подставляя это выражение в формулу (127), будем иметь:

$$\alpha = 1 + \frac{CO_2 \text{ т} * O_2}{O_2 \text{ т} * CO_2} \quad (131)$$

Отношение теоретических количеств углекислого газа и кислорода $CO_2 \text{ т} / O_2 \text{ т}$ не зависит от α и определяется только составом отопительного газа. Это отношение обозначается буквой "к". Коэффициент "к" для коксового газа обычного состава равняется 0,42, для доменного - 2,54. Если состав газа меняется, то по реакциям горения следует определить новую величину "к". С учетом сказанного формула (131) приобретает вид:

$$\alpha = 1 + k \frac{O_2}{CO_2} \quad (132)$$

Если в отопительной системе печей из-за недостатка воздуха недогорает газ и в продуктах горения появляется окись углерода, то последнюю следует мысленно дожечь. Тогда в числителе формулы (132) в соответствии с реакцией горения окиси углерода процент кислорода уменьшится до величины $O_2 - 0,5 CO$, а содержание CO_2 в знаменателе возрастет на процент CO в смеси и составит $CO + CO_2$. В результате формула приобретает окончательный вид:

$$\alpha = 1 + k \frac{O_2 - 0,5 CO}{CO + CO_2} \quad (133)$$

В таком виде формула носит название формулы В.В. Юшина. Необходимо отметить, что формула (133) не учитывает сопутствующий недожог водорода, в связи, с чем более точным является выражение:

$$\alpha = 1 + \kappa \frac{O_2 - 0,5*(CO + H_2)}{CO_2 + CO} . \quad (134)$$

Однако из-за сложности определения содержания водорода в продуктах горения в условиях завода и учитывая достаточную для практических целей точность формулы Юшина, последняя получила всеобщее распространение.

4). Тепло загружаемой шихты

Теплоемкость рабочей шихты в зависимости от ее влажности, зольности и содержания угольной органической массы (данные технического анализа) рассчитывается по формуле :

$$C_{ш} = 0,01 (W_{ш} * C_{H_2O} + A * C_3 + Y * C_y) , \text{ кДж/кг* град.}, \quad (135)$$

а теплосодержание шихты равно

$$Q_{ш} = 1000 * C_{ш} * t_{ш} , \text{ кДж/т.} \quad (136)$$

В этих формулах

$W_{ш}$ - влажность шихты в %;

A - зольность шихты, %;

Y - содержание углерода в шихте, %;

C_3 - теплоемкость золы, принимается по теплоемкости кварца, кДж/кг*град;

C_y - теплоемкость сухой шихты, кДж/кг*град;

C_{H_2O} – теплоемкость воды, кДж/кг*град;

$t_{ш}$ - температура загружаемой шихты, принимается равной 18-20 °С.

5). Тепловой эффект процесса коксования

При коксовании угля протекают разнообразные химические реакции с положительным и отрицательным тепловым эффектом. С учетом незначительности абсолютной величины теплового эффекта реакций в целом и недостаточности знаний о них для проведения де-

тального термохимического расчета в настоящее время суммарный тепловой эффект процесса коксования целесообразно считать равным нулю.

$$Q_{\text{х.п.}} = 0. \quad (137)$$

б) Расходные статьи баланса

1). Тепло выдаваемого кокса

$$Q_{\text{к}} = G_{\text{к}} * C_{\text{к}} * t_{\text{к}}, \quad \text{кДж/т} \quad (138)$$

где $G_{\text{к}}$ - масса кокса в кг;

$C_{\text{к}}$ - теплоемкость кокса в момент выдачи при температуре $t_{\text{к}}$.

$t_{\text{к}}$ - температура выдаваемого коксового пирога, обычно принимается равным 1000°C .

2). Тепло сухого (без водяных паров) коксового газа, покидающего камеру.

$$Q_{\text{к.г.}} = V_{\text{к.г.}} * C_{\text{к.г.}} * t_{\text{к.г.}}, \quad \text{кДж/т.} \quad (139)$$

Теплоемкость газа $C_{\text{к.г.}}$ ($\text{кДж/м}^3 * \text{град}$) рассчитывается по известным составу газа и теплоемкости компонентов при температуре $t_{\text{к.г.}}$, которая может быть принята равной 750°C .

3). Тепло химических продуктов коксования

$$Q_{\text{х.п.}} = q_{\text{см}} + q_{\text{бу}} + q_{\text{ам}} + q_{\text{св}}, \quad \text{кДж/т} \quad (140)$$

$$\text{где} \quad q_{\text{см}} = G_{\text{см}} (q_{\text{осм}} + C_{\text{см}} * t_{\text{к.г.}}), \quad (141)$$

$$q_{\text{бу}} = G_{\text{бу}} (q_{\text{обу}} + C_{\text{бу}} * t_{\text{к.г.}}), \quad (142)$$

$$q_{\text{ам}} = G_{\text{ам}} * C_{\text{ам}} * t_{\text{к.г.}}, \quad (143)$$

$$q_{\text{св}} = G_{\text{св}} * C_{\text{св}} * t_{\text{к.г.}} \quad (144)$$

здесь $q_{\text{см}}$, $q_{\text{бу}}$, $q_{\text{ам}}$, $q_{\text{св}}$ - тепло паров смолы, бензольных углеводородов, аммиака и сероводорода, соответственно, кДж/т ;

$G_{\text{см}}$, $G_{\text{бу}}$, $G_{\text{ам}}$, $G_{\text{св}}$ - выход, соответственно: смолы, бензольных углеводородов, аммиака и сероводорода, кг/т ;

$C_{\text{см}}$, $C_{\text{бу}}$, $C_{\text{ам}}$, $C_{\text{св}}$ - теплоемкости, соответственно: смолы, бензольных углеводородов, аммиака и сероводорода, кДж/кг .

Количества соответствующих продуктов берутся из материального баланса коксования. Скрытая теплота испарения смолы равна

4190 кДж/кг, а бензольных углеводородов - 385 кДж/кг. Теплоемкость паров смолы в зависимости от температуры равняется $4,19 \cdot (0,305 + 0,000392 \cdot t_{\text{к.г.}})$, а бензольных углеводородов – $4,19 \cdot (20,7 + 0,026 \cdot t_{\text{к.г.}}) / M_{\text{бу}}$, кДж/кг. Здесь $M_{\text{бу}}$ - молекулярный вес сырого бензола, принятый равным 82,3 кмоль/кг.

4). Тепло водяных паров

$$Q_{\text{вп}} = G_{\text{вп}} \cdot (q_{\text{овп}} + C_{\text{вп}} \cdot t_{\text{к.г.}}), \text{ кДж/т}, \quad (145)$$

где $G_{\text{вп}}$ - количество водяных паров, кг/т влажной шихты;
 $q_{\text{овп}}$ - скрытая теплота испарения воды при нормальных условиях, равная 2493 кДж/кг;

$C_{\text{вп}}$ - теплоемкость водяных паров при температуре $t_{\text{к.г.}}$, кДж/кг

5). Тепло продуктов сгорания отопительного газа

$$Q_{\text{пр}} = V_x \cdot V_{\text{пр}}^{\text{А}} \cdot C_{\text{пр}} \cdot t_{\text{пр}}, \text{ кДж/т}. \quad (146)$$

Объем продуктов горения $V_{\text{пр}}^{\text{А}}$, соответствующий 1 м^3 сжигаемого газа, и их состав определяются в результате расчета материального баланса процесса горения газообразного топлива. Количества образующихся углекислого и сернистого газа, а также паров воды соответствуют уравнениям реакций, приведенным в табл.13.

Расчетные формулы в этом случае имеют следующий вид, $\text{м}^3/\text{м}^3$:

$$V_{\text{го}} = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{H}_2\text{S} + \text{CH}_4 + 2 \text{C}_2\text{H}_4), \quad (147)$$

где $V_{\text{го}} = V_{\text{со}} + V_{\text{со}}$ - объем трехатомных газов (CO_2 и SO_2).

$$V'_{\text{в.п}} = 0,01(\text{H}_2 + \text{H}_2\text{S} + 2 \text{CH}_4 + 2 \text{C}_2\text{H}_4 + 0,124 d_{\text{г}} + 0,124 d_{\text{в}} \cdot L_{\text{т}}), \quad (148)$$

где $d_{\text{г}}$ и $d_{\text{в}}$ - влагосодержание газообразного топлива и воздуха, г/м³;

Негорючие компоненты газа и вносимая с ними влага, а также не участвующие в горении влага, азот и избыточный кислород воздуха переходят в продукты горения в неизменном виде, объем которых рассчитывается по формулам:

$$V_{\text{N}_2} = 0,79 L_{\text{т}} + 0,01 \text{N}_2 \quad (149)$$

При коэффициенте избытка воздуха $\alpha > 1$ продукты сгорания содержат дополнительный объем воздуха и влагу этого воздуха. Поэтому расчет объема продуктов горения ведется по формулам, $\text{м}^3/\text{м}^3$:

$$V_{\text{с.г}} = V_{\text{го}} + V_{\text{N}_2} + (\alpha + 1) L_{\text{T}} \quad (150)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = V'_{\text{H}_2\text{O}} + 0,0161 (\alpha - 1) L_{\text{T}} \quad (151)$$

Полный объем топочных газов представляет сумму сухих газов $V_{\text{с.г}}$ и водяных паров

$$V_{\text{пг}} = V_{\text{с.г}} + V_{\text{H}_2\text{O}} \quad (152)$$

Объем газов $V_{\text{пг}}$ определяется либо по измерительным приборам, либо по тепловому балансу процесса коксования.

По составу смеси и теплоемкости компонентов определяется теплоемкость прошедших регенератор влажных продуктов горения при температуре, которую они имеют на клапане t . Эта температура зависит от типа печей, рода отопительного газа, состояния обогрева и пр. и может быть принята следующей: для печей ПВР с боковым подводом, обогреваемых коксовым газом - 370°C , доменным - 300°C . Для печей с нижним подводом за счет более равномерного распределения газов по насадке регенераторов и подогрева коксового газа в дюзовых каналах t дополнительно уменьшается на $50 - 70^\circ\text{C}$. Состав продуктов горения на действующих печах регулярно контролируется. По данным анализа, в котором при комнатной температуре определяется состав сухих продуктов горения, судят о полноте сгорания отопительного газа и рассчитывают коэффициент избытка воздуха.

6). Тепловые потери в окружающее пространство

Нагретый массив кладки печей отдает в атмосферу значительное количество тепла, определение которого составляет сложную и трудоемкую задачу. В общем виде потери тепла в окружающее пространство могут быть определены по формуле:

$$Q_{\text{п}} = (\alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}}) * (t_1 - t_2) * F, \text{ кДж/час.} \quad (153)$$

где $\alpha_{\text{л}}$ и $\alpha_{\text{к}}$ - коэффициенты теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, **кДж/м² ч град.**

t_1 - температура поверхности, $^\circ\text{C}$

t_2 - температура окружающего воздуха, $^\circ\text{C}$

F - поверхность теплоотдачи, м^2

Для определения коэффициентов теплоотдачи применительно к коксовым печам обычно пользоваться следующими формулами:

Коэффициент теплоотдачи излучением

$$\alpha_{\text{л}} = C_o * \frac{(T_1/100) - (T_2/100)}{t_1 - t_2}, \quad \text{кДж/м}^2 \text{ ч град}, \quad (154)$$

где C_o - коэффициент излучения поверхности, принимаемый для кладки и металлических черных поверхностей 4,2;

T_1 и T_2 - абсолютные температуры поверхности и окружающего воздуха, К.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией
– для горизонтальных поверхностей

$$\alpha_{\text{к}} = 0,81 * C_{\text{к}} * (t_1 - t_2) \quad (155)$$

– для вертикальных поверхностей

$$\alpha_{\text{к}} = 0,64 * C_{\text{к}} * (t_1 - t_2) \quad (156)$$

На основании равенства приходных и расходных статей теплового баланса находится искомое значение расхода отопительного газа V_x .

9.6.2.2.4. Коэффициент полезного действия коксовых печей

При теплотехнической оценке коксовых печей по данным таблицы теплового баланса рассчитывают теплотехнический и термический к.п.д. коксовых печей.

Теплотехнический к.п.д. - это отношение полезно затраченного тепла, т.е. тепла, переданного угольной загрузке и пошедшего на образование и нагрев кокса, газа, влаги и химических продуктов коксования, ко всему количеству подведенного тепла:

$$\eta_{\text{тепл.}} = \frac{Q - (Q_{\text{пг}} + Q_{\text{п}})}{Q} * 100, \% \quad (157)$$

Термический к.п.д. показывает, какая часть подведенного к печам тепла может быть использована при отсутствии потерь в окружающую среду, и характеризует совершенство системы регенерации тепла.

$$\eta_{\text{терм.}} = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{п}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{в}} - Q_{\text{пг}}}{Q_{\text{н}}^{\text{п}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{в}}} * 100, \% \quad (158)$$

Теплотехнический к.п.д. современных действующих коксовых печей составляет 70- 75 %, а термический к.п.д. - 80 -85 %.

10.6.2.2.4. Расход тепла на коксование

По найденному расходу отопительного газа V_x можно определить удельный балансовый расход тепла на коксование q :

$$q = \frac{V_x * Q_n^p}{1000}, \text{ кДж/кг.} \quad (159)$$

В отличие от балансового на действующих печах учитывают так называемый видимый или фактический расход тепла q , который рассчитывают по объему израсходованного газа, его теплоте сгорания и количеству коксуемой шихты. При этом физическим теплом газа, воздуха и шихты пренебрегают. Теплота сгорания газа находится расчетным путем либо экспериментально с помощью калориметра Юнкерса, как это принято в зарубежной практике. При отоплении печей доменным газом величина q больше, чем при отоплении коксовым газом за счет большего уноса тепла с продуктами горения (на единицу получаемого тепла) и некоторых потерь отопительного газа через неплотности клапанов. Печи с перекидными каналами являются менее экономичными в сравнении с печами ПВР за счет больших тепловых потерь в окружающее пространство через верх печей, более высокой температуры отходящих летучих продуктов коксования и продуктов горения отопительного газа. На расход тепла оказывает влияние и период коксования. С удлинением периода уменьшаются потери тепла в окружающее пространство, температура отходящих продуктов горения и соответственно снижается удельный расход тепла.

Важно отметить, что балансовый расход тепла на коксование, получаемый в результате расчета, всегда несколько больше фактического за счет неучтенного тепла горения сырого коксового газа, который в условиях действующих печей просачивается из камер коксования в обогревательные простенки. Величина прососов определяется по методике Коксохимстанции, согласно которой количество просошедшего коксового газа рассчитывается по разности содержания CO в воздухе до и после прохождения его через отопительную систему при выключенном обогреве. Контролируется также и содержание влаги в воздухе с учетом того, что кроме углеродсодержащих компонентов газа в простенки фильтруются водяные пары и повышенное количество водорода. По данным специальных исследований количество просачивающегося сырого газа составляет порядка 2 % от образующегося в процессе коксования. При составлении тепловых балансов в условиях действующих печей, кроме рассмотренных выше статей, учитываются также потери отопительного газа от неполноты горения его и при кантовках, что повышает точность расчетов.

Зная удельный расход тепла на коксование q , величину разовой загрузки шихты в камере G , теплоту сгорания газа Q_H^p и оборот печей τ , можно рассчитать расход газа в единицу времени на один простенок и на всю батарею в целом:

$$V = G * q / (Q_H^p * \tau), \text{ м}^3 / \text{ч сухого газа (160)}$$

В зависимости от удельного расхода газа на коксование изменяется структура расходной части теплового баланса рисунки 18 – 20.

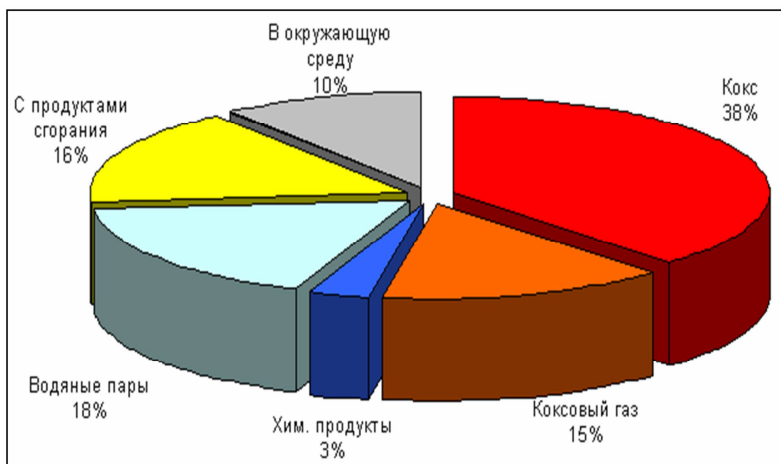


Рисунок 18 – Расход теплоты с продуктами сгорания при удельном расходе отопительного газа 155 м³/т

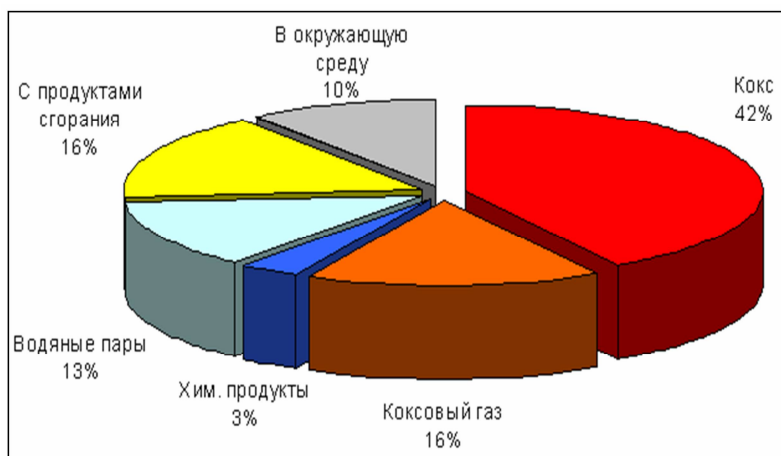


Рисунок 19 – Расход теплоты с продуктами сгорания при удельном расходе отопительного газа 143 м3/т

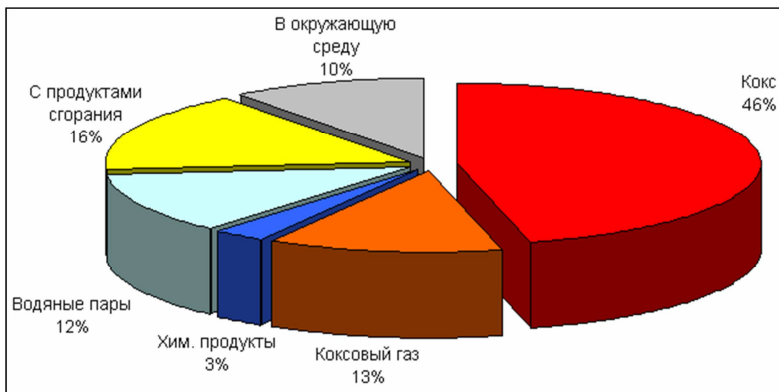


Рисунок 20 – Расход теплоты с продуктами сгорания при удельном расходе отопительного газа 126 м3/т

Из диаграмм видно, что уменьшение удельного расхода газа на коксование приводит к увеличению доли тепла кокса в расходной части баланса.

9.7. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ БАЛАНС КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Удельная эксергия системы или потока в общем случае определяется по формуле:

$$e = i - i(o) - T_o \cdot (s - s(o)), \quad (161)$$

в которой i и s - соответственно энтальпия и энтропия при параметрах состояния системы или потока, а $i(o)$ и $s(o)$ - энтальпия и энтропия системы или потока при равновесии их с окружающей средой при температуре T_o . Значение энтропии принимают по справочным материалам. При отсутствии данных разность энтропий можно приближенно определить по выражению

$$s - s(o) = C_{pm} \cdot \ln(T/T_o), \quad (162)$$

где C_{pm} - средняя изобарная теплоемкость данного вещества при температуре T , кДж/(м³*К) или кДж/кг*к.

Эксергетический КПД вычисляется по выражению

$$\text{КПД}_{\text{Экс.}} = \frac{E_{\text{Т.п.}} - E_{\text{Экс.}}}{E_{\text{Топл.}}} \quad (163)$$

Эксергетический баланс для процесса, рассмотренного в таблице 18, дан в таблице 21.

Таблица 21 – Эксергетический баланс коксовых печей

Приход тепла			Расход тепла		
Статья	МДж/т угля	%	Статья	МДж/т угля	%
Эксергия сгорания отопительного газа	2788,7	99,81	Эксергия нагрева кокса	872,2	37,80
Эксергия отопительного газа	1,6	0,06	Эксергия нагрева коксового газа	305,3	15,27
Эксергия воздуха	1,8	0,06	Эксергия нагрева паров смолы	40,3	2,13
Эксергия угольной шихты	1,9	0,07	Эксергия нагрева паров сырого бензола	15,1	0,84
			Эксергия нагрева паров аммиака	5,3	0,25
			Эксергия нагрева сероводорода	1,5	0,07
			Эксергия нагрева паров воды	336,7	17,22
			Потери тепла с продуктами горения	238,0	16,15
			Потери тепла в окружающую среду	266,0	10,26
Итого	2754,0	100,00		2080,4	100,00

9.8. РАСЧЕТ РЕГЕНЕРАТОРОВ

Регенераторы коксовых печей представляют собой камеры, наполненные шамотным насадочным кирпичом, и служат для полезного использования тепла отходящих продуктов горения. На нисходящем потоке в регенераторах продукты горения в течение 20 минут нагревают насадку, а сами при этом охлаждаются. На восходящем потоке также в течение 20 минут насадка омывается бедным газом или воздухом. Нагрев газа и воздуха увеличивает температуру в обогревательных простенках, уменьшает расход тепла на коксование, повышает производительность и к.п.д. печей. Задачей расчета регенераторов является определение поверхности теплообмена, необходимой для получения желаемых температур подогретого газа и воздуха при заданной температуре продуктов горения, покидающих отопительную систему. Последняя не должна быть слишком низкой во избежание значительного уменьшения тяги дымовой трубы и выделения конденсата.

Расчет регенераторов включает:

1. Определение температуры подогрева газа и воздуха на основе составленного теплового баланса газового и воздушного регенераторов.

2. Распределение продуктов горения между газовым и воздушным регенератором с расчетом достижения одинаковой температуры подогрева газа и воздуха. В этом случае составляется тепловой баланс только одного газового регенератора.

3. Геометрический расчет регенератора, который предусматривает определение оmyиваемой единицы поверхности насадки, площади и гидравлического диаметра свободного сечения насадки.

4. Определение суммарного коэффициента теплообмена K_n между подогреваемыми газом и воздухом и отходящими продуктами горения.

5. Определение поверхности теплообмена и потребного количества насадки.

9.8.1. Тепловой баланс элемента

Тепловой баланс элемента, состоящего для комбинированных печей из пары регенераторов, составляется за период, равный $2 \cdot 20 = 40$ минутам.

Для удобства ведения расчетов газовые потоки регенератора с соответствующими обозначениями температур целесообразно представить в виде схемы.

На схеме обозначения индексом «1» соответствуют верху, а с индексом «2» - низу регенератора.

Обозначения температур со штрихом приняты для восходящего потока. Температурами продуктов горения, а также газа и воздуха на входе определяются в результате составления баланса.

Таблица 22 - Тепловой баланс пары регенераторов

Приходные статьи	Расходные статьи
а) Тепло, вносимое продуктами горения $Q_1 = V_{гр} \cdot C_{гр} \cdot T_{1гр}$	а) Тепло, уносимое продуктами горения $Q'_1 = V_{гр} \cdot C_{гр} \cdot T'_{1гр}$
б) Тепло, вносимое газом и парами воды $Q_2 = V_r \cdot T_{2r} (C_r + W_{H_2O} \cdot C_{H_2O})$	б) Тепло, теряемое в землю и в окружающую среду, равно 1,5% от общего прихода тепла $Q_2 = 0,015 \cdot Q$
в) Тепло, вносимое воздухом и парами воды $Q_3 = V_B \cdot T_{2B} (C_B + W'_{H_2O} \cdot C_{H_2O})$	в) Тепло, уносимое газом, воздухом и парами воды $Q_3 = Q - Q_1 - Q_2$
Итого: $Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$, кДж/период	Итого: $Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$, кДж/период

Тепловой баланс регенератора удобно представить в виде таблицы 22. В этой таблице: V - расходы соответствующих продуктов (m^3 /период), c и t - теплоемкости и температуры вверху и внизу регенератора. Тепло, уносимое газом, воздухом и парами воды можно вы-

разить уравнением, в котором $V_{\Gamma} \cdot W_{H_2O}$ и $V_{\text{В}} \cdot W'_{H_2O}$ объединили и обозначили через V_{H_2O} :

$$Q' = V_{\Gamma} \cdot t'' \cdot (C_{\Gamma} + W_{H_2O} \cdot C_{H_2O}) + V_{\text{В}} \cdot t'' \cdot (C_{\text{В}} + W'_{H_2O} \cdot C_{H_2O}) = t'' \cdot (V_{\Gamma} \cdot C_{\Gamma} + V_{\text{В}} \cdot C_{\text{В}} + V_{H_2O} \cdot C_{H_2O}). \quad (164)$$

Отсюда температура нагретого газа и воздуха равняется

$$T_{1_{\Gamma, \text{В}}} = Q_3 / (V_{\Gamma} \cdot C_{\Gamma} + V_{\text{В}} \cdot C_{\text{В}} + V_{H_2O} \cdot C_{H_2O}), \quad ^{\circ}\text{C} \quad (165)$$

В данном случае мы ищем температуру нагрева газа и воздуха, от которой, в свою очередь, зависят теплоемкости этих продуктов. Подобные задачи, как уже отмечалось, решаются методом подбора.

Предварительно задаемся величиной $T_{1_{\Gamma, \text{В}}}$. При отоплении печей бедным газом эта температура обычно составляет 1100°C , а при отоплении коксовым газом $T_{1_{\text{В}}} = 1200^{\circ}\text{C}$.

Тепловой баланс газового регенератора дан в таблице 23.

Таблица 23 - Тепловой баланс газового регенератора

Приходные статьи	Расходные статьи
а) Тепло, вносимое частью продуктов горения $Q_1 = x \cdot V_{\text{пр}} \cdot C_{\text{пр}} \cdot T_{1_{\text{пр}}}$	а) Тепло, уносимое частью продуктов горения $Q_1 = x \cdot V_{\text{пр}} \cdot C_{\text{пр}} \cdot T_{\text{пр}}$
б) Тепло, вносимое газом и парами воды $Q_2 = V_{\Gamma} \cdot T_{2_{\Gamma}} \cdot (C_{\Gamma} + W_{H_2O} \cdot C_{H_2O})$	б) Тепло, теряемое в землю и в окружающую среду $Q_2 = 0,5 \cdot 0,015 \cdot Q$
	в) Тепло, уносимое газом и парами воды $Q_3 = V_{\Gamma} \cdot T_{1_{\Gamma}} \cdot (C_{\Gamma} + W_{H_2O} \cdot C_{H_2O})$
Итого: $Q = Q_1 + Q_2$, кДж/период	$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$, кДж/период

9.8.2. Распределение продуктов горения между газовым и воздушным регенераторами

Приравнивая приход тепла расходу, вычисляем x - долю продуктов горения от $V_{\text{пр}}$, которую необходимо направить в газовый регенератор для обеспечения одинаковой температуры подогрева газа и воздуха. Обычно $x = 0,53$, т.е. 53% продуктов горения следует подавать в газовый регенератор, а 47% - в воздушный. Это достигается с помощью дросселя, установленного перед дымовым патрубком. При отоплении комбинированных коксовых печей богатым газом продукты горения между двумя регенераторами делятся поровну, так как в обоих регенераторах подогревается только воздух.

9.8.3. Геометрический расчет регенератора

Насадка регенераторов - решетчатый фасонный кирпич укладывается в камеры, размеры которых определяются длиной простен-

ка, расстоянием между осями печей, толщиной фасадных и коренных стен регенераторов, а также толщиной перегородки, разделяющей их коксовую и машинную стороны. Размеры камеры можно уяснить из чертежа каждой конкретной конструкции печей.

Зная габариты насадочного кирпича, можно определить количество кирпичей, которое укладывается в камере. Так, например, для большегрузных печей типа ПВР с полезным объемом камеры коксования $v = 30 \text{ м}^3$ в одном ряду с коксовой стороны помещается 6507: $141 = 46$ уложенных вплотную кирпичей и остаются зазоры по $21 : 2 = 10,5$ мм. Зазоры между коренными стенами и насадкой составляют по $(420 - 403)/2 = 8,5$ мм. Наличие зазоров порядка 10 мм необходимо для свободной укладки насадки. Если регенератор секционный, что имеет место в печах с нижним подводом, то необходимо учитывать перегородки между секциями. Число секций равно числу вертикалов. Обычно в одной секции узкого регенератора укладывается 3 кирпича, а в секции широкого (не комбинированные печи) - 6 кирпичей. В некомбинированных печах по длине широкого регенератора имеется центральная перегородка, которая делит каждую секцию на две параллельно работающие полусекции. В подсводовом пространстве газовые потоки с 2-х полусекций соединяются.

9.8.3.1. Омываемая поверхность насадки и стен (F)

В процессе теплообмена участвуют омываемые газами боковая поверхность насадочного кирпича, поверхности его верхнего и нижнего оснований и стен камеры регенератора.

Далее геометрический расчет регенератора будет показан на примере комбинированных печей типа ПВР с нижним подводом ($V = 30,3 \text{ м}^3$). В этих печах, которые характеризуются расстоянием между осями камер коксования – 1260 мм, толщиной опасных коренных стен регенераторов – 290 мм, толщиной не опасных коренных стен регенераторов – 230 мм, длиной простенка на уровне регенераторов 15040 мм, толщиной фасадных стен – 350 мм, толщиной перегородок между секциями – 60 мм. Ширина камеры регенератора составляет 370 мм, а длина одной секции - 420 мм. Как видно в секции укладывается 3 кирпича. При таком конструктивном оформлении регенератора геометрический расчет насадки удобно вести на 1 секцию (3 кирпича). Боковая поверхность: $F_1 = 0,294 * 0,132 * 2 * 3 = 0,232 \text{ м}^2$

$$F_2 = 0,080 * 0,154 * 2 * 3 = 0,074 \text{ м}^2$$

$$F_3 = 0,083 * 0,132 * 18 * 3 = 0,592 \text{ м}^2$$

$$F_4 = 0,017 * 0,132 * 18 * 3 = 0,121 \text{ м}^2$$

$$F_5 = 0,009 * 0,154 * 8 * 3 = 0,033 \text{ м}^2$$

$$F_6 = 0,007 * 0,154 * 8 * 3 = 0,026 \text{ м}^2$$

$$F_7 = 0,022 \cdot 0,120 \cdot 2 \cdot 3 = 0,016 \text{ м}^2$$

$$F_8 = 0,020 \cdot 0,154 \cdot 16 = 0,050 \text{ м}^2$$

$$\text{Итого: } F_{\text{бок}} = 1,144 \text{ м}^2$$

Поверхность верхнего и нижнего оснований

$$F_9 = (0,294 \cdot 0,120 \cdot 2 - 0,083 \cdot 0,017 \cdot 9 \cdot 2) \cdot 3 = 0,135 \text{ м}^2. \quad (166)$$

Итого, омываемая поверхность насадки в секции равняется

$$F_{\text{нас}} = 1,144 + 0,135 = 1,279 \text{ м}^2. \quad (167)$$

Поверхность стен, приходящаяся на высоту одного ряда насадки (0,154 м):

$$F_{\text{ст}} = (0,370 + 0,420) \cdot 2 \cdot 0,154 = 0,243 \text{ м}^2. \quad (168)$$

Общая омываемая поверхность одного ряда насадки и стен в секции

$$\Sigma F = 1,279 + 0,243 = 1,522 \text{ м}^2. \quad (169)$$

Площадь свободного сечения насадки

$$S_{\text{мин}} = (0,083 \cdot 0,017 \cdot 9 + 0,294 \cdot 0,007 \cdot 2 + 0,080 \cdot 0,009 \cdot 2 + 0,007 \cdot 0,009 \cdot 4) \cdot 3 + 0,420 \cdot 0,009 \cdot 2 + (0,370 - 0,009 \cdot 2) \cdot 0,009 \cdot 2 = 0,069 \text{ м}^2. \quad (170)$$

Периметр свободного сечения

$$P_{\text{мин}} = [(0,083 + 0,017) \cdot 2 \cdot 9 + 0,294 \cdot 2 + 0,080 \cdot 2 + 0,007 \cdot 8 + 0,009 \cdot 8] \cdot 3 + 0,020 \cdot 16 + (0,370 + 0,420) \cdot 2 = 9,928 \text{ м}. \quad (171)$$

Гидравлический диаметр свободного сечения

$$D_r = 4 \cdot S_{\text{мин}} / P_{\text{мин}} = 4 \cdot 0,069 / 9,928 = 0,028 \text{ м}. \quad (172)$$

9.8.3.2. Эквивалентная толщина насадки

При определении суммарного коэффициента теплообмена K_n оперируют с эквивалентной толщиной насадочного кирпича, которая представляет собой объем кирпича, деленный на его омываемую поверхность. Заменяем условно кирпич однородной плоской плитой, толщина которой "δ". Эквивалентная толщина плиты равна

$$\text{объем/поверхность} = V/2 \cdot F = F \cdot \delta / 2 \cdot F = \delta / 2. \quad (173)$$

Определим эквивалентную толщину кирпича $\delta/2$ для насадки комбинированных печей с нижним подводом.

Объем кирпича

$$V = L \cdot B \cdot h - S_{\text{мин}} \cdot h = 0,370 \cdot 0,420 \cdot 0,154 - 0,069 \cdot 0,154 = 0,013 \text{ м}^3. \quad (177)$$

$$\delta/2 = V/F_{\text{нас}} = 0,013/1,279 = 0,01 \text{ м}. \quad (174)$$

9.8.3.3. Определение суммарного коэффициента теплообмена K_n

Отличительной особенностью регенеративного процесса является то, что температуры продуктов горения $T_{\text{пр}}$, газа T'_g , воздуха $T'_в$ и насадки T_n не сохраняются постоянными и непрерывно меняются по высоте регенератора, во времени, а температура насадки, кроме того, и по толщине кирпича " $\delta/2$ ". Однако при многократном повторении циклов наступает установившийся режим, при котором соблюдается постоянство изменения температуры газов и насадки в любой точке регенератора в течение каждого периода. Такой режим называется квазистационарным.

Закономерность изменения во времени температур $T_{\text{пр}}$, T'_g и $T'_в$ и температуры поверхности кирпича насадки T_n - средних по высоте регенератора может быть показана графически.

В процессе нагрева температура насадки возрастает, при этом кирпич все меньше принимает тепла, что приводит к повышению температуры отходящих продуктов горения. В период охлаждения насадки температура последней уменьшается, и также понижается температура газа и воздуха, проходящего через соответствующие регенераторы.

Для вывода формулы, по которой рассчитывается K_n , заменим переменные во времени температуры $T_{\text{пр}}$, T'_g , $T'_в$, T_n и T'_n средними за период нагрева и охлаждения и рассмотрим процесс теплообмена в регенераторе, воспользовавшись законом Ньютона-Рихмана.

Для возможности применения этого закона к процессу теплообмена в регенераторе, в котором тепло при прохождении продуктов горения и газа передается не только конвекцией, но и лучеиспусканием, представим коэффициент теплоотдачи α , состоящим из двух слагаемых: коэффициентов теплоотдачи конвекцией α_k и лучеиспусканием α_l

$$(\alpha = \alpha_k + \alpha_l). \quad (175)$$

Рассмотрим процесс теплообмена во время нагрева и охлаждения насадки.

В полупериод нагрева количество тепла Q , переданное продуктами горения насадке, равно

$$Q = 4,19 * \alpha * F (T_{\text{пр}} - T_{\text{н}}), \text{ кДж/полупериод} \quad (176)$$

Здесь: $\alpha = \alpha_k + \alpha_{\text{п}}$ - коэффициент теплоотдачи от продуктов горения к насадке, $\text{кДж/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$;

F - поверхность теплообмена, м^2 ;

Продолжительность полупериода нагрева равна $1/3$ часа.

В полупериод охлаждения насадки количество переданного газу и воздуху тепла Q' составит

$$Q' = 4,19 * \alpha' * F * (T'_{\text{н}} - T'_{\text{г,в}}), \text{ кДж/полупериод} \quad (177)$$

Здесь: $\alpha' = \alpha'_k + \alpha'_{\text{п}}$ - коэффициент теплоотдачи от насадки к газу (для воздуха, который практически не излучает, $\alpha' = \alpha'_k$), $\text{кДж/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$;

Время охлаждения равно $1/3$ часа.

Количество тепла, переданное продуктами горения непосредственно газу и воздуху, минуя насадку, замеры температуры которой на действующих печах весьма затруднительны, можно выразить уравнением

$$Q = 4,19 * K_+ * F * (T_{\text{пр}} - T'_{\text{г,в}}), \text{ кДж/период}, \quad (178)$$

используя суммарный коэффициент теплообмена K_+ ($\text{кДж/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$).

Обозначим $K_+ = K_{\text{п}}$, где K_+ - коэффициент теплообмена между продуктами горения и газом (воздухом) в регенераторе за период в 40 минут ($\text{кДж/м}^2 \cdot \text{пер.} \cdot \text{град}$).

$$Q = 4,19 * K_{\text{п}} * F * (T_{\text{пр}} - T'_{\text{г,в}}), \text{ кДж/период} \quad (179)$$

А теперь алгебраическим путем определим $K_{\text{п}}$, исключив из расчета поверхность теплообмена F , которая нам неизвестна.

Из уравнений имеем:

$$T_{\text{пр}} - T_{\text{н}} = Q/\alpha * F \quad \text{и} \quad T'_{\text{н}} - T'_{\text{г,в}} = Q'/\alpha' * F'. \quad (180)$$

Сложив эти выражения и оставив в левой части разность температур $T_{\text{пр}} - T'_{\text{г,в}}$, подставим вместо нее ее значение в уравнение.

$$Q/K_+ * F = Q/\alpha * F + Q'/\alpha' * F' + (T_{\text{н}} - T'_{\text{н}}). \quad (181)$$

Имея в виду, что $Q = Q'$, разделим все члены уравнения на Q/F , в результате чего получим:

$$1/K_{\text{п}} = 1/\alpha + 1/\alpha' + F/Q * (T_{\text{н}} - T'_{\text{н}}). \quad (182)$$

Для дальнейших выкладок процесс нагрева и охлаждения кирпича рассмотрим несколько подробнее, для чего повернем кривую охлаждения насадки с полупериода t' на полупериод. Из рисунка 21 видно, что температуры поверхности насадки в начале нагрева и в конце охлаждения, равно как и в конце нагрева и в начале охлаждения, совпадают, в то время как сами процессы нагрева и охлаждения описываются разными кривыми. При этом средние температуры насадки за полупериоды и t' не одинаковы, причем $T_n > T'_n$. Различие средних температур поверхности кирпича за время его нагрева и охлаждения при одинаковых начальной и конечной температуре носит название теплового гистерезиса. Явление гистерезиса связано с тем, что коэффициенты теплоотдачи α , теплопроводности λ и теплоемкость насадки c на восходящем и нисходящем потоке не одинаковы.

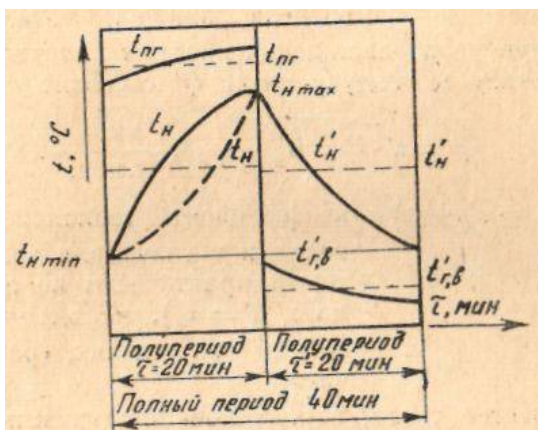


Рисунок 21 – Изменение температуры насадки регенератора

Естественно, что разность средних за время нагрева и охлаждения температур поверхности кирпича представляет собой только часть от разности температур $T_n \max$ и $T_n \min$. Последнее можно выразить в виде равенства

$$T_n - T'_n = (T_n \max - T_n \min) / K, \quad (183)$$

где K - некоторый коэффициент, характеризующий соотношение рассмотренных разностей температур.

С другой стороны, количество тепла, затрачиваемое на нагрев и отдаваемое при охлаждении насадки, может быть вычислено, как тепло, расходуемое на изменение теплосодержания кирпича.

$$Q = 4,19 \cdot F \cdot \delta / 2 \cdot \rho \cdot c \cdot (T_n \max - T_n \min) \cdot n, \quad \text{кДж} \quad (184)$$

где $F \cdot \delta/2$, ρ , c - соответственно объём, плотность и теплоемкость насадочного кирпича, n - коэффициент использования насадки, учитывающий, что температура поверхности кирпича не равна температуре всей его массы, и равный отношению действительно аккумулированного тепла к теплу, которое могло бы быть аккумулировано насадкой при ее бесконечно большой теплопроводности ($\lambda = \infty$).

Коэффициенты K и n , зависящие от критериев нагрева Фурье и Био, для насадки коксовых печей довольно постоянны и равняются: $K = 3$; $n = 0.95$. Плотность шамотного кирпича равна 1860 кг/м^3 , а его теплоемкость c в зависимости от температуры рассчитывается по формуле

$$c = 4,19 \cdot (0,21 + 0,000055 \cdot T), \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}; \quad (185)$$

где: T - средняя температура насадки за весь процесс, $^{\circ}\text{C}$.

Подставим разность максимальной и минимальной температуры поверхности кирпича ($T_{н \max} - T_{н \min}$) из равенства в равенство, а затем разность средних температур ($T_{н} - T'_{н}$), в свою очередь, в равенство. В результате получим конечную формулу для определения суммарного коэффициента теплообмена за период.

$$1/K_n = 1/\alpha + 1/\alpha' + 1/\delta/2 \cdot \lambda \cdot c \cdot n \cdot K, \quad (186)$$

где $1/K_n$ - величина, обратная общему коэффициенту теплообмена в регенераторе, или суммарное тепловое сопротивление при переходе тепла от продуктов горения к воздуху (газу);

$1/\alpha$ - тепловое сопротивление при передаче тепла от продуктов горения к насадке;

$1/\alpha'$ - тепловое сопротивление при переходе тепла от насадки к воздуху (газу);

$1/\epsilon = 1/\delta/2 \cdot \lambda \cdot c \cdot n \cdot K$ - тепловое сопротивление самой насадки.

Если $1/\epsilon$ принять равным нулю (случай идеального теплообмена), то ошибка при определении K_n будет равна 5%.

Приведенный метод расчета коэффициента K_n разработан немецким теплотехником К.Руммелем. И.Д.Семикин и Э.М.Гольдфарб предложили другую формулу для определения $1/\epsilon$, применение которой, как показали специальные сопоставления, дает результаты, наиболее четко согласующиеся с опытными данными. По Семикину и Гольдфарбу

$$1/\epsilon = 2/3 \cdot \delta/2 \cdot 1/[1 - 2/15 \cdot (\delta/2) \cdot 1/a], \quad (187)$$

где: λ - коэффициент теплопроводности кирпича насадки, зависящий от температуры; для шамотного огнеупора $\lambda = 4,19 \cdot (0,72 + 0,0005 \cdot t)$, кДж/м²*час*град; t - средняя температура насадки за весь процесс (°C); a - коэффициент температуропроводности кирпича; $a = \lambda/\rho \cdot c$, м²/час. Продолжительность нагрева или охлаждения равна 1/3 часа.

9.8.3.4. Определение коэффициентов теплоотдачи конвекцией и лучеиспусканием

В настоящее время для определения коэффициента теплоотдачи конвекцией α_k в регенераторах коксовых печей со щелевидной фасонной насадкой используется формула Бема, которая выведена для кирпичных каналов с шероховатой поверхностью и ламинарным режимом движения потока.

$$\alpha_k = 4,19 \cdot (0,9617 + 0,2125 \cdot W_o/D_r) \cdot T, \text{ кДж/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}, \quad (188)$$

где: T - температура газа, воздуха и продуктов горения, К
 W_o - скорость газов в регенераторе при нормальных условиях, м/с;
 D_r - гидравлический диаметр свободного сечения насадки, м.

Коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием α_l определяется на основании законов лучистого теплообмена по методике, изложенной в разделе Теплопередача в отопительном простенке.

Так как температура газов и насадки по высоте регенераторов значительно меняется, а коэффициенты α_k и α_l от температуры зависят по-разному, суммарный коэффициент теплообмена K_n вычисляется отдельно для верха и низа регенератора, после чего берется его среднее значение.

9.8.3.5. Определение поверхности теплообмена и необходимого количества насадки

Расчет поверхности F производится на основании закона конвективного теплообмена по формуле:

$$F = Q_n / K_n \cdot t, \text{ м}^2, \quad (189)$$

где Q_p - количества тепла, полученное воздухом(газом) в регенераторе и равное разности теплосодержаний этих продуктов после и до нагрева, кДж/период;

K_p - суммарный коэффициент теплообмена, кДж/м²*пер*град;

t – средняя логарифмическая разность температур, равная:

$$t = \frac{(t_{2пр} - t_{2г,в}) - (t_{1пр} - t_{1г,в})}{\ln(t_{2пр} - t_{2г,в}/t_{1пр} - t_{1г,в})} \quad (190)$$

Зная потребную поверхность теплообмена F и омываемую поверхность одного ряда насадки и стен ΣF , можно определить число рядов насадки "m", которое необходимо уложить в регенераторе:

$$m = F / \Sigma F, \text{ шт.} \quad (191)$$

9.9. РЕЦИРКУЛЯЦИЯ ПРОДУКТОВ ГОРЕНИЯ, КАК ОСНОВНОЙ МЕТОД УЛУЧШЕНИЯ РАВНОМЕРНОСТИ ОБОГРЕВА КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ ПО ВЫСОТЕ

Рециркуляция применяется в большинстве современных печей, как в России, так и за рубежом (см. раздел 5).

Движущими силами, возвращающими продукты горения из нисходящего потока в восходящий являются:

1. Силы эжекции, вызываемые струями газа и воздуха;
2. Разность гидростатических подпоров восходящего и нисходящего потоков, при этом увеличивается количество газов, проходящих по вертикалу и перевальному окну, и, следовательно. Повышается сопротивление движению.

Очевидно, кратность рециркуляции определяется исходя из равенства сил эжекции и сил сопротивления, Па:

$$\Delta h_g + \Delta h_b + \Delta h_{ост} + \Delta h_{гидрост} = \Delta P_{верт} + \Delta P_{пов} + \Delta P_{пер} + \Delta P_{ро} \quad (192)$$

$$\text{где сила эжекции газа: } \Delta h_g = V_g^{2*} \rho_g * T_g / (F_1 * F_3 * g * 273) \quad (193)$$

$$\text{сила эжекции воздуха: } \Delta h_b = V_b^{2*} \rho_b * T_b / (F_2 * F_3 * g * 273) \quad (194)$$

сила эжекции остаточного количества продуктов горения:

$$\Delta h_{ост} = V_{пр}^{2*} \rho_{пр} * T_{пр} / (F_3^{2*} * g * 273) \quad (195)$$

разность гидростатических подпоров:

$$\Delta h_{гидрост} = \ell * \rho_{пр} * 273 * (1/T_{нисх} - 1/T_{восх}) \quad (196)$$

сопротивление вертикала:

$$\Delta P_{верт} = 2 * 0,05 * \ell * V_{пр}^{2*} * (1 + x)^2 * \rho_{пр} * T_{пр} / (d * F_3^{2*} * g * 273) \quad (197)$$

сопротивление поворота:

$$\Delta P_{\text{пов}} = 3 * V_{\text{пр}}^2 * (1 + x)^2 * \rho_{\text{пр}} * T_{\text{пр}} / (F_3^2 * 2g * 273) \quad (198)$$

сопротивление перевала:

$$\Delta P_{\text{пер}} = V_{\text{пр}}^2 * (1+x)^2 * \rho_{\text{пр}} * T_{\text{пр}} * (0,5 * (1/F_4^2 - 1/F_3^2) + (1/F_4 - 1/F_3)^2) / (2g * 273) \quad (199)$$

сопротивление рециркуляционного окна:

$$\Delta P_{\text{ро}} = V_{\text{пр}}^2 * x^2 * \rho_{\text{пр}} * T_{\text{пр}} * (3/F_3^2 + 0,5 * (1/F_5^2 - 1/F_3^2) + (1/F_5 - 1/F_3)^2) / (2g * 273) \quad (200)$$

В формулах (193) – (200):

$V_{\text{г}}$ – секундное количество газа, поступающее в вертикал, м³/с;

$V_{\text{в}}$ – секундное количество воздуха, поступающее в вертикал, м³/с;

$V_{\text{пр}}$ – секундное количество продуктов горения, выходящее из вертикала, м³/с;

F_1 – сечение горелки или сечение газового косога хода, м²;

F_2 – сечение воздушного косога хода, м²;

F_3 – сечение вертикала, м²;

F_4 – сечение перевала, м²;

F_5 – сечение рециркуляционного окна, м²;

l – высота вертикала, м;

d – гидравлический диаметр вертикала, м;

$\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{в}}$, $\rho_{\text{пр}}$ – плотность газа, воздуха и продуктов горения, кг/м³;

$T_{\text{г}}$, $T_{\text{в}}$, $T_{\text{пр}}$ – абсолютные температуры газа, воздуха и продуктов горения, К;

$T_{\text{нисх}}$ – абсолютная температура в нисходящем вертикале, К;

$T_{\text{восх}}$ – абсолютная температура в восходящем вертикале, К;

x – отношение количества рециркуляционных газов к количеству газов, полученных при горении.

Подставим формулы (197) – (204) в формулу (196) и в правой части введем поправочный коэффициент 0,75, т.к. кратность рециркуляции зависит от взаимного положения горелки, косых ходов и рециркуляционного окна, что учесть данным уравнение невозможно. Поправочный коэффициент указывает на неполное использование сил эжекции, и расчет наиболее соответствует фактическим данным. Поправочный коэффициент установлен эмпирическим путем на гидравлических и огневых моделях.

Рассчитав коэффициент рециркуляции в замкнутых парах по формуле (196) для печей ПВР получаем величину 0,31. При экспериментах, проводимых УХИНОм и Гипрококсом получена величина 0,356, что близко с расчетным.

10. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РЕЖИМ И ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Гидравлический расчет - это расчет распределения давления и движение газов в отопительной системе в камерах коксовых печей. Расчет предусматривает определение гидравлического сопротивления отопительной системы печей и нахождение давления в ее характерных точках. На основании найденного гидравлического сопротивления системы и бороров производится расчет дымовой трубы. Знание же сопротивления отдельных участков дает возможность в случае необходимости своевременно расширить сечение, изменить конструкцию элемента. Данные гидравлического расчета позволяют определять необходимые параметры для регулирования отсоса газа и обогрева батарей путем расстановки соответствующих регулировочных средств (горелок, регистров, дросселей), с задачей установления нормального гидравлического режима. Современный гидравлический режим, разработанный ещё в СССР инженером Р.З. Лернером в 1938 году, характеризуется тремя правилами.

1 правило *Давление газов в камере коксования должно быть положительным, т. е. больше атмосферного на протяжении всего периода коксования.*

Если давление в камере коксования будет меньше атмосферного, в неё засосётся воздух. Это вызовет горение кокса и газа. Коксовый газ будет разбавляться азотом воздуха. На коксе образуется корочка золы, при взаимодействии которой с кладкой печи она будет выкрашиваться с образованием раковин и прогаров, особенно на «головках» отопительных простенков.

Однако, давление не должно быть чрезмерно большим, т.к. выбивание наружу и горение коксового газа будет изгибать анкерные колонны, приведёт к потерям газа и химических продуктов. Затруднит обслуживание печей.

Наиболее вероятен подсос воздуха в камеру в конце процесса перед выдачей готового кокса. В этот момент давление газов в камере минимально и определяется в основном гидростатическим подпором и давлением в газосборнике. Наиболее опасным с этой точки зрения является под камеры под стояком. Соблюдение первого правила будет обеспечено, если в этой точке за 20 минут до выдачи кокса будет поддерживаться давление + 0,5 мм вод.ст. (5 Па). Это достигается рациональным режимом отсоса газа и поддержанием в газосборнике давления порядка 10 – 12 мм вод.ст. (100 – 120 Па).

2 правило: *Давление в нижней части камеры в конце периода коксования должно быть больше давления в верхней*

части регенератора, работающих на восходящем потоке, во всех случаях эксплуатации коксовых печей.

При работе печей переток продуктов горения из отопительной системы в камеру коксования недопустим. Поэтому на каждом уровне абсолютное давление в камере должно быть больше, чем в отопительной системе.

Огнеупорная кладка, разделяющая загрузку и отопительную систему, не является абсолютно герметичной и содержит тончайшие капилляры и трещинки, по которым возможен переток газов из камеры в отопительную систему и наоборот.

Небольшой переток сырого коксового газа в отопительную систему не вреден, т.к. разлагающиеся в капиллярах и швах при высокой температуре углеводороды образуют графит, который уплотняет кладку, снижает переток.

При перетоке в камеру продукты горения, содержащие кислород, разграфичивают кладку, ухудшают качество продуктов коксования. Образующаяся при горении кокса зола, разрушает стены камеры, поэтому такой переток даже на короткое время недопустим.

Превышение давления в камере коксования над давлением в отопительной системе будет обеспечено, если в наднасадочном пространстве регенераторов («глазках») на восходящем потоке будет поддерживаться разрежение не менее 3 мм вод.ст. (30 Па). При этом в самой верхней точке отопительной системы (под крышкой шахточки) давление должно быть равно атмосферному.

Если давление на верху печей велико, из шахточки будет выбивать газ, крышка перегреется и заграфитится, затруднится обслуживание печей. При разрежении в отопительную систему будет засасываться холодный воздух и угольная пыль. Воздух охладит кирпич, вызывая появление трещин, а образующаяся при сгорании угля зола заплавит вертикал. На действующих печах практически под крышкой шахточки поддерживается небольшое давление 0,2 мм вод.ст. (2 Па).

Необходимое разрежение в «глазках» регенераторов, работающих на восходящем потоке рассчитывается и отслеживается.

3 правило: Распределение давления газовых потоков по высоте отопительной системы должно быть постоянным для каждого данного режима обогрева коксовых печей.

Уменьшение или увеличение разрежения в отдельных точках отопительной системы приводит к изменению количества поступающих газа и воздуха и, как результат, к изменению режима обогрева печей.

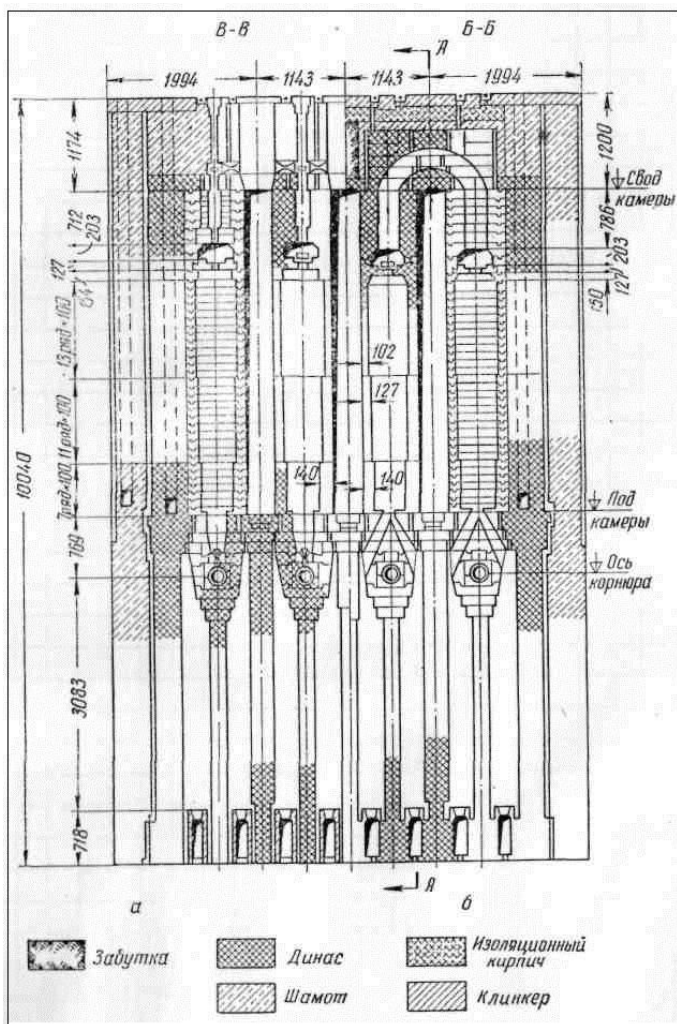


Рисунок – 22 Печи ПК 1-й (б) и 2-й (а) нормализации (поперечный разрез)

Так, например, при отоплении печей смесью доменного и коксового газа уменьшение разрежения в «глазках» газовых регенераторов, работающих на восходящем потоке, без изменения разрежения в «глазках» сопряжённых воздушных регенераторов вызывает возрастание количества поступающего в систему газа, т.е. уменьшению коэффициента избытка воздуха α . Или увеличение разрежения в «глазках» регенераторов при нисходящем потоке и увеличение тяги в боровах без изменения сечений для прохода газов обуславливает поступ-

ление в систему большего количества воздуха и частично газа. Поэтому величины разрежения в характерных точках отопительной системы (рисунок 22) применительно к данной конструкции печей, особенностям шихты, периоду коксования и пр. должны поддерживаться постоянными, т.е. вид гидравлической кривой должен быть постоянным.

Таким образом, в практике эксплуатации коксовых печей контроль поступления газа и воздуха сводится к проверке разрежений в «глазках» регенераторов.

Цель гидравлического расчета коксовых печей следующая:

1. Определить сопротивление отопительной системы и боронов, а отсюда найти необходимое разрежение у основания дымовой трубы.
2. Определить давление в различных точках отопительной системы.
3. Определить распределение воздуха по длине регенератора и простенка и подобрать требуемую расстановку регулировочных средств.

10.1. УРАВНЕНИЕ БЕРНУЛЛИ

Математическое описание движения газов производится на основании законов перемещение жидкостей и газов. Общая закономерность движения жидкостей и газов в виде потоков постоянной массы подчиняется уравнению Бернулли. Это уравнение является частной формой закона сохранения энергии в приложении к гидравлике и заключается в том, что сумма всех видов механической энергии, которыми обладает движущаяся струя идеальной жидкости, остается постоянной в любом произвольном сечении:

$$P + W^2/2 * \rho + H*\rho = const \quad (201)$$

Для реальной жидкости и газа при перемещении их по какому-либо каналу от первого сечения ко второму уравнение Бернулли имеет вид:

$$P_1 + W_1^2/2*\rho + H_1*\rho = P_2 + W_2^2/2*\rho + H_2*\rho + \Delta P_{1-2} \quad (202)$$

где P_1 и P_2 - статическое давление потока соответственно в 1 и 2 сечении, Па

W_1 и W_2 - средние по сечению канала скорости потока, м/с

H_1 и H_2 - геометрическая высота осевой линии потока в сечении 1 и 2, м

ρ - плотность газов, кг/м³

ΔP_{1-2} - потеря напора на преодоление сопротивлений, Па (всегда положительная величина)

10.2. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ

При движении газов и жидкостей в различных трубопроводах, каналах, борах и пр. имеет место трение газа о стенки трубопроводов и между его отдельными слоями, а при изменении формы канала или направления движения возникают завихрения потока, вызывающие местные сопротивления.

Различные виды местных сопротивлений показаны на рисунке 23.

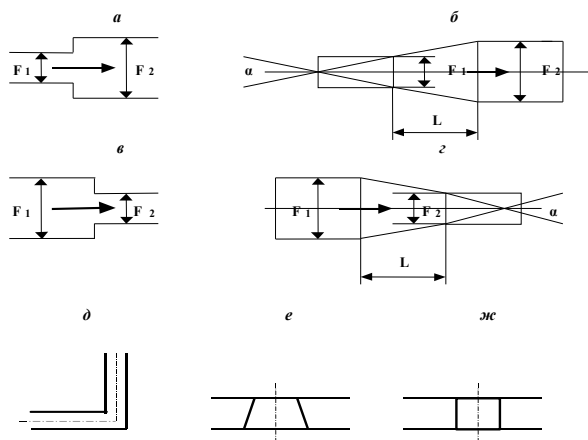


Рисунок 23 - Виды местных сопротивлений:

а – внезапное расширение; б – постепенное расширение (диффузор); в – внезапное сужение; г – постепенное сужение (конфузор); д – поворот; е – коническое колосниковое отверстие; ж – цилиндрическое колосниковое отверстие

Специальные исследования показали, что во всех случаях потери статического давления пропорциональны скоростному напору, т.е

$$\Delta P = \zeta * W^2 / 2 * \rho \quad (203)$$

где ζ - безразмерный коэффициент сопротивления, показывающий, какая доля скоростного напора потока на каком-либо участке тратится на преодоление сопротивления.

10.2.1. Вычисление гидравлических сопротивлений.

Важнейшим видом сопротивления движения является трение потока о стены. Потеря напора на трение в канале с постоянным расходом вычисляется по формуле Дарси-Вейсбаха:

$$P_1 - P_2 = \lambda \cdot \ell / d_r \cdot W_{0cp}^2 / 2 \cdot \rho_0 \cdot T / 273 \quad (204)$$

где λ - коэффициент сопротивления трению относительной длины участка (ℓ / d_r), зависящей от состояния потока которое характеризуется критерием Рейнольдса; для шероховатых кирпичных каналов используется формула академика Доброхотова

$$\lambda = 0,175 / Re^{0,12}, \quad (205)$$

здесь $Re = W_{0cp} \cdot d_r \cdot \rho_0 / \mu$

ℓ и d_r - длина и гидравлический диаметр канала, м

W_{0cp} - средняя по сечению и по длине канала скорость потока, вычисленная при нормальной температуре, м/с

ρ_0 - плотность газов при нормальных условиях, кг/м³

$T/273$ - поправка, учитывающая влияние температуры газового потока.

$d_r = 4F / \Pi$, где Π - периметр канала, м.

F - площадь сечения канала, м².

Потеря напора на трение в сборном раздающем или собирающем канале вычисляется с поправочным множителем «1/3» и по скорости в начале канала, где она максимальная.

$$\Delta P_{тр.} = 1/3 \cdot \lambda \cdot \ell / d_r \cdot W_{0max}^2 / 2 \cdot \rho_0 \cdot T / 273, \text{ Па} \quad (206)$$

W_{0max}^2 - максимальная скорость в канале

Потеря напора на трение в насадке регенератора рассчитывается по эмпирической формуле Финлейсона и Тейлора:

$$\Delta P = 0,18 \cdot c \cdot \ell \cdot W_0^2 \cdot \rho_0 \cdot T_{cp} / (d_r^{1,25} \cdot 760) \cdot g, \text{ Па} \quad (207)$$

где $0,18$ - коэффициент перевода британских мер в метрические,

c - коэффициент зависящий от типа насадки; для решетчатого фасонного кирпича $c = 0,22$

T - температура газов, средняя между низом и верхом регенератора, К

Потеря напора при внезапном расширении потока:

$$\Delta P = \zeta * W_{0max}^2 / 2 * \rho_0 * T / 273, \text{ Па} \quad (208)$$

Коэффициент местного сопротивления « ζ » равен:

$$\zeta = (1 - F_1 / F_2)^2 \quad (209)$$

F_1 и F_2 - площади малого и большого сечения, м².

В случае расширения потока до бесконечности (например, потеря на вылет из дымовой трубы) $\zeta = 1$.

При постепенном расширении потока (диффузор) $\zeta_{расш} = \zeta * \varphi$, где φ – коэффициент полноты гидравлического удара, представляющий собой отношение потери напора при постепенном и внезапном расширении.

$$\varphi = \kappa (\text{tg} \alpha / 2)^{1,25} \quad (210)$$

где α - центральный угол расширения.

Для конических и плоских диффузоров при $\alpha = 0 - 40^\circ$; $\kappa = 3,2$; для пирамидальных диффузоров $\kappa = 4,0$ при $\alpha = 0 - 40^\circ$. При этом сопротивление трению в каналах с плавно изменяющимся сечением (например, наклонный участок косога хода) учитывается отдельно.

Для определения сопротивления отверстий колосниковой решетки общий коэффициент сопротивления удобно представлять в виде:

$$\zeta = \zeta_{расш} + \zeta_{тр}, \quad (211)$$

$$\text{где } \zeta_{тр} = \lambda / (8 * \sin \alpha / 2) * [(1 - (F_1 / F_2)^2)], \quad (212)$$

Коэффициент сопротивления трению « λ » рассчитывается по скорости в меньшем сечении.

При внезапном сужении потока величина ζ зависит от отношения сечения F_2 / F_1 .

Потеря напора при внезапном сужении потока:

$$\Delta P = \zeta * W_{0max}^2 / 2 * \rho_0 * T / 273 \quad (213)$$

Коэффициент местного сопротивления:

$$\zeta = 0,5(1 - F_2 / F_1) \quad (214)$$

В случае постепенного сужения канала в отверстиях колосниковой решетки:

$$\zeta = \zeta_{суж} + \zeta_{тр} \quad (215)$$

$$\zeta_{\text{суж}} = \kappa * (1 - F_2/F_1) \quad (216)$$

Величина « κ » определяется по таблице в зависимости от центрального угла сужения « α » и отношения длины конфузора « L » к его гидравлическому диаметру « dr » в узком сечении (таблица 24)

Таблица 24 – Величина « κ » для вычисления гидравлического сопротивления конфузоров

L/dr min	Величина центрального угла α , °			
	0	10	30	60
0,05	0,5	0,45	0,36	0,80
0,10	0,5	0,40	0,25	0,18
0,60	0,5	0,28	0,13	0,12

При больших отношениях L/dr , например, для сужающейся части косога хода

$$\zeta_{\text{суж}} = 0,5 * \sin \alpha / 2 (1 - F_2/F_1) \quad (217)$$

Коэффициент потерь напора на трение, как и для диффузора, определяется по формуле

$$\zeta_{\text{тр}} = \lambda / (8 * \sin \alpha / 2) * [1 - (F_1/F_2)^2] \quad (218)$$

При повороте струи коэффициент сопротивления трению определяется как для прямых участков. При плавных поворотах с закруглением коэффициент сопротивления зависит от радиуса закругления и определяется:

$$\zeta = [0,131 + 0,16(d/R)^{3,5}] * \alpha / 90 \quad (219)$$

где d - диаметр колена, м

R - радиус закругления, м

Следует отметить, что приведенные формулы полностью справедливы только для указанного местного сопротивления в чистом виде, т. е. при наличии достаточного стабилизирующего участка до и после сопротивления. В случае сложного сопротивления величины соответствующих его простых составляющих не являются аддитивными. Как правило, сложное местное сопротивление больше суммы простых. Вместе с тем при расчете сложных элементов коксовых печей приходится пользоваться данными формулами и суммировать вели-

чины отдельных местных сопротивлений. В целом ряде случаев результаты имеют хорошую сходимость.

10.2.2. Аэродинамика сборных каналов

Сборным или распределительным каналом называется канал, по всей длине которого через отверстия входят и выходят печные газы. Сборными называют и раздающие, и собирающие каналы. Особую роль в отопительной системе коксовых печей играют подовые каналы. Эти каналы, которые на восходящем потоке являются раздающими, а на нисходящем - собирающими, призваны равномерно распределять газовые потоки по длине насадки регенераторов для достижения высокого термического к.п.д. печей.

При относительно незначительном сопротивлении насадки, основными факторами, определяющими распределение газов в регенераторах, является статическое давление в подовом канале и сопротивление отверстий колосниковой решетки.

Рассмотрим движение газов в подрегенераторном канале на восходящем и нисходящем потоках, воспользуемся уравнением Бернулли:

$$p_1 + W_1^2/2 * \rho * T/273 + H_1 * \rho = p_n + W_n^2/2 * \rho * T/273 + H_n * \rho + \Delta p_{1-n}, \quad (220)$$

где p_1 и p_n - относительные статические давления в сечении «1-1» и произвольном сечении «n-n», Па.

W_1 и W_n - скорости потока в соответствующих сечениях, м/с;

Δp_{1-n} - сопротивление участка, Па;

$$\Delta p_{1-n} = \zeta * W^2/2 * \rho * T/273, \quad (221)$$

где ζ – коэффициент, учитывающий так же изменение энергии потока вследствие изменения его массы.

При этом могут иметь место 3 случая:

$$а) \quad \Delta p_{1-n} = W_1^2 - W_n^2/2 * \rho * T/273 \quad (222)$$

$$б) \quad \Delta p_{1-n} > W_1^2 - W_n^2/2 * \rho * T/273 \quad (223)$$

$$в) \quad \Delta p_{1-n} < W_1^2 - W_n^2/2 * \rho * T/273 \quad (224)$$

Для работы коксовых печей наиболее характерен случай «в», при котором статическое давление по длине подового канала возрастает, и канал при одинаковом сопротивлении колосниковых отверстий

будет работать неправильно: больше газов будет переходить в насадку у перегородки и меньше - у клапана. При движении газов вниз, рассматривая поток от сечения «n-n» к «1-1», запишем:

$$p_n + W_n^{2*} \rho / 2 * T / 273 = p_1 + W_1^{2*} \rho / 2 * T / 273 + \Delta p_{n-1}, \quad (225)$$

откуда

$$p_n = p_1 + (W_1^2 - W_n^2) / 2 * \rho * T / 273 + \Delta p_{n-1} \quad (226)$$

Это уравнение свидетельствует о том, что на нисходящем потоке статическое давление в подовом канале от клапана к перегородке всегда будет возрастать, причем в большей степени, чем на восходящем потоке.

Однако в этом случае давление в подовом канале не способствует, а препятствует прохождению газов через колосниковую решетку, в результате чего при одинаковом сопротивлении отверстий больше газов будет проходить у клапана, а меньше - у перегородки.

10.2.3. Гидростатический подпор

Рассмотрим изменение абсолютного статического давления газов по высоте какого-либо канала или трубы и атмосферного воздуха, воспользовавшись уравнением Бернулли. При отсутствии движения газов имеем (рис.5.):

– для атмосферы $P_1 + H_1 * \rho_B = P_2 + H_2 * \rho_B$,
обозначая $H_2 - H_1 = H$, можем записать:

$$P_2 = P_1 - H * \rho_B \quad (227)$$

– аналогично для трубы:

$$P'_2 = P'_1 - H * \rho_{пг} \quad (228)$$

Найдем относительное давление на рассматриваемых горизонтах трубы, которые представляют собой разность между абсолютными давлениями газов в трубе и в атмосфере, а для этого вычтем из уравнения (231) уравнение (232):

$$P_2 - P'_2 = P'_1 - H * \rho_{пг} - P_1 + H * \rho_B; \quad (229)$$

и обозначая далее $P'_2 - P_2 = p_2$ и $P'_1 - P_1 = p_1$,
получим:

$$\text{в трубе} \quad p_2 = p_1 + H * (\rho_B - \rho_{пг}) \quad (230)$$

или с учетом температуры газов:

$$p_2 = p_1 + H * (\rho_{0B} * 273 / T_B - \rho_{0пг} * 273 / T_{пг}) \quad (231)$$

Из этого уравнения следует, что при перемещении вверх по трубе от сечения «1 - 1» к сечению «2 - 2», относительное давление газов в ней возрастает на величину $H^*(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{пг}})$. Эта величина представляет собой разность геометрических напоров, образующихся вследствие различия плотностей наружного воздуха и дымового газа, наполняющего трубу, и называется гидростатическим подпором.

Если верхний конец этой трубы соединить с атмосферой, то в ней возникает ток газов, направленный вертикально вверх.

С учетом сопротивления при перемещении газов от 1-ого сечения ко 2-му будем иметь:

$$p_2 = p_1 + H(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{пг}}) - \Delta p_{1-2}, \quad (232)$$

а при движении вниз от сечения «2 - 2» к сечению «1- 1»:

$$p_1 = p_2 - H^*(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{пг}}) - \Delta p_{2-1} \quad (233)$$

На практике чаще имеем дело с небольшими разрежениями, т.е. с таким положением, при котором абсолютное давление газов в отопительной системе печей несколько меньше атмосферного. С учетом того, что разрежение представляет собой отрицательное давление, для разрежения получим:

$$p_2 = p_1 - H^*(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{пг}}) + \Delta p_{1-2} \quad (\text{при движении газов вверх}) \quad (234)$$

$$p_1 = p_2 + H^*(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{пг}}) + \Delta p_{2-1} \quad (\text{при движении газов вниз}) \quad (235)$$

10.2.4. Расчет сопротивлений клапанов и борцов

Расчет производится по общим методам изложенным выше. Но т.к. механизм движения на этих участках изучен недостаточно, не которые коэффициенты принимаются не по теоретическим формулам, а на основании результатов экспериментальных данных. При расчете сопротивления клапана принимаются следующие частные сопротивления:

1. Коэффициент сопротивления прохода под тарелкой клапана равно 2,6;

Общее сопротивление при обогреве доменным газом составляет 49 Па.

2. Общее сопротивление дымового патрубка трению и на поворот 90° при входе в боров составляет 19,6 - 29,4 Па. В боровых учитывается сопротивления трения, плавные повороты на 90° процент

сопротивления при этом обычно принимает значение равное 1, а слияние потоков при переходе из боковых борозд в общий принимаются одинаковыми при каждом слиянии потоков. Общее сопротивление боковых борозд от 98 до 117,6 Па, и зависит от длины борозды, т.е. числа печей в батарее. Сопротивление общего борозды складывается из потерь на трение и на поворот 90° в дымовой трубе. Сопротивление общего борозды около 29,4 Па. Сопротивление клапанов и борозды в 1,5 - 2 раза превышает сопротивление отопительной системы.

10.3. РАСЧЕТ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ДАВЛЕНИЙ В ОТОПИТЕЛЬНОЙ СИСТЕМЕ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ

Настоящий расчет предусматривает определение сопротивления каждого участка отопительной системы, гидростатического напора на этих участках и нахождение давления в характерных точках по высоте печей. При отоплении батареи бедным газом рассчитывается сопротивление только для газовой ветви потока, а для воздушной оно определяется, исходя из закона пропорциональности сопротивлений квадрату количества проходящих газов, их плотности и абсолютной температуре.

Схема движения печных газов для печей ПВР представлена на рисунке 22, где указаны характерные узловые точки, в которых определяют необходимые параметры гидравлического режима.

Расчет давлений в отдельных участках отопительной системы коксовых печей производится в следующей последовательности. Для расчета сопротивления какого-либо узла отопительной системы требуются следующие данные: количество печных газов (газа, воздуха, продуктов сгорания), проходящих через рассчитываемый узел, плотность и температура газов, геометрическая характеристика узла, схематический чертеж с основными размерами, по которым вычисляются площади поперечных сечений отдельных участков узла и скорости печных газов.

Скорость газа вычисляется по минимальной площади сечения или для отдельных элементов узла. Скоростной напор печных газов равен:

$$W_0^2/2 * \rho_0 * T/273 \quad (236)$$

Общее сопротивление узла рассчитывают как сумму отдельных местных сопротивлений или по общему коэффициенту сопротивления.

Исходные данные для гидравлического расчета коксовых печей представлены в таблице 24 и на рисунке 24.

Таблица 24 - Исходные данные для гидравлического расчета
 коксовых печей

Участок отопительной системы	Сечение F, м ²	Длина L, м	Диаметр эквивалентный D, м
Восходящий поток			
Подовый канал	0,141	6,923	0,351
Колосниковая решетка			
Минимальные	0,00096	---	0,035
Средние	0,00241	0,102	0,0525
Максимальные	0,00385	---	0,07
Насадка регенератора	1,13	2,145	0,03
Наднасадочное пространство			
Минимальные	0,248	---	---
Средние	1,732	0,12	0,501
Максимальные	2,8	---	---
Косой ход (короткий)			
На входе	0,025	---	---
Среднее	0,012	1,2	0,109
На выходе	0,0063	---	---
Вертикал	0,218	3,96	0,445
Перевальное окно	0,114	---	0,333
Шахточка вертикала	---	1,936	---
Нисходящий поток			
Вертикал	0,218	3,96	0,445
Косой ход (длинный)			
На входе	0,0063	---	---
Среднее	0,012	1,54	0,109
На выходе	0,025	---	---
Наднасадочное пространство			
Минимальные	0,248	---	---
Средние	1,732	0,12	0,501
Максимальные	2,8	---	---
Насадка регенератора	1,13	2,145	0,03
Колосниковая решетка			
Минимальные	0,00096	---	0,035
Средние	0,00241	0,102	0,0525
Максимальные	0,00385	---	0,07
Подовый канал	0,141	6,923	0,351

Результаты расчета гидравлического режима коксовых печей представлены на рисунках 25-30

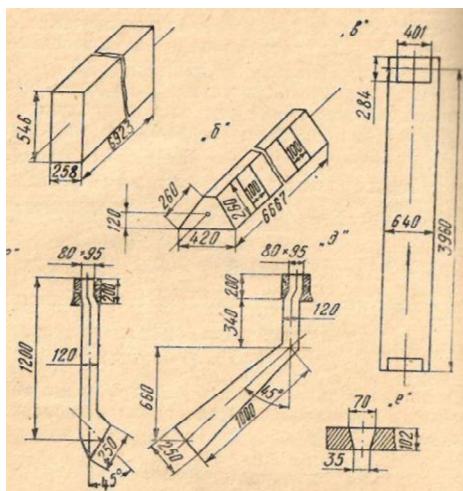


Рисунок 24 – Элементы отопительной системы печи ПВР объёмом 30 м³

а – подовый канал регенератора; б – наднасадочное пространство регенератора; в - вертикал; г – короткий косой ход; д – длинный косой ход; е – колосниковое отверстие

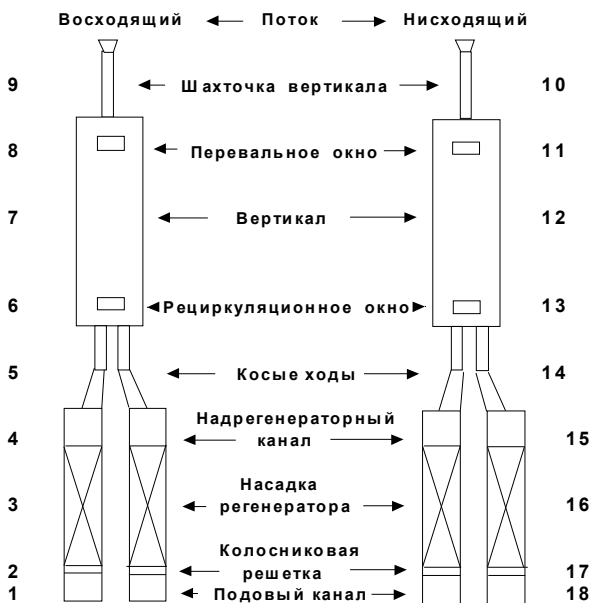


Рисунок 25 - Схема распределения характерных узловых точек отопительной системы коксовых печей ПВР

1 – 18 - номера узловых точек, в которых производятся основные гидравлические расчеты



Рисунок 26 – Распределение температур в характерных точках гидравлической системы

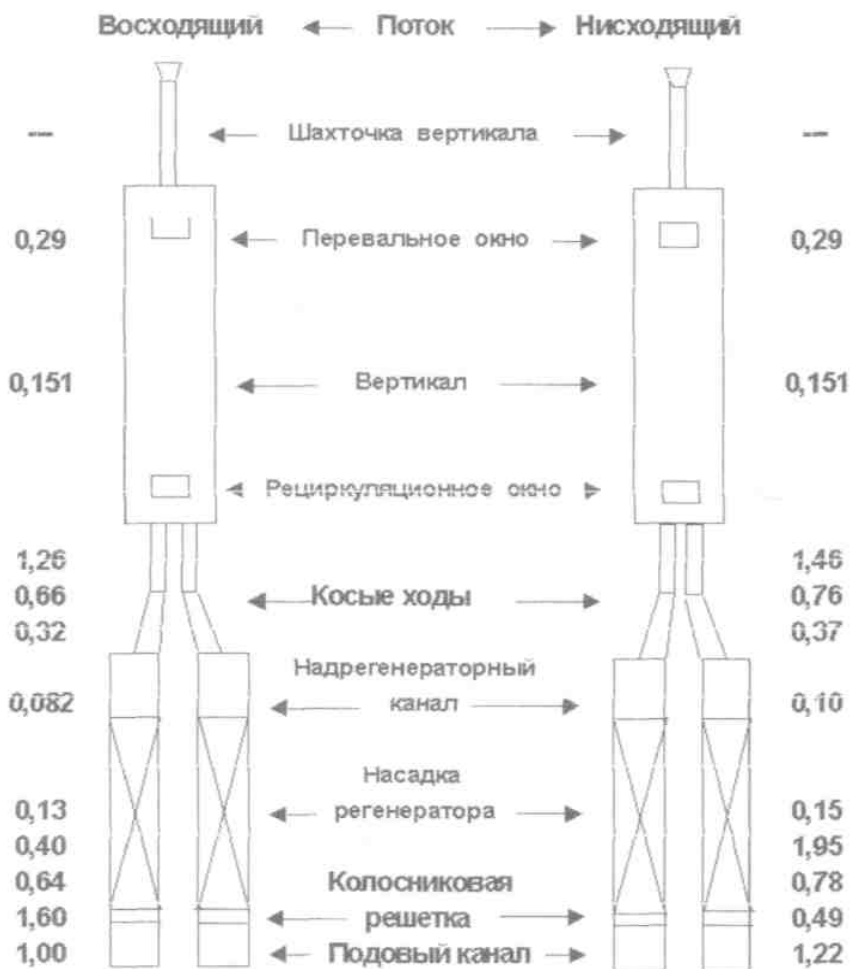


Рисунок 27 – Распределение скоростей в характерных точках гидравлической системы

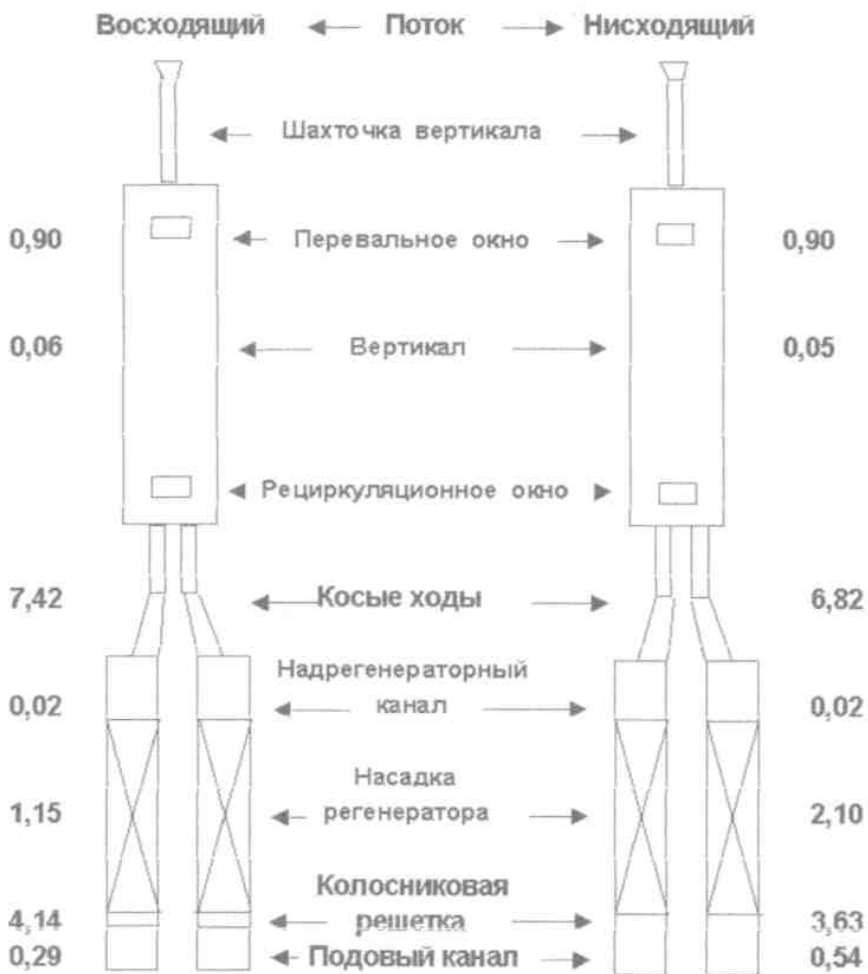


Рисунок 28 – Распределение гидравлических сопротивлений в характерных точках гидравлической системы

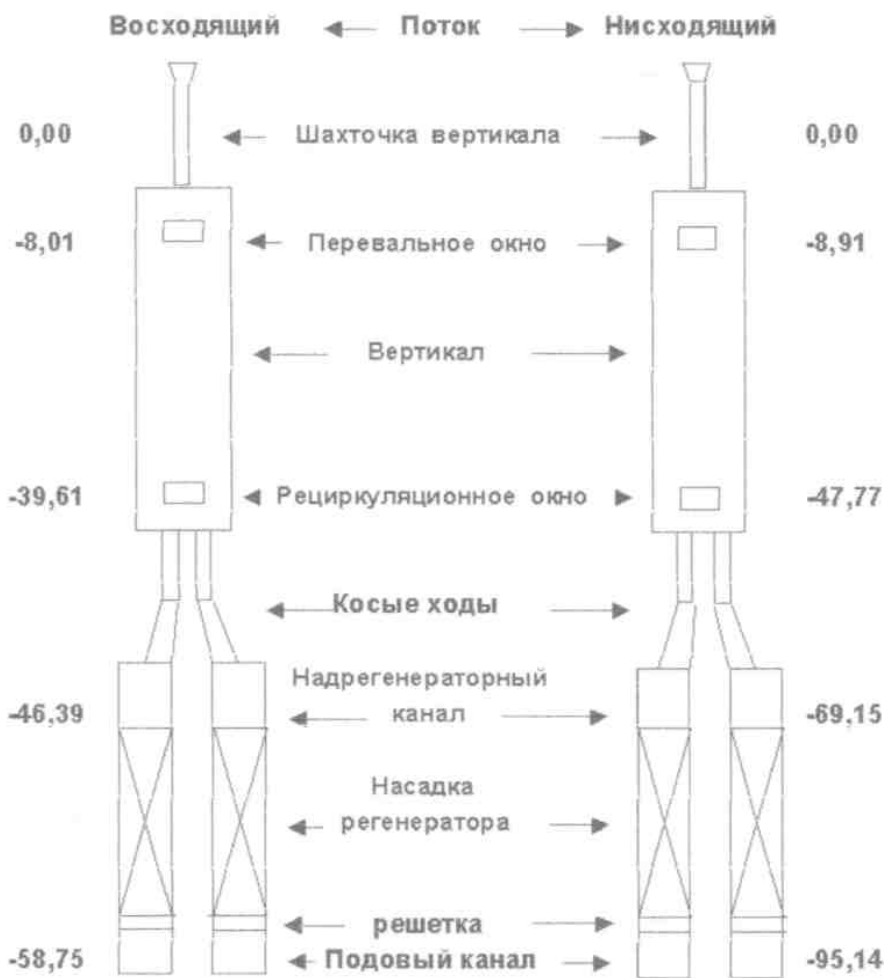


Рисунок 29 – Распределение давлений в характерных точках гидравлической системы

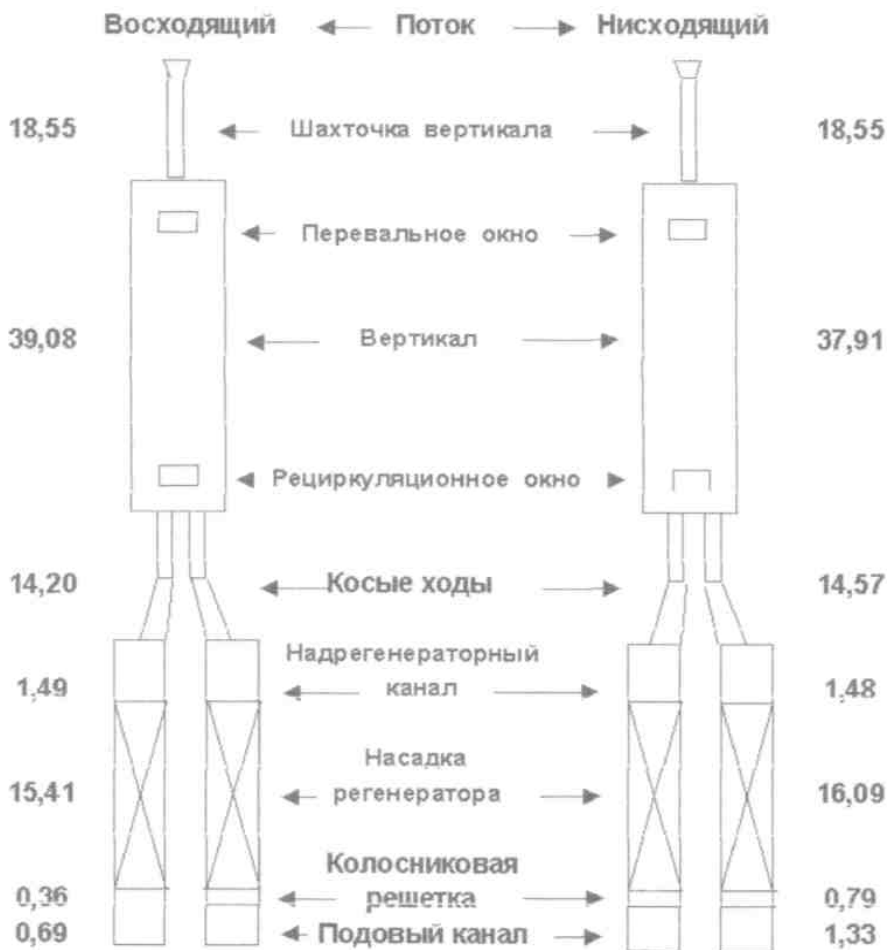


Рисунок 30 – Распределение гидростатических напоров в характерных точках гидравлической системы

11. РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

11.1. ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНС СУХОГО ТУШЕНИЯ КОКСА

Обычно тепловой баланс сухого тушения кокса рассчитывают на часовую производительность камеры и определяют требуемое для охлаждения количество циркулирующих газов и коэффициент полезного отбора тепла. При расчете температуру кокса поступающего в камеру тушения принимают равной температуре конца коксования.

Уравнение теплового баланса установки:

$$Q_{\text{кокса}} + Q_y = Q_{\text{ц.г}} + Q_{\text{п.у}} + Q_{\text{атм}} = Q_{\text{пар}} + Q_{\text{о.с}}, \quad (237)$$

где $Q_{\text{кокса}}$ - теплота, получаемая при охлаждении кокса в камере тушения;

Q_y - теплота, получаемая в результате угара части кокса;

$Q_{\text{ц.г}}$ - теплота, переданная от кокса к циркулирующим газам;

$Q_{\text{п.у}}$ - теплота, теряемая вследствие подсоса и утечек циркулирующих газов в системе;

$Q_{\text{атм}}$ - теплота, теряемая поверхностью камеры тушения в атмосферу;

$Q_{\text{о.с}}$ - теплота, теряемая в окружающую среду котельным агрегатом.

$$Q_{\text{кокса}} = Q_r - Q_x = G (C_n t_n - C_k t_k), \quad (238)$$

где Q_r и Q_x – тепло внесенное в камеру горячим и вынесенное с охлажденным коксом;

G - количество охлаждаемого кокса (кг/час);

C_n и C_k - теплоемкости кокса при температурах загрузки и выдачи, кДж/(кг град.)

t_n и t_k - температура кокса при загрузке и выдаче, °С;

$Q_y = (G \cdot \varphi \cdot Q_n^p) / 100$, где φ - степень угара кокса при тушении, %;

Q_n^p - низшая теплота сгорания кокса на рабочую массу, кДж/кг;

$$Q_{\text{ц.г}} = V \cdot (C'_k t'_k - C'_n t'_n) = Q'_k - Q'_n; \quad (239)$$

Q'_k и Q'_n - тепло, внесенное в котел циркулирующими газами и тепло уходящих газов, кДж/ч;

V - объем циркулирующих газов в системе при нормальных условиях, м³/ч;

C'_k и C'_n - теплоемкости газов на выходе из камеры тушения и входе в нее, кДж/(м³ град.);

t'_k и t'_n - температура газов на выходе из камеры тушения и входе в нее, °С;

$$Q_{\text{п.у}} = G \cdot \varphi \cdot V_{\text{п.у}} (C_r t_r - C_b t_b); \quad (240)$$

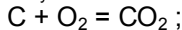
C_r - теплоемкость циркулирующих газов, теряемых в атмосферу, кДж/(м³ град.);

t_r - температура циркулирующих газов, °С;

C_b - теплоемкость воздуха, кДж/(м³ град.);

t_b - температура воздуха, °С;

$V_{\text{п.у}}$ - объем воздуха для сжигания 1 кг кокса по реакции:



$V_{\text{п.у}} = 8,9 \cdot (1 - m)$, где m - коэффициент, учитывающий содержание золы в коксе;

$Q_{\text{атм.}} = (\alpha_l + \alpha_k) \cdot (t_n - t_b) F$, где α_l и α_k - коэффициенты теплоотдачи излучением и конвекцией в атмосферу, кДж/(м ч град.);

$$\alpha_n = C^* \frac{[(T_n/100) - (T_b/100)]}{t_n - t_b}; \quad (241)$$

$$\alpha_k = 1,43 - \Delta t; \Delta t = t_n - t_b \quad (242)$$

где C - коэффициент лучеиспускания материала поверхности камеры, кДж/(м² ч град.);

t_n , (T_n) - температура поверхности камеры, °С (К); t_b , (T_b) - температура окружающего воздуха, °С (К);

F - наружная поверхность камеры, м²;

$$Q_{\text{пар}} = D_{\text{п.п}} (h_{\text{п.п}} - h_{\text{п.в}}) + D * k_{\text{пр}} * (h_{\text{к.в}} - h_{\text{п.в}})/100, \quad (243)$$

где $D_{\text{п.п}}$ - количество вырабатываемого перегретого пара, кг/ч;

$k_{\text{пр}}$ - коэффициент продувки котла, %; $h_{\text{п.п}}$ - энтальпия перегретого пара, кДж/кг; $h_{\text{к.в}}$ - энтальпия котловой воды, кДж/кг; $h_{\text{п.в}}$ - энтальпия питательной воды, кДж/кг.

Потери тела котельным агрегатом в окружающую среду в результате естественной конвекции и излучения наружными поверхностями агрегата:

$$Q_{\text{о.с}} = V C'_k * t'_k (q / 100) \quad (244)$$

где q - потеря тепла в окружающую среду, %

11.2. РАСЧЕТ КОТЛА-УТИЛИЗАТОРА

В расчете в качестве исходных данных принимают геометрические характеристики котла и давления пара, а также параметры циркулирующего газа, поступающего в котел (расход V_o , м³/с); состав и температуру t_n , °С. Принимают также температуру питательной воды $t_{\text{п.в}}$, °С, и в первом приближении температуру перегретого пара $t_{\text{пп}}$, °С.

Порядок расчета котла следующий:

Рассчитывают теплопередачу в элементах котла. Расчет ведут последовательно по отдельным элементам пароперегревателя, испарительных поверхностей, экономайзера по ходу циркулирующего газа. Задаются температурой циркулирующего газа за первым пакетом $t''_д$. По уравнению теплопередачи рассчитывают количество тепла, переданное циркулирующим газом пароводяной смеси на этом участке поверхности нагрева, Вт:

$$Q_0 = K * F_0 \Delta t_{\text{ср}}; \quad (245)$$

где K - коэффициент теплопередачи, Вт/(м² К), рассчитываемый обычными методами;

F_0 - поверхность нагрева элемента, m^2 ;

Δt_{cp} – средний логарифмический температурный напор, $^{\circ}C$.

По уравнению теплового баланса находят энтальпию циркулирующего газа за элементом поверхности нагрева:

$$i''_d = i'_d - Q_0 / (V_0 \cdot \epsilon), \quad (246)$$

где ϵ - коэффициент сохранения тепла.

По i''_d определяют t''_d . Если полученная температура отличается от принятой более чем на 5% , то производят пересчет по новой температуре t''_d , которая принимается как среднее между полученной и ранее принятой. Как правило, после второго расчета температуры сходятся.

Аналогичным образом рассчитывают остальные элементы поверхности нагрева.

При расчете коэффициентов теплопередачи можно пренебречь тепловым сопротивлением теплоотдачи к воде, пароводяной смеси и пару и рассчитать K по формуле:

$$K = 1 / (1/\alpha + e), \quad (247)$$

где α - суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучения со стороны камеры тушения, $Вт/м^2 K$;

e - тепловое сопротивление отложений на трубах, равное 0,005 - 0,01 $м^2 \cdot K/Вт$.

При работе котла на незагрязненных газах e принимают равным нулю.

После расчета последнего элемента поверхности нагрева и определения температуры уходящих газов t_k по теплу, отданному циркулирующими газами, определяют тепло, полученное водой и паром:

$$Q_k = V_0 (i_{дн} - i_{дк}) \cdot \epsilon = D_c (i' - i_{п.в} + 0,01 n (i' - i_{п.в})) \quad (248)$$

где D_c – паропроизводительность котла, $кг/с$;

n - величина продувки, %;

i' - энтальпия кипящей воды, $кДж/кг$;

$i_{п.в}$ - энтальпия питательной воды, $кДж/кг$;

i - энтальпия перегретого пара, кДж/кг.

$I_{дн}$ - энтальпия продуктов сгорания начальная, кДж/кг;

$I_{дк}$ - энтальпия продуктов сгорания конечная, кДж/кг;

Паропроизводительность D_c и температура перегрева $t_{пп}$ связаны между собой также уравнением баланса тепла в пароперегревателе:

$$Q_{п.п} = V_{од} (i'_{п.п} - i''_{п.п}) \& = D_c (i - i'') \quad (249)$$

где $Q_{п.п}$ - количество тепла, полученное паром в пароперегревателе, кВт;

$i'_{п.п}$ и $i''_{п.п}$ - энтальпия продуктов сгорания до и после пароперегревателя, кДж/кг;

i'' - энтальпия сухого насыщенного пара, кДж/кг.

Из совместного решения уравнений (248) и (249) определяют энтальпию перегретого пара,

$$i = Q_k i'' - Q_{п.п} \frac{i_{п.в} - 0,01 n (i' - i_{п.в})}{Q_k - Q_{п.п}} \quad (250)$$

а по i определяют температуру перегретого пара $t_{пп}$.

Паропроизводительность котла - утилизатора:

$$D_c = \frac{Q_{п.п}}{i - i''} \quad (251)$$

Если расхождения между принятым и рассчитанным по формуле (254) значением $t_{пп}$ превышают 5%, расчет необходимо повторить начиная с расчета пароперегревателя.

12. ЭКСПЛУАТАЦИЯ КОКСОВЫХ БАТАРЕЙ

Несмотря на большое количество работ, основные явления и процессы, протекающие при загрузке и коксовании углей в промышленных условиях, изучены недостаточно. В частности, не создано теории процессов загрузки печных камер угольной шихтой, вследствие чего нет возможности управлять ими на научной основе. Не установлены условия формирования потоков и пиролиза парогазовых продук-

тов коксования, определяющих выход, качество химических продуктов и условия эксплуатации коксовых печей: нет методов расчета одного из основных параметров - продолжительности пиролиза этих продуктов в различных зонах загрузки. Нет общего обоснованного представления о последних стадиях формирования и конечной конфигурации коксового пирога, отсутствуют методы расчета его горизонтальной усадки с целью прогноза возможных затруднений при выдаче.

Эти главные вопросы промышленного процесса имеют общее теоретическое и практическое значение, независимо от применяемых способов подготовки углей и условий коксования. Приведенные результаты, полученные, в основном, в промышленных условиях на действующих коксовых батареях, дают возможность прогноза параметров процесса или общие методические основы для изучения его особенностей в условиях применения новых способов подготовки угольных шихт и существенного изменения режима коксования.

12.1. Влияние габаритных размеров печных камер на плотность насыпной массы угольной загрузки

12.1.1. Падение частиц углей при загрузке печных камер.

Газовая среда оказывает динамическое сопротивление, нарастающее по мере ускорения движения частицы. Сила сопротивления через определенное время становится равной гравитационной силе. Поэтому в начале падения частица движется с некоторым ускорением, затем с постоянной скоростью. Рассмотрим свободное падение частицы шарообразной формы.

Как известно, сила динамического сопротивления движению частицы шарообразной формы в вязкой, среде равна (при числе Рейнольдса $Re > 500$)

$$F_c = 0,173 \cdot \gamma_c \cdot w^2 \cdot d^2, \quad (252)$$

где γ_c - плотность среды, кг/м^3 ; w - скорость частицы, м/с ; d - диаметр частицы, м .

Ускорение (отрицательное), вызванное этой силой, равно

$$F_c/m = 0,33 \cdot \gamma_c \cdot w^2 / (d^2 \cdot \gamma_c) = \alpha \cdot w^2, \quad (253)$$

где γ_c — плотность материала частицы, кг/м^3 ;

$$\alpha = 0,33 \cdot \gamma_c / (d^2 \cdot \gamma_c).$$

Таким образом, при падении шарообразной частицы в вязкой среде малой плотности ускорение движения частиц будет равно

$$dw/dt = g - \alpha \cdot w^2 \quad (254)$$

где g — ускорение свободного падения, м/с^2 .

Более точное значение предельной скорости w можно получить из выражения

$$\pi \cdot d^3 \cdot (\gamma_c - \gamma_s) \cdot g = 0,173 \cdot \gamma_s \cdot w^2 \cdot d^2 \quad (255)$$

Отсюда скорость

$$w = 54,4 \cdot (d^3 \cdot (\gamma_c - \gamma_s) / \gamma_s)^{0,5} \text{ м/с} \quad (256).$$

Если принять $\gamma_c = 1350 \text{ кг/м}^3$, а диаметр зерен $d = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, то до достижения предельной скорости частица должна пройти путь 3,5 – 5 м.

Таким образом, угольные зерна при падении в коксовой камере разгоняются до постоянной скорости на участке, длина которого близка к минимальной высоте промышленных камер. Поэтому следует ожидать, что плотность загрузки в нижней части печной камеры будет мало зависеть от ее высоты.

Практически в условиях коксовой камеры зерна шихты сталкиваются друг с другом. Это приводит к дополнительному торможению и выравниванию скоростей. Поэтому вместо γ_c необходимо использовать эффективную плотность среды $\gamma_{эф} > \gamma_c$.

Кроме того, необходимо учитывать движение вытесняемых газов. Скорость потока вытесняемых газов будет составлять $w = V \cdot H$, где V — объем камеры, м^3 ,

H – высота камеры, м.

На эту величину уменьшится и конечная скорость зерен шихты. Влияние вытесняемых газов на плотность насыпной массы шихты (при постоянной объемной скорости загрузки) будет пропорционально высоте камеры.

В зависимости от условий загрузки (величины V) может иметь место как увеличение, так и уменьшение плотности насыпной массы загрузки с ростом высоты камеры.

Сразу после загрузки успевает прогреться слой шихты, прилегающий к стенам камеры. Ширина камеры мала в сравнении с ее высотой, поэтому газовойделением из слоя, прилегающего к поду можно пренебречь.

Этот поток уменьшает величину плотности насыпной массы пропорционально H/B , где B – ширина камеры, м..

На плотность насыпной массы угольной загрузки влияет и расстояние между люками.

Судя по измерениям на холодной модели печной камеры, шихта под люками уплотняется сильнее, чем между ними. Это может быть связано с действием усилия, которое развивается при ударе падающих частиц о поверхности неподвижных слоев шихты. Влияние люка сказывается на ограниченном расстоянии от него.

В конечном счёте, всё зависит от режима загрузки и условий обогрева печных камер, от скорости загрузки шихты, от температуры стен печных камер и выхода летучих веществ из шихты, а, от плотности газа в печной камере и от уровня измельчения шихты.

12.1.2. Плотность угольной загрузки в промышленных печных камерах

Исследования плотности насыпной массы шихты в течение ряда лет на предприятиях Востока и Центра России практически на всех основных типах находящихся в эксплуатации коксовых батарей с полезным объемом камер от 19,8 до 41,6 м³, полезной длиной от 12,260 до 15,160 м, высотой от 3,970 до 6,7 м и шириной 0,407; 0,410 и 0,450 м показали, что при уровне измельчения шихты от 69 % до 82,5 % и влажности 6 – 9% плотность насыпной массы угольной шихты можно вычислить

$$\rho = - 3,33 \cdot 10^{-6} \cdot H^3 \cdot h / B - 2,72 \cdot 10^{-3} \cdot H^2 \cdot L / n + 820,4, \quad (257)$$

где $h = H/2$;

L – длина камеры, м;

n – число загрузочных люков.

Из уравнения можно заметить отсутствие влияния высоты печной камеры на плотность загрузки вне зависимости от других факторов. По-видимому, различные эффекты влияния высоты компенсируют друг друга. Увеличение параметра h/B приводит к снижению плотности. Величина этого снижения при постоянном увеличении h/B оказывается тем больше, чем больше уровень измельчения шихты. При увеличении длины камеры, приходящейся на один загрузочный люк (отношение L/n), насыпная плотность загрузки уменьшается. Скорость уменьшения тем больше, чем выше уровень измельчения шихты.

12.2. Распределение угольной шихты по плотности в полномасштабной модели печной камеры

Установить распределение шихты по плотности в камерах действующих печей очень трудно, поэтому с определенным приближением исследования можно выполнить на холодных моделях. Вносимые погрешности вызваны различием процессов при загрузке холодных моделей и действующих печей. Газовыделение в период загрузки нагретых камер, как показано выше, изменяет скорость падения частиц угля и влияет на плотность его укладки. Однако в целом картина, по-видимому, существенно не меняется, и можно допустить, что характер распределения шихты в полномасштабной холодной модели в основном отражает состояние, соответствующее начальному моменту после ее загрузки.

На рисунке 31 приведено распределение плотности загрузки по камере.

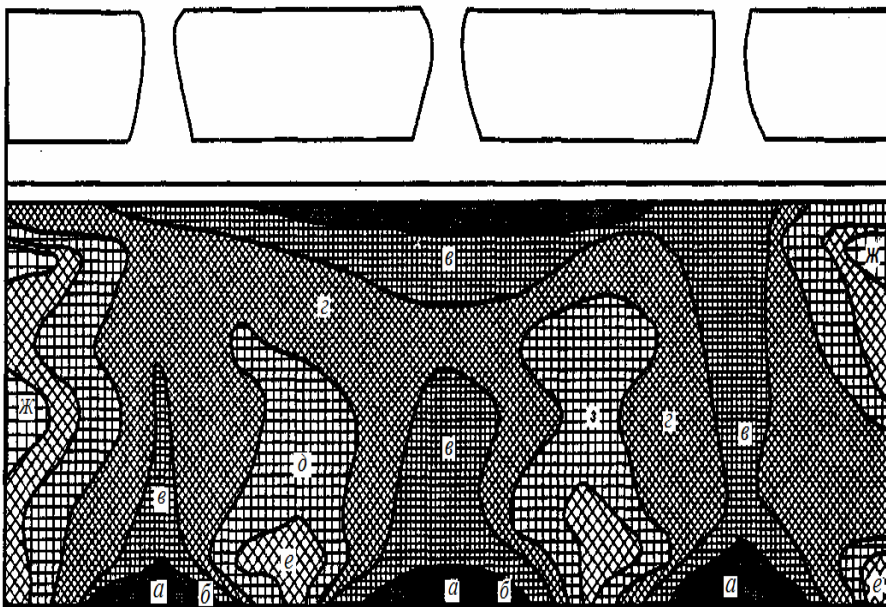


Рисунок 31 - Распределение плотности (кг/м³) шихты по сечению холодной модели печной камеры при выпуске шихты из бункеров загрузочного вагона в порядке крайние - одновременно, средний - на планирование: а - более 825; б-801-825; в— 776-800; г -- 751-775; д- 726-751; е - 701-725; ж – менее 700.

Работа выполнялась на производственной угольной шихте влажностью 7,5-8,0% с уровнем измельчения 90-92% класса < 3 мм. В качестве оптимального установлен вариант загрузки печей, принятый на большинстве предприятий.

Наибольшая плотность шихты отмечена на поду под загрузочными люками (0,845-0,865 т/м³), наименьшая - у дверей с обеих сторон (до 0,650 т/м³) и на поду камеры между первым и вторым загрузочными люками (0,695 т/м³). Области повышенной плотности (0,755-0,800 т/м³) также располагаются под загрузочными люками: пол вторым она более широкая, чем под первым и третьим. Зоны наибольшем и повышенной плотностей отмечены в верхнем слое загрузки, а под вторым люком они распространяются на глубину до 0,8 м от верхнего уровня.

Разность средних по высоте плотностей подлюками и между ними с коксовой стороны составила 0,050т/м³, с машинной 0,043 т/м³, а у дверей плотность меньше, чем под люками, соответственно, на

0,064 0,078 т/м³. Максимальная разница в плотности отмечается на поду, где она достигает 0,140 т/м³.

12.3. Усадка угольной загрузки в процессе коксования и формирование коксового пирога

Теоретические и практические аспекты усадки загрузки применительно к существующим условиям подготовки и коксования углей обстоятельно изучены Л.И.Еркиным, Е.М.Тайцем и др. На основе этих исследований выбирают один из основных конструктивных параметров коксовых печей - уровень перевала продуктов горения отопительного газа.

В настоящее время даже в традиционной подготовке шихты произошли существенные изменения: укрупнился их помол, повысилась влажность. Значительно увеличились размеры и объем печных камер. Указанные изменения повлияли на основной фактор, определяющий усадку, - плотность насыпной массы-загрузки. Поэтому появилась необходимость обобщения и анализа имеющихся данных по усадке, прежде всего, для чисто практических целей.

12.3.1. О самоуплотнении угольной загрузки

За основу для анализа усадки в промышленных камерах возьмем типичную кривую (рисунок 32) и разделим весь процесс на три стадии: самоуплотнения — в течение 2 - 3 ч после загрузки, усадки полукокса до слияния пластических слоев на 10-11 ч коксования и усадки осевого слоя полукокса-кокса до завершения коксования.

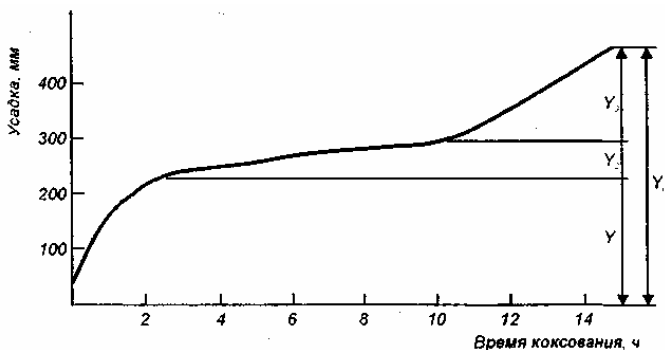


Рисунок 32 – Типичная кривая вертикальной усадки коксующей загрузки: Y₁ – первая стадия самоуплотнения шихты; Y₂ – вторая стадия усадка полукокса; Y₃ – усадка полукокса – кокса; Y – общая усадка.

Прежде всего, рассмотрим вопрос, относящийся к первой стадии, по которому имеются противоречивые мнения.

Л.Хардт измерением при помощи гамма-излучения установил, что в течение первых двух часов плотность загрузки увеличивается, достигая максимальных значений- (900-950 кг/м³), а затем снижается, выравнявсь по высоте и к 8 - 9 ч достигая минимального значения (700 кг/м³). Представляется, что полученные данные нельзя относить только к угольной загрузке, так как по мере продвижения пластического слоя возрастает его влияние на "среднюю" величину отраженного излучения. А поскольку плотность пластического слоя, по данным, значительно меньше плотности насыпной массы угля, становится понятным "фон", который ее искажает. Пока угольная загрузка между пластическими слоями не вовлечена в процесс термической деструкции, не может быть снижения плотности ее насыпной массы, иначе происходил бы обратный усадке процесс.

На основании установленного факта большего уплотнения на 1 стадии усадки загрузки с меньшей исходной плотностью и, наоборот, меньшего уплотнения загрузки более высокой плотности, может создаться представление, что всякая загрузка при высушивании и "омасливание" стремится достигнуть некоторого максимального предела плотности, соответствующего сухой шихте. То есть в процессе самоуплотнения вроде бы должно происходить выравнивание плотности насыпной массы загрузки в печной камере.

На самом деле разница в плотности коксуемой загрузки сохраняется до конца коксования. Это подтверждается и прогревом загрузки: скорость подъема температуры между люками выше и, соответственно, на 0,5 - 1 ч раньше происходит смыкание пластических слоев, а к концу периода коксования температура в осевой плоскости коксового пирога на 30 - 100°С выше, чем под люками. Возможной причиной снижения уплотнения может быть воздействие движущихся по внутренним слоям загрузки парогазовых продуктов.

12.3.2. Вертикальная усадка загрузки в печных камерах разной высоты

Для практического использования получены уравнения зависимости абсолютных величин усадки по стадиям процесса (Y_1, Y_2, Y_3) и общей (Y) от уровня измельчения угольной шихты ($X_1 = 70-82\%$ класса <3 мм), ее влажности, % ($X_2 = 5,5-8,7$), выхода летучих веществ на сухую массу, % ($X_3 = 23-28$) и полезной высоты печных камер, м ($X_4 = 4-6,7$).

$$Y_1 = - 35,666 + 1,5379 * X_2 * X_4 - 0,0089649 * X_1^2 + 0,58481 * X_1 * X_4 \quad (258)$$

$$Y_2 = - 10,261 + 0,21186 * X_3 * X_4 + 0,014145 * X_1^2 \quad (259)$$

$$Y_3 = - 6,8783 + 0,053973 * X_1 * X_3 + 0,89929 * X_2 * X_4 \quad (260)$$

$$Y = - 34,99 + 0,61947 * X_2 * X_3 + 0,89225 * X_1 * X_4 \quad (261)$$

На первой стадии усадка тем больше, чем выше уровень измельчения угольной шихты и высота печной камеры; при увеличении влажности усадка вначале растет, а затем начинает снижаться. Величина влажности, при которой усадка наибольшая, будет тем выше, чем больше высота загрузки, во всех случаях она находится вне пределов области экспериментирования.

На второй стадии усадка тем больше, чем выше уровень измельчения угольной шихты и меньше высота камеры. Это можно объяснить тем, что усадка в данном случае идет, в основном, в результате спекания остаточного материала угольной загрузки и частично нейтрализуется вспучиванием, что в свою очередь, зависит от плотности насыпной массы угля после подсушки: чем больше плотность, тем больше вспучивание.

Усадка на третьей стадии тем больше, чем выше уровень измельчения шихты, выход летучих веществ из нее и чем меньше высота камеры коксования. То есть исходная плотность, и плотность полученного полукокса определяют величину усадки в завершающей стадии процесса.

Полная усадка тем больше, чем выше уровень измельчения шихты, влажность, выход летучих веществ и чем меньше высота камеры.

12.3.3. Горизонтальная усадка загрузки и конечный вид коксового пирога

Горизонтальная усадка, а точнее отход боковых поверхностей коксового пирога от стен и образование раздела между двумя его половинами в осевой плоскости, происходит после превращения сомкнувшихся пластических слоев в полукокс и до завершения коксования. Во времени она совпадает с 3-й стадией вертикальной усадки. Оба вида усадки имеют одну природу, поэтому, учитывая характер сжатия полукокса-кокса, можно допустить, что относительная величина усадки в вертикальном и горизонтальном направлениях одинакова.

Таким образом, зная закономерности изменения относительной усадки на разных стадиях коксования и распределения угольной загрузки по плотности в печной камере, можно описать картину конечного вида коксового пирога. Для этого взяты результаты исследования плотности загрузки в полномасштабной модели печной камеры.

Разделение коксового пирога на две половины происходит в период, когда завершается затвердевание вспучившейся массы пла-

стического слоя в вертикальной осевой плоскости загрузки. После этого усадка каждой половины идет отдельно к своим центрам.

Если учесть толщину рыхлой губчатой массы кокса, образовавшейся после затвердевания пластического слоя, и разницу в температурах по ширине коксующего массива, то ширина зазора в осевой плоскости между половинами коксового пирога будет равна не менее чем двум зазорам между стеной и боковой поверхностью.

При равных условиях коксования по длине и высоте камер усадка коксового пирога зависит от исходной плотности загрузки, а конечная конфигурация перед выдачей должна соответствовать характеру исходного распределения плотности насыпной массы угольной шихты в печной камере: чем выше плотность, тем больше будет соответствующий ей объем участка коксового пирога, т.е. меньше вертикальная и боковая усадка, и, наоборот, чем ниже исходная плотность, тем больше усадка.

При равных условиях коксования по длине и высоте камер усадка коксового пирога зависит от исходной плотности загрузки, а конечная конфигурация перед выдачей должна соответствовать характеру исходного распределения плотности насыпной массы угольной шихты в печной камере: чем выше плотность, тем больше будет соответствующий ей объем участка коксового пирога, т.е. меньше вертикальная и боковая усадка, и, наоборот, чем ниже исходная плотность, тем больше усадка.

<i>Машинная сторона</i>				<i>Коксовая сторона</i>		
0,656	0,722	0,679	0,722	0,679	0,721	0,667
468	370	434	370	434	372	451
0,653	0,708	0,660	0,708	0,690	0,708	0,644
4,1	3,4	3,8	3,4	3,7	3,4	4,2
0,635	0,711	0,690	0,711	0,690	0,711	0,667
4,3	3,3	3,7	3,3	3,8	3,3	3,9
0,680	0,745	0,667	0,745	0,667	0,736	0,690
3,7	2,9	3,9	2,9	3,9	3,0	3,6

Рисунок 33 – Плотность насыпной массы шихты (т/м³) и усадка загрузки (мм).

На рисунке 33 показано распределение шихты по плотности средней по высоте (ряд 1), а также усредненные для трех уровней (ряды 2,3,4) по высоте. Снизу каждому значению плотности соответствует усадка: в первом ряду полная вертикальная (Y), на всех остальных уровнях отход боковой поверхности коксового пирога от стен (Y_{oc}).

На рисунке 34 на основе выполненного анализа приведено схематическое изображение формы коксового пирога в конце коксования: в нижней части между люками зазор наименьший. На более высоких уровнях усадка несколько увеличивается, а в самой верхней части снова уменьшается, так как здесь шихта уплотняется планирной штангой. Между люками в нижней части камеры коксовый пирог имеет максимальный отход от стены. По направлению вверх зазор незначительно уменьшается. Вследствие меньшей плотности загрузки между люками, более быстрого соединения пластических слоев и большей величины горизонтальной усадки, стены печной камеры в этих зонах имеют в конце коксования повышенную температуру и сильнее заграфичиваются.

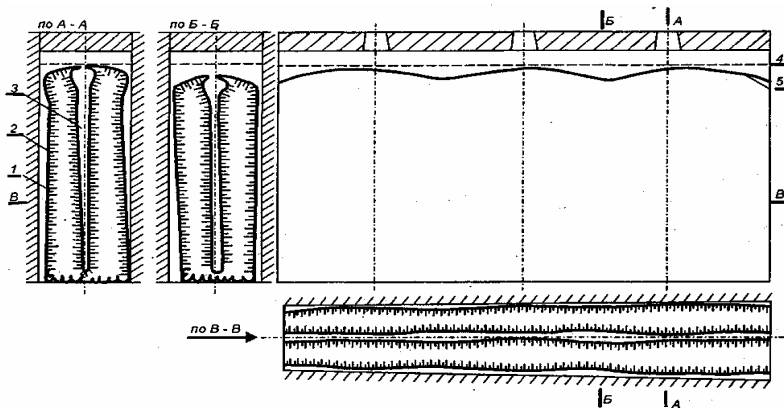


Рисунок 34 – Схема печной камеры и коксового пирога

1 – боковая поверхность коксового пирога; 2 – стена печной камеры; 3 – зазор в осевой плоскости; 4 – уровень загрузки; 5 – уровень коксового пирога.

Аналогично описывается изменение ширины зазора между двумя половинами коксового пирога по оси печной камеры.

Выполненного анализ позволяет: определять уровень перепада продуктов сгорания отопительного газа коксовых батарей; прогнозировать величину горизонтальной усадки коксового пирога по результатам измерения вертикальной усадки загрузки различной исходной плотности; в комплексе с другими показателями ориентировочно оценивать условия пиролиза парогазовых продуктов, уровень заграфичивания кладки печных камер и возможные затруднения в эксплуатации коксовых печей.

12.3.4. Особенности формирования коксового пирога в его осевой плоскости

Вопрос о причинах разделения коксового пирога на две половины по осевой плоскости практически не изучен. Исследования показали, что при различных температурах в простенках плоскость деления коксового пирога смещается в сторону меньшей температуры и проходит по сечению с наименьшей температурой. Следовательно, разделение коксового пирога связано с завершением процессов пиролиза в сомкнувшемся пластическом слое, его отверждением и усадкой образовавшегося полукокса. Рассмотрим основные явления в загрузке, предшествующие разделению коксуемого массива.

В начале коксования образуется два слоя полукокса-кокса, которые прижимаются вспучивающимися пластическими слоями к стенкам камеры. Так как каждый слой при нагревании дает усадку, объем полукокса-кокса оказывается меньшим, чем объем шихты, из которой он получен. Поэтому, несмотря на самоуплотнение шихты между пластическими слоями, суммарная плотность со временем снижается. Вспучивающаяся пластическая масса уплотняет прилегающие слои шихты, поэтому ее плотность убывает еще быстрее. Особенно низких значений она может достигнуть в зоне их смыкания.

Однако плотность сомкнувшегося пластического слоя может убывать лишь до величины, зависящей от свободного вспучивания шихты, пластифицированной парами смолы. После этого должен произойти "разрыв сплошности" - массивы полукокса-кокса возможно с прилегающими неотвердевшими пластическими слоями отрываются друг от друга.

В плоскости смыкания пластических слоев после прококсовывания образуется рыхлая непрочная масса, слабо связанная с основными массивами, которая легко разрывается под действием сил усадки.

Для подтверждения выдвинутой гипотезы проведены исследования, позволяющие визуально наблюдать процесс формирования структуры коксового пирога в его средней части. Были проведены лабораторные коксования производственной шихты НТМК по ГОСТ 9521-75 до конечных температур в центре 400, 500, 600 и 700 °С. После достижения заданной температуры реторты с коксом извлекали из печи, герметизировали и охлаждали. Коксовый пирог извлекали из реторты в целом виде и разрезали поперек. Уже при низких температурах в середине пирога имеется высокопористая зона эллипсообразной формы, вытянутая по высоте. Эта зона претерпевает изменения по мере увеличения температуры, всё более четко разделяя коксовый пирог на две части.

13. Направления реконструкции и модернизации коксового производства.

13.1. Основные направления реконструкции коксовых батарей за рубежом

С 1988 по 1998 год промышленно развитые страны, включая бывший СССР и страны Восточной Европы, снизили объем производства кокса с 264 до 187 млн т, что составило 30%. За это же время в России производство кокса уменьшилось на 37%. И только так называемые развивающиеся страны Азии: Китай и Индия систематически наращивают производство и к 1995 году оно достигло 131 млн т, то есть увеличилось на 82%.

Снижение объема производства в странах Западной Европы и Японии произошло вследствие старения печного фонда и ужесточения требований по загрязнению окружающей среды. К 1991 году 14% мощностей по коксу имело возраст более 30 лет. Промышленность западных стран к 2000 году подошла с 40% мощностей старше 30 лет.

Таблица 25 – Старение печного фонда мирового производства кокса

Возраст, лет	Страны западного мира, 1995 год, %	Российская Федерация, 2003 год	
		количество	% мощности
6-10	9	9	10,4
11-15	12	5	11,8
16-20	17	11	17,3
21-25	25	7	12,6
26-30	15	5	10,2
Более 30	22	23	37,7

В таком же состоянии находится печной фонд России: из 60 находящихся в эксплуатации коксовых батарей общей мощностью 37500 тыс т/год кокса 6%-ной влажности 23% уже имеют возраст более 30 лет, а к 2000 году около 40% мощностей превысили его. Средний возраст коксовых батарей достиг 25 лет (таблица 25).

Старение печного фонда за рубежом и в нашей стране, в числе первоочередных, ставит задачу его обновления и модернизации на основе современных требований по технической оснащенности, автоматизации управления процессами и защите окружающей среды от загрязнений. Экологическая безопасность процессов становится одной из важнейших статей затрат в коксохимическом производстве, су-

щественно удорожает строительство новых коксовых батарей, поэтому во многих, даже промышленно развитых, странах их инвестирование сдерживается. Это, в свою очередь, побуждает металлургию и, особенно, доменное производство, изыскивать новые более дешевые источники тепловой энергии и восстановители для производства чугуна и стали.

И, тем не менее, учитывая, что доменный процесс на ближайшие 30-40 лет остается основным в производстве чугуна, кокс не утратит своего значения, поэтому коксохимическая промышленность мира продолжает определять стратегические направления своего развития.

Основным направлением реконструкции и модернизации печного фонда в последние 20 лет является замена изношенных коксовых батарей современными высокопроизводительными батареями с печными камерами повышенной емкости: от 30 до 51 м³ в России и от 40 до 84 м³ за рубежом.

Европейским центром технологии коксового производства (ЕСТС) на коксовом заводе "Проспер" построен в 1992 г опытно-промышленный агрегат - сверхмощный коксовый реактор "Джамбо", моделирующий печные камеры с размерами 9700x750x20000 мм, полезным объемом 145 м³ с использованием термоподготовленной шихты, с разовой выдачей кокса 100 т.

Коксоректор — это не только количественный, но и качественно новый подход к конструкционному и технологическому оформлению процесса коксования. Его особенности: объем печных камер 150-200 м³, жесткое крепление отопительных простенков, возможность регулируемого автоматизированного обогрева, расширение угольной сырьевой базы за счет применения термоподготовленной шихты, получение кокса высокого качества, решение экологических проблем. По комплексу технико-экономических и экологических показателей эта технология может стать перспективной и для России.

За период 1975-90 г.г в промышленно развитых и развивающихся странах сооружено 53 батареи с камерами большой емкости. Наибольшее количество батарей сооружено фирмами ФРГ (таблица 26), приоритет здесь принадлежит фирме "К.Штиль":

Основные технические данные зарубежных конструкций коксовых батарей с камерами большой емкости, построенных в 1981-92 гг, представлены в таблице 27. Значительная часть построенных коксовых батарей имеют высоту печных камер 6-6,5 м и ширину 450 мм и более. На ряде коксовых батарей ФРГ ширина камер составляет 475, 490, 550, 590, 610 мм. Фирмы ФРГ, разработавшие и построившие ширококамерные батареи, считают, что увеличение ширины до 600 мм и более позволяет при некоторой потере мощности за счет удлинения периода коксования повысить удельную производительность (т кокса

на человека в смену), снизить усилия при выдаче коксового пирога, уменьшить количество выбросов.

Таблица 26 – Батареи, построенные фирмами ФРГ

Система печей	Количество коксовых батарей
Штиль	16
Отто	9
Копперс	9
Дидье	8
Вилпутт	3
Вудол Дахэм	3
Нитэцу	3
Фудзи	2

Таблица 27 – Характеристика коксовых батарей с камерами большой ёмкости, сооружённых в зарубежных странах

Фирма, местонахождение завода	Год ввода	Система печей	Число печей	VхНхL, м	V, м ³	Мощность тыс.т/год
США						
«Бетлихем стил», Спарроус-Пойнт	1982	Отто	80	457х6366х14900	39,7	800
«Юнайтед Стейтс Стил», Клертон	1982	Штиль	3х25	457х6000х16760	41,7	800
ФРГ						
«Саарбергверке», Диллинген	1984	Дидье	2х45	480/500х6250х17200	43,6	2х600
Маннесманрёренверке, Диллинген	1985	Круп-Копперс	70	550х7850х18000	70	1100
«Штальверке Пейне –Зальцгиттер», Зальцгиттер	1985	Отто	54	475х6200х16400	42,6	670
«Рурколе», Проспер	1985	1-Штиль, 2 - Отто	2х50	590х7100х16600(15800)	40	2х450
«Рурколе», Кайзерштуль-III, Дортмунд	1992	Дидье – Штиль - Отто	2х60	610ж7630х18800	78,9	2х1000
Англия						
«Бритиш стил», Порт Толбот	1981	Отто-Симкар	2х45	440х6325х16600(15805)	40	2х450
Франция						
«Юзинок», Дюнкерк	1987	Дидье	55	460х6500х15700	-	650
Япония						
«Мицубиси касой», Сакаидэ	1984	Штиль	50	432х7000х16800	45,3	-

Увеличение ширины камеры коксования, по мнению специалистов фирмы Крупп-Копперс, имеет следующие преимущества:

- при одинаковых условиях коксования температура в загрузке поднимается медленнее, т.е. скорость коксования становится меньше, что положительно сказывается на качестве кокса;

- величина внутреннего давления повышается пропорционально квадрату скорости коксования, т.е. с увеличением ширины камеры внутреннее давление снижается;

- усадка коксового пирога пропорциональна ширине и, следовательно, с увеличением ширины отход боковой поверхности пирога от стен камеры увеличивается, что способствует снижению усилий при выдаче кокса, а это, в свою очередь, оказывает положительное влияние на срок службы батареи;

- содержание NO_x в дымовом газе снижается, так как конусность камер можно уменьшить и, благодаря этому, снизить общий уровень и перепад температур между коксовой и машинной сторонами.

Результаты работы большегрузных батарей на заводах Проспер и Хукинген показали, что увеличение ширины камер в целях повышения производительности и экономической эффективности, с точки зрения эксплуатации печей, оценивается специалистами выше ожидаемой. Этим путем реконструкции в ФРГ намереваются следовать и в будущем.

Длина камер коксования определяется обеспечением нормальных условий загрузки угольной шихты и выдачи кокса с учетом необходимого усилия анкерного обжатия, прочности кладки обогревательного простенка и свойств огнеупоров. Поскольку нет методики расчета максимально возможной длины печной камеры, этот параметр устанавливается только практически. С 1984 г в ФРГ находится в эксплуатации одна коксовая батарея большого объема с длиной печных камер 18 м. Фирмой "Рурколе" осуществлен проект реконструкции старых коксовых батарей Кайзерштуль II и Ганза в Дортмунде на новое производство под названием Кайзерштуль III, состоящее из двух коксовых батарей по 60 печей с полезными размерами камер, мм: длина 18000, высота 7180 и ширина 610. Полезный объем 78,84 м³. Период коксования 25 ч, количество машинных циклов в сутки - 115.

Характерной особенностью зарубежных конструкций коксовых батарей, вводимых в последние 20 лет, является использование для стен камер динасового огнеупора уменьшенной толщины (таблица 28).

Таблица 28 – Типоразмеры камер коксования

Страна	Фирма	Завод	Год ввода	Система печей	Н, м	В, мм	Толщина стен, мм
Япония	Ниппон-Кокан	Огисима	1976	Штиль	7,55	450	95
	Син Ниппон Сэйтэцу	Муроран	1979	Син Нитэцу	6,5	430	90
Франция	Соллак	Сереманж	1978	Штиль	6,2	430	95
ФРГ	MRW	Дуйсбург	1978	Круп - Копперс	7,85	575	70
	Рурколе	Проспер	1985	Штиль	7,1	590	90

Большинство современных коксовых батарей за рубежом оснащаются средствами и системами автоматического контроля и регулирования теплотехнического и технологического режимов работы печей. Стабилизация оптимального теплового режима коксования, достигаемая при автоматизации обогрева, обеспечивает повышение ритмичности работы коксовых батарей и их производительности (на 1-3%), снижение расхода тепла на коксование (на 5-10%) и улучшение качества кокса - прочность повысилась на 0,5-1,5%, а гранулометрический состав стал более равномерным.

По оценке зарубежных специалистов, переход к коксовым печам большой емкости позволяет повысить технико-экономическую эффективность процесса коксования и снизить выбросы в атмосферу. Так, например, число рассеянных источников выбросов на КХП мощностью 2 млн. т кокса в год с печами высотой 7,5 м в 2,5 раза меньше, чем на производстве такой же мощности с печами высотой 4 м. Кроме того, число выданных кокса на батареях с печами большой емкости уменьшается, что способствует дальнейшему сокращению выбросов.

С другой стороны, капитальные затраты на оборудование по охране окружающей среды значительно выше для большеёмких батарей. Так, в США для батареи из 50 печей высотой 4 м соответствующие затраты составили 23,55 млн.долл., а для такой же батареи высотой 6м - 34,85 млн. долл. Стоимость ремонта и эксплуатации составляют, соответственно, 5,4 и 7,7 млн. долл./год. В связи с этим, при принятии решения о высоте камер вновь сооружаемой батареи учитываются все экономические факторы.

С середины 60-х годов капитальные затраты на строительство нового коксохимического завода в США возросли в 4 раза. Строительство новой коксовой батареи производительностью свыше 1 млн. т кокса в год оценивается в 180-200 млн. долл. коренная реконструкция коксовой батареи с полной сменой огнеупоров - в среднем, в 60 млн. долл.

Капитальные затраты на сооружение новой коксовой батареи производительностью 670 тыс. т металлургического кокса в год с объемом печных камер $42,6 \text{ м}^3$, вместо двух демонтированных старых на заводе фирмы Stahlwerke-Reine-Sulzgitter (ФРГ), превысили 70 млн. марок.

В целом, очевидно, что любое увеличение геометрических размеров камеры печи должно определяться наличием технических возможностей и экономической целесообразностью.

Рост затрат на сооружение и реконструкцию коксовых батарей, а также охрану окружающей среды показывает важность поиска для коксохимического производства более экономичного и универсального решения этой проблемы. В этой связи особое внимание зарубежных специалистов уделяется комбинированным процессам, которые могут дать экономически эффективное решение благодаря синергетическому эффекту. По данным, совершенствование технологии коксования позволяет повысить удельную производительность коксовых печей на % (абс.):

- при более однородной по плотности загрузке - 8;
- при улучшении обогрева печей с однородной загрузкой - 4;
- при загрузке сухой шихты с температурой 100°C - 28;
- при загрузке шихты, нагретой до 220°C - 16;
- за счет кладки стен из динасового кирпича с повышенной теплопроводностью - 20.

Все это позволяет уменьшить относительное число печей при одинаковой выработке кокса со 100 до 52. Термический КПД системы коксования повышается за счет утилизации тепла кокса и сырого коксового газа, улучшения системы обогрева печей, снижения потери тепла на излучение и с отходящим газом.

Производительность коксовой печи шириной 450 мм из плотного динаса, теплопроводностью 7,5-9,2, вместо $6,6 \text{ кДж} \cdot \text{м/ч} \cdot \text{град}$ у обычного, может составить $45 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$ без применения вспомогательных технологий, но при условии использования всех технических возможностей и при температуре в отопительных каналах 1350 (вместо 1280°C). С применением термической подготовки шихты удельная производительность возрастает до $70 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$.

13.2. Технический уровень реконструируемых коксовых батарей в Российской Федерации

За период с 1975 года в России по проектам Гипрококса введено в эксплуатацию 11 коксовых батарей с печными камерами объемом $41,6-41,3 \text{ м}^3$ ($16000 \times 7000 \times 410 \text{ мм}$) общей мощностью -10 млн. т/год кокса 6%-й влажности. Построена коксовая батарея №5 Алтай-

ского КХЗ с камерами объемом 51 м³ (16820 x 7000 x 480 мм). Батарея состоит из двух блоков по 41 печи, проектная производительность по коксу 6%-й влажности 1140 тыс. т/год.

Опыт эксплуатации батарей с объемом камер 41,6-41,3 м³ показал необходимость более строгого соблюдения технологических и эксплуатационных регламентов, постоянства качества угольной шихты, хорошей очистки коксового газа на обогревах.

Кладка печей подвергается ускоренному износу: в начальный период появляются трещины на стенах камер, преимущественно, против вторых и третьих отопительных каналов с обеих сторон, сколы и сильный износ заплечиков.

Слабым узлом являются двери коксовых печей, не обеспечивающие достаточной газоплотности. Отмечается неудовлетворительное заграфичивание свода и верхней части поверхности стен печных камер, неустойчивое давление газа в газосборниках, не решены вопросы автоматизации и контроля теплотехнического режима батарей, улучшения условий труда и защиты окружающей среды.

Учитывая отмеченные недостатки, были разработаны технические решения по совершенствованию конструкции и повышению эффективности работы указанных батарей, в частности:

- для улучшения условий службы, сохранности головочной части простенков и исключения недопала по концам коксового пирога крайние вертикалы укорочены на 70 мм;
- в перекрытии вертикалов предусмотрена более надежная перевязка между рядами;
- улучшена конструкция перекрытия печей и увеличена на 350мм его высота;
- увеличена перевязка марок кирпича в загрузочных люках с массивом кладки;
- усилена кладка под рельсами углезагрузочной машины;
- увеличена толщина стен камеры коксования в нижней части (есть предложения по каркасной структуре батареи);
- обогревательные простенки заземлены в перекрытии печей;
- в головочной части стен кладки печей предусмотрены специальные пазы для снижения термических напряжений и уменьшения обвалов кокса.

Основным мероприятием по обеспечению бездымной загрузки коксовых печей остается пароинжекция, внедренная на большинстве батарей. Эффективность системы бездымной загрузки составляет 80-95%. Установками беспылевой' выдачи кокса со стационарными узлами отсоса оснащены несколько коксовых батарей.

Освоены модернизированные средства механизации трудоемких работ на коксовых печах, в том числе чистка дверей и рам, уборка

«концов» кокса с машинной стороны, регулирование анкеража, чистка колен, колодцев и приваленных поверхностей стояков.

Коксовые машины оснащены локальными программами выполнения технологически связанных операций в автоматическом режиме (съем и установка дверей, планирование шихты, выдача кокса, набор шихты, загрузка печей и др.).

На нескольких батареях с камерами объемом 41,3 м³ предусмотрены системы дистанционного управления углезагрузочными машинами и электровозами с операторского пультa.

13.3. Перспективы непрерывных процессов коксования

« Совершенствование технологии производства кокса в батареях с горизонтальными печами делает этот процесс все более сложным, громоздким и дорогим и, в то же время, он не может полностью решить основные вопросы: независимость от угольной сырьевой базы, экологическую безопасность и полную автоматизацию производства. Поэтому над созданием непрерывных процессов работают как за рубежом (ФРГ, США, Румыния, Япония, Франция), так и в СНГ (ИГИ, УХИН, ВУХИН, Донецкий политехнический институт, Гипрококс).

Уровень разработок - создание опытно-промышленных установок производительностью 5-10 т/ч для отработки технологии и аппаратного оформления производства формованного кокса. К настоящему времени наиболее подготовленными к промышленному внедрению являются процессы DKS (Япония), ИЧЕМ (Румыния), FMC (США), HBNPC (Франция), БФЛ (ФРГ) и ФМК (СНГ - Украина и Россия).

Метод BKS. В состав шихты входит до 20% хорошо спекающихся углей. Шихту подвергают традиционному брикетированию со связующим, а брикеты термически обрабатывают в вертикальных печах периодического действия. С 1978 по 1982 г в доменной печи объемом 4000 м³ испытано 60 тыс. т формованного кокса. Установлено, что добавка его к обычному слоевому коксу в количестве 20-30% вполне допустима. Стоимость производства сравнима с традиционным слоевым. Японский Институт металлургии включает процесс DKS в концепцию развития коксового производства будущего.

Метод ИЧЕМ. В 1962 г построена опытно-промышленная установка производительностью 50 тыс. т/год. Состав шихты, %: спекающиеся угли - 20, слабоспекающиеся угли - 50-70, нефтяной кокс 10-25, пек — 10-13. Часть слабоспекающегося угля подвергают полукоксованию, смешивают с остальной шихтой, брикетируют. Термообработку брикетов производят в печах с наклонным подом. Наилучшие результаты доменной плавки достигнуты при добавке 30% формованного кокса к обычному слоевому.

Процесс ФМС. Производительность установки 8 т/ч. Процесс включает стадии: сушка исходного угля, полукоксование и коксование, смешивание мелкозернистого кокса со смолой полукоксования, брикетирование и двухступенчатая термообработка брикетов. При испытании 100% формованного кокса в доменной печи объемом 567 м³ повысилась ее производительность, но в доменной печи объемом 1138 м³ при использовании 80% формованного кокса были получены резко отрицательные результаты: производительность снизилась на 11 %, а расход кокса увеличился на 17%.

Процесс НВНПС. Установка производительностью 6-7 т/ч построена в 1972 г. Состав шихты, %: пек 9, спекающиеся угли 10-30, неспекающиеся угли 60-80. Угольную часть шихты сушат, измельчают, смешивают с пеком, брикетируют, брикеты подвергают термообработке в шахтной печи. Нарботано и испытано в доменной печи объемом 1900 м³ около 50 тыс.т кокса в течение 120 суток. Наилучшие результаты достигнуты при использовании 25% формованного кокса: производительность печи возросла на 6%.

Процесс БФЛ (Бергбауфоршунг-Лурги). Опытная установка производительностью 10-12 т/ч введена в 1974 г. Состав шихты, %: хорошо спекающиеся угли — 25 и слабоспекающиеся — 75. Слабоспекающийся уголь подвергают полукоксованию, смешивают со спекающимся и брикетируют при температуре перехода хорошо спекающегося угля в пластическое состояние. Брикеты подвергают термообработке. При использовании 100% формованного кокса в доменной печи объемом 764 м³ ее производительность снизилась на 7%, а удельный расход кокса возрос на 5%.

Анализ зарубежных технологий производства формованного кокса позволяет сделать следующие выводы:

- несмотря на значительную длительность разработок (около 40 лет), ни в одной стране процессы не осуществлены в промышленном масштабе;

- все способы предполагают участие хорошо спекающихся углей или связующего, а также брикетирование при высоком давлении (20-30 МПа);

- показана невозможность полной замены слоевого кокса формованным.

Способ производства ФМК (СНГ). Опытная установка ФМК производительностью 5 т/ч по углю построена в 1959 г и реконструирована с увеличением производительности до 9 т/ч в 1967 г. Состав шихты, %: газовые слабоспекающиеся угли ($y = 6-9$ мм) - 60-70, СС или ОС ($y = 6$ мм) и Т - 30-40. Стадии процесса: измельчение по схеме ДК, скоростной нагрев шихты до температуры перехода и пластическое состояние, изотермическое выдерживание и формование, спека-

ние и прокаливание формовок в вертикальных печах непрерывного действия. Весь процесс осуществляется непрерывно в герметичной аппаратуре.

Получено около 20 тыс.т формованного кокса, который испытан в доменной печи объемом 700 м³ в течение 10 суток в 100%-ном варианте. Производительность доменной печи увеличилась на 5%, а расход кокса, уменьшился на 2,5%.

По результатам работ УХИНа, ВУХИНа и Гипрококса начато сооружение головной промышленной установки на Баглейском коксохимзаводе (Украина) производительностью 500 тыс.т в год. Однако в 1989 г строительство остановлено и установка была законсервирована на неопределенный срок.

Разработанный способ имеет значительные преимущества, по сравнению с зарубежными, по технологическим и экологическим показателям, уровню автоматизации. Себестоимость кокса несколько выше, чем слоевого вследствие усложнения технологии, но может быть снижена за счет имеющихся резервов на всех стадиях производства.

Непрерывно-периодический процесс слоевого коксования ДонПИ-УХИН разрабатывается в двух вариантах: печь с горизонтальной камерой (Донецкий политехнический институт) и печь с вертикальной камерой коксования (УХИН). Сущность его состоит в том, что измельченная до <6 мм угольная шихта определенными порциями загружается в печную камеру, подпрессовывается до плотности 950-1000 кг/м³ и перемещается по заданной программе до достижения заданной конечной температуры полукоксования-коксования с последующим охлаждением и сортировкой полученного углеродистого материала. Парогазовые продукты отводятся из зоны пиролиза, охлаждаются и конденсируются. Этим способом возможно получение углеродистых материалов разной крупности и большого ассортимента жидких и газообразных продуктов. Термообработка загрузки осуществляется за счет теплопередачи через стенки камеры из обогревательных простенков. Предполагается строительство двухкамерного опытно-промышленного модуля производительностью 30 т/сут. (10-11 тыс. т в год).

Непрерывный процесс получения углеродистых материалов в кольцевой печи достаточно хорошо отработан в полузаводских условиях на Нижнетагильском меткомбинате и Московском коксогазовом заводе. Сущность метода заключается в нагревании до заданной температуры относительно тонкого слоя (50-200 мм) свободно лежащей загрузки па движущейся подине кольцевой печи. Процесс коксования протекает непрерывно и может быть разделен на три автоматически управляемые стадии:

- предварительного нагрева;

- спекания загрузки и образования полукокса;
- перехода полукокса в кокс.

Подвод тепла к загрузке осуществляется от нагретого перекрытия печи или непосредственно от продуктов сгорания. Режим проведения каждой стадии коксования регулируется автоматически в широких пределах независимо друг от друга и обеспечивает проведение каждой стадии при оптимальных условиях для данного типа угля и требуемого качества продуктов коксования. Парогазовые продукты коксования отводятся на каждой стадии процесса отдельно.

В кольцевой печи возможно в широких пределах изменять технологические параметры процесса: скорость термической переработки материала, конечную температуру его нагрева, высоту слоя загрузки, степень уплотнения и измельчения загрузки и др. В печи можно перерабатывать различное твердое и жидкое сырье угольного и нефтяного происхождения с получением продуктов разного назначения: металлургический и специальные сорта кокса, коксобрикеты, древесный уголь и т.д.

Первый промышленный агрегат для производства кокса по этому методу мощностью 110 тыс.т в год запроектирован и начато, но остановлено, строительство на Зестафонском заводе ферросплавов (Грузия).

13.4. Основные направления совершенствования техники и технологии слоевого коксования в России

Основным направлением обновления и модернизации печного фонда, на перспективу, следует считать создание большегрузных коксовых батарей с высотой печных камер 7-8 м и объемом 40-80 м³. Достоинством производства кокса в таких батареях является высокая мощность агрегатов, рост производительности труда, улучшение энергетического баланса процесса, повышение уровня механизации и автоматизации, уменьшение удельных поверхностей выбросов в атмосферу.

Как и ранее, в России сооружаются в основном коксовые батареи ПВР Гипрококса с боковым и нижним подводом отопительного газа. Равномерность обогрева по высоте обеспечивается путем рециркуляции продуктов горения в отопительных каналах, соединенных попарно рециркуляционными и перевальными окнами.

В настоящее время Гипрококсом разработаны две конструкции коксовых батарей с объемом камер 41,6 (41,3) и 51 м³. Несмотря на относительно неплохие экономические показатели, к существенным недостаткам батареи с емкостью камер 41,6 м³ следует отнести низкую устойчивость простенок к циклическим нагрузкам, следствием

чего является преждевременное разрушение кладки и относительно непродолжительный (15 лет) срок их службы. Этот недостаток частично устранен в модернизированной батарее с емкостью печных камер 41,3 м³, однако опыт их эксплуатации пока недостаточный.

В коксовых батареях с объемом камер 51 м³ реализованы основные мероприятия по упрочнению кладки. Вследствие увеличения ширины камеры (480 мм) и отопительного простенка (1090 мм) повышена их устойчивость к динамическим нагрузкам. Армирование коксовой батареи осуществляется анкерными колоннами, имеющими по высоте 5 пружинных узлов в зоне обогревательного простенка и 3 узла в зоне регенератора. Суммарная нагрузка на каждую колонну составляет более 25 т. В продольном направлении кладка коксовой батареи стягивается 7-ю подпружиненными стяжками.

Коксовые машины и оборудование выполнены в соответствии с современными требованиями эксплуатации. Углезагрузочная машина 4-бункерная. Конструкция двересъемной машины порталного типа рассчитана на обслуживание печей с одной установки, оборудована пылеулавливающим зонтом и стыковочным устройством для беспылевой выдачи кокса. Коксовыталькиватель также рассчитан на обслуживание печей с одной установки. Компоновка механизмов обеспечивает максимальное совмещение операций.

Коксовые машины оснащены более совершенными механизмами для чистки рам, дверей и броней, чистки колодцев, колен и привалочных поверхностей стояков и др. Работа машин осуществляется в режиме внутренней автоматизации, они оборудованы устройствами высокочастотной блокировки и переговорной связи. В конструкции машин широко применяется гидропривод, электросхема выполнена на бесконтактной аппаратуре. Машины разработаны с учетом возможности осуществления дистанционного управления.

Устранение пылевыделения при выдаче кокса обеспечивается установкой беспылевой выдачи кокса, которая состоит из передвижного пылеотсасывающего зонта, устанавливаемого на двересъемной машине, стационарного коллектора вдоль фронта печей, устройств очистки и дымососа, создающего разрежение в коллекторе.

"Концы" кокса конвейером транспортируются за пределы батареи, откуда при помощи перегрузочных устройств передаются в коксовые вагоны.

Сопоставительный анализ показывает, что по конструктивному оформлению коксовую батарею с объемом камер 51 м³ можно считать аналогом современных зарубежных конструкций батарей, имеющих хорошую практику эксплуатации. И, вместе с тем, результаты зарубежных (Крупп-Копперс) и отечественных (ВУХИН) исследований по определению и расчету нагрузок на стены печных камер показывают,

что в отечественных конструкциях возможности повышения эксплуатационной надежности и экологической устойчивости реализованы недостаточно, поскольку главная задача состояла в повышении единичной мощности и интенсивной эксплуатации.

По статическим нагрузкам все современные конструкции коксовых батарей, в том числе Гипрококса, имеют достаточно большой запас прочности. Но величина динамических нагрузок, обусловленная, главным образом, давлением коксования, является определяющей для долговременной устойчивой работы коксовых батарей.

Вместе с тем, в конструкциях отечественных коксовых батарей в сравнении с зарубежными, особенно германскими, недостаточно полно решены вопросы экологической надежности, дверевого хозяйства, бездымной загрузки печей, беспылевой выдачи кокса, вредных организованных выбросов через дымовые трубы, пока нет надежных решений по комплексной автоматизации коксовых батарей. Все эти отставания не дают возможности выйти на уровень техники коксового производства, создаваемого ведущими зарубежными фирмами - Штиль, Отто, Крупп-Копперс и др. В связи с этим, требуется заимствование опыта этих фирм отечественными проектными организациями.

13.5. Принципиальные положения по проектированию коксовой батареи будущего

13.5.1. Новые конструктивные и технологические решения

Специальным совещанием экспертов по вопросам производства металлургического кокса, проведенного Комитетом по черной металлургии Европейской экономической комиссии ООН в 1980 г, оптимальными размерами печной камеры приняты: ширина 0.40-0,45, высота 6-7 и длина 15-17 м. Однако, как уже отмечалось, в последние годы эта позиция пересмотрена: ведущими фирмами западноевропейских стран строятся коксовые батареи с шириной печных камер 460-600 мм и более, длиной до 18,8 м и высотой до 7,85 м. Причем предполагаемые отрицательные последствия, связанные с технико-экономической целесообразностью, техническими и эксплуатационными трудностями, в условиях высокого технического уровня промышленно развитых стран оказались намного меньше ожидаемых. Если к этому добавить значительное сокращение вредных выбросов из большегрузных батарей, то их строительство становится и экономически более целесообразным.

Обращает на себя внимание лишь то, что коксовые батареи с крупногабаритными широкими печными камерами сооружаются в основном на предприятиях Германии, работающих насыпным способом

загрузки на хорошоспекающихся рурских углях (заводы "Проспер", "Маинесманрёрен-верке", "Кайзерштуль III"). Для коксования слабо-спекающихся саарских углей ("Централькокерай", г.Диллинген) в печах с емкостью камер $45,7 \text{ м}^3$ потребовалось создание специальной трамбовочной техники, позволяющей получать плотный ($1,10\text{-}1,15 \text{ т/м}^3$) устойчивый угольный пирог высотой 6 м и таким образом производить кокс требуемого качества.

На первом этапе технического перевооружения коксохимических предприятий России, необходимо осуществить обновление печного фонда как путем перекладки изношенных батарей на старых фундаментных плитах с наращиванием их мощности, так и путем строительства новых коксовых батарей повышенной производительности с объемом печных камер $41,3$ и $51,0 \text{ м}^3$, шириной 410-480 мм и длиной до 17м.

Для принятия решения по варианту реконструкции должна быть дана комплексная оценка конкретных условий производства по следующим критериям:

- объем производства кокса и его качество;
- угольная сырьевая база и технология подготовки углей к коксованию;
- возможности строительной площадки с максимальным сохранением пригодных для дальнейшей эксплуатации дорогостоящих зданий и сооружений (угольные башни, фундаментные плиты, дымовые трубы и др.);
- конструкционная надежность коксовых батарей по отношению к динамическим нагрузкам;
- максимальная механизация и автоматизация;
- экологическая безопасность;
- экономические показатели производства.

Из всех перечисленных условий наибольшую трудность в настоящее время вызывает расчет конструкционной и экологической устойчивости коксовой батареи, все остальные поддаются расчету.

Упрощенный вариант такого расчета с прогнозом продолжительности ее службы дал Б.С.Филиппов, который в качестве критериев оценки взял габаритные размеры печных камер и период коксования, а в качестве объекта для сравнения предложил печную камеру объемом $21,6 \text{ м}^3$. В принципе, эта идея заслуживает внимания, следовало бы лишь дополнить предложенную методику, учитывая также толщину перекрытия, толщину стенового ложкового кирпича, межосевое расстояние. Но главное, необходимо включить в расчет основной фактор, от которого зависит конструкционная прочность к динамическим нагрузкам — давление распираения (а точнее — коксования), оказываемое на стены печных камер, которое на порядок превышает все ос-

тальные статические и динамические нагрузки, в том числе от движения углезагрузочной машины, штанги-пресса коксовыталькователя во время выдачи кокса и др.

Представляется, что **коэффициент устойчивости конструкции** правомерно определять по отношению к базовым коксовым батареям, надежно проверенным в эксплуатации, например, системы ПВР Гипрококса с емкостью камер 21,6 м³. Это будет не абсолютная, а некоторая относительная величина, которая покажет, насколько конструкция данной батареи устойчива по отношению к базовой.

Расчет выполнен по формуле :

$$k = S/S_0 * L_0/L * h_0/h * K/K_0 * M/M_0 * T/T_0 * b/b_0 * t/t_0 * P_0/P,$$

где S и S₀ – средняя ширина печи (значения с «0» для параметров базового варианта 21,6 м³;

L₀ и L – длина печи;

h₀ и h – высота печи;

K и K₀ – конусность печи;

M и M₀ – межосевое расстояние;

T и T₀ – толщина перекрытия печей;

b и b₀ – толщина греющей стенки;

t и t₀ – время оборота печей;

P₀ и P – давление коксования.

Выполнен расчет коэффициентов для отечественных и зарубежных конструкций коксовых батарей (таблицы 25 и 26).

Из таблиц видно, что с наращиванием объема печных камер с шириной 410 мм коэффициент их устойчивости систематически снижался и в печах с объемом камер 41,6 м³ достиг минимальной величины, (таблица 28) Усовершенствование конструкции последних с уменьшением объема камер до 41,3 м³ повысило на 25% ее устойчивость, но в сравнении с базовыми батареями k, все равно в 3 раза ниже, поэтому и предполагаемый срок службы увеличится незначительно. Следует отметить, что в приведенной таблице 25 хотя и дается весьма приближенный расчет, но он согласуется с практикой эксплуатации указанных серий коксовых батарей Гипрококса. Самыми устойчивыми и надежными были батареи с объемом печных камер 30 м³ и шириной 450 мм, что также убедительно подтверждается практикой.

Таблица 28 – Конструкционные и технологические параметры коксовых батарей Гипрококса

Показатели	Объём печных камер, м ³						
	21,6	30,0	30,9	41,6	41,3	51,0	69,0*
Длина камеры, м	14,08	15,04	14,08	16,00	15,86	16,82	18,00
Высота камеры, м	4,3	5,0	6,0	7,0	7,0	7,0	7,0
Ширина камеры, м	0,407	0,45	0,41	0,41	0,41	0,48	0,6
Конусность, мм/м	3,55	3,32	3,55	3,12	3,15	2,97	3,55
Толщина стен, мм	105	105	105	105	105	105	95
Толщина перекрытия, мм	1,0	1,1	1,032	1,05	1,3	1,526	1,7
Межсекоевое расстояние, м	1,143	1,3	1,32	1,4	1,4	1,57	1,6
Период коксования, час	15,0	17,5	15,0	15,0	15,0	19,0	22,6
Давление коксования, кПа	7,3	8,5	12,2	15,9	15,9	13,9	11,6
Количество печей	65	77	65	65	65	2x41	2x48
Коэффициент надёжности k	1,0	1,03	0,51	0,28	0,35	0,7	1,84**
Срок службы, лет	40	41	20	11	14	28	> 40

* - Предложение ВУХИН;

** - Для термоподготовленной шихты насыпной плотностью 1,26 т/м³.

В сравнении с последней серией коксовых батарей с объемом камер 41,6-41,3 м³, устойчивость коксовой батареи с камерами 51 м³ в два раза увеличена, но все равно она не достигает базового уровня.

Представляют интерес предложения ВУХИН по Повышению конструкционной устойчивости коксовых батарей Гипрококса, сооружаемых на фундаментных плитах изношенных батарей с емкостью камер 21,6, 30,9 и 41,6 м³ (таблица 29). Их конструкционная устойчивость при коксовании влажных шихт существенно выше базовой. Это не значит, однако, что соответственно увеличится и срок их службы, так как в расчетах не учтены такие факторы как износ кладки, армирования и др. Во всяком случае, по-видимому, эти батареи должны служить не меньше, чем базовая.

Что касается возможности коксования термоподготовленной шихты в ширококамерных печах, то в данном случае прогноз не во всех случаях благоприятный. По-видимому, эта технология возможна для коксовых батарей с печными камерами объемом 37,1 и 43,5 м³ и вряд ли допустима для коксовых батарей с объемом камер 56,8 м³. Совершенно очевидно, что термоподготовка применима для большегрузных коксовых реакторов "Джамбо" и маловероятно ее применение для большегрузных батарей германских фирм.

Одним из важнейших факторов конструкционной надежности коксовых батарей, который пока не учтен в данных расчетах, является

качество огнеупоров (изделий и мертелей), находящееся в настоящее время на недостаточно высоком уровне.

Таблица 29 - Конструкционные и технологические параметры предлагаемых вариантов печей Гипрококса и зарубежных фирм

Показатели	Гипрококс на старой плите печей объемом, м ³			Батареи зарубежных фирм			
	21,6	30,9	41,6	Манне-сманн	Проспер	Кай-зер-штуль	«Джа мбо»
Полезный объем, м ³	37,1	43,5	56,8	70,0	62,3	78,9	145,0
Длина камеры, м	14,08	14,08	15,86	18,0	16,6	18,8	20,0
Высота камеры, м	5,0	5,5	6,7	7,85	7,1	7,63	10,0
Ширина камеры, м	0,6	0,6	0,6	0,55	0,53	0,61	0,75
Конусность, мм/м	3,55	3,55	3,15	5,0	5,0	5,0	5,0
Толщина стен, мм	90	90	90	95	70	95	85
Толщина перекрытия, мм	1,164	1,3	1,35	1,7	1,5	1,7	1,5
Межосевое расстояние, м	1,5	1,7	1,7	1,5	1,45	1,65	5,6
Период коксования в часах для шихты:							
Влажной	25,0	25,0	25,0	22,4	24,5	25,0	30,0
Термоподготовленной	22,0	22,0	22,0	20,0	22,0	22,0	26,0
Давление коксования, кПа для шихты:							
Влажной	6,0	7,0	10,8	14,8	11,8	12,9	17,2
Термоподготовленной	11,2	12,0	17,0	23,0	18,4	20,2	26,5
Количество печей	56	56	53	70	70	60	1
Коэффициент надёжности k для шихты:							
Влажной	2,73	3,82	1,36	1,2	1,32	1,84	3,92
Термоподготовленной	1,5	1,6	0,76	0,69	0,76	1,03	2,2

ВостИО совместно с ВУХИН разработана технология получения и проведены длительные промышленные испытания так называемого "черного динаса" (таблица 30), который по своим прочностным и теплофизическим свойствам находится на уровне лучших динасовых огнеупоров, изготавливаемых фирмой "Куросаки" (Япония).

С применением "черного динаса" толщина греющих стен может быть уменьшена до 90 мм с сохранением ее прочности, а температура обогрева снижена на 80-100 °С.

Нарастивание размеров печных камер усложнило проблемы механизации трудоемких работ, так как резко возросли площади поверхности для обслуживания, возросли обвалы кокса, увеличился периметр стыка дверей и рам, что создает предпосылки для снижения

газоплотности дверей. Возникли проблемы термического коробления крупногабаритных изделий: дверей, рам. брони, анкеража и др.

Таблица 30 – Качество динасовых огнеупоров

Показатели	Россия		ФРГ	Япония
	Черный	Обычный		
Плотность истинная, кг/м ³	2350 - 2400	2320 - 2370	2330 - 2340	2290 - 2310
Пористость открытая, %	13 - 17	19 - 23	19 - 23	15 - 22
Прочность на сжатие при 20 °С, Н/мм ²	60 - 90	30 - 50	25 - 50	50 - 90
Температура деформации под нагрузкой 0,2 Н/мм ² , °С	1650	1650	1660	1610
Линейное расширение до 1200 °С, %	1,5 – 1,6	1,3 – 1,4	1,3 – 1,5	1,3 – 1,5
Дополнительный рост при 1450 °С, %	0,2	0,4	0,3	0,3
Коэффициент теплопроводности при 1200 °С, Вт/м*К	2,1 – 2,2	1,6 – 1,8	1,7 – 1,9	2,0 – 2,4
Содержание кремнезёма, %	91 - 93	93 - 94	94 - 96	95 - 96

При проектировании новых большегрузных коксовых батарей потребуется решение некоторых старых и возникших новых конструктивных, технологических и экологических проблем:

— повысить прочность и конструкционную надежность кладки печей путем применения изделий из динаса улучшенного качества или "черного динаса" для основного массива обогревательных простенков и кремнеземистых изделий повышенной термостойкости для кладки крайних вертикалов, а также применение огнеупорных мертелей улучшенного качества;

- обеспечить более высокую жесткость анкерных колонн и увеличить суммарную нагрузку от внутренних пружин на каждую колонну до 26 т, а на нижние и верхние поперечные стяжки соответственно до 10-18 т;

- применять для кладки головочной части простенков огнеупорные изделия с пазами для повышения термостойкости и предотвращения обвалов кокса.

Осуществление этих мероприятий существенно улучшит условия работы простенков, будет способствовать лучшему восприятию продольных усилий и существенно снизит появление вертикальных трещин в кладке простенка.

Для обеспечения контроля и поддержания состояния кладки в хорошем состоянии необходимо:

- разработать и использовать системы диагностики кладки и анкеража;

- применять надежные, проверенные в мировой и отечественной практике методы профилактического ремонта основных узлов кладки (головочная часть и верхние ряды простенков, подов, "подрезов", загрузочных люков и др.).

Для повышения равномерности- обогрева коксовых печей по высоте:

- разработать и принять к осуществлению конструкцию отопительной системы со ступенчатым подводом воздуха;

- принять принудительную подачу незапыленного и с постоянной температурой воздуха в подбатарейное помещение, что повысит стабильность теплотехнического режима;

- разработать и осуществить систему подачи на обогрев очищенных от пыли газов, уловленных при выдаче кокса;

- повысить теплотехнический КПД коксовых батарей путем применения узкощелевых насадочных изделий для регенераторов коксовых печей.

Необходимые новые решения по машинам, механизмам и оборудованию:

- разработка и внедрение новой "эластичной" конструкции дверей, обеспечивающей их полную газоплотность;

- применение бетонной футеровки с вертикальными газоотводящими каналами для снижения давления газов под уплотняющей рамкой;

- применение одностороннего корытообразного неразрезного газосборника со встроенными клапанными коробками и газосбросными свечами с автоматическим зажиганием сбрасываемых газов;

- использование для бездымной загрузки печей гидроинжекции вместо пароинжекции, что позволит значительно сократить количество сточных вод на биохимочистку;

- использование новой конструкции кантовочного устройства с гидравлическим приводом, вместо механического;

- применение механизмов для уборки "концов" кокса с обеих сторон коксовой батареи;

- внедрение надежной системы блокировки между коксовыми машинами на герконовых датчиках.

С целью обеспечения стабильного теплотехнического режима печей необходимо разработать и внедрить полностью автоматизированную систему управления обогревом печей и коксового блока в целом с применением микропроцессоров и ЭВМ.

В комплексах перекалываемых коксовых батарей с мокрым тушением кокса должны применяться тушильные вагоны улучшенной конструкции, позволяющей эффективно и равномерно охлаждать кокс

по всему объему. При новом строительстве следует принимать сухое тушение кокса.

13.5.2. Основные "требования и пути обеспечения экологической безопасности предприятия

Экологическая обстановка коксохимических предприятий России неблагоприятна. В 1998 г удельные выбросы составили ~8 кг/т кокса с колебаниями по отдельным предприятиям от 3 до 15 кг/т. Основные компоненты выбросов, %: пыль - 17, сернистый ангидрид - 10,6, оксид углерода - 55,1, оксиды азота - 4,4, сероводород и фенолы - по 1, цианистый водород - 1,4, аммиак - 2,13, нафталин - 0,2, бенз(а)пирен - 0,0009. Основные источники выбросов — операции по загрузке и выдаче коксовых печей, избыточные газы УСТК, аспирационные системы углеподготовок и коксортировок, трубы коксовых батарей, рассеянные выбросы дверей, стояков, люков коксовых печей, тушильные башни, воздушники химических цехов.

Для достижения ПДВ удельные выбросы должны быть снижены до ~2 кг/т кокса (для сравнения — на новых предприятиях ФРГ удельные выбросы не превышают 1 кг/т кокса). Необходимо обеспечить следующий достигнутый мировой уровень экологической эффективности систем и оборудования коксовых батарей (таблица 31).

Таблица 31 – Экологическая эффективность систем и оборудования коксовых батарей

Наименование систем, оборудования	Источник выброса	Состав вредных веществ	Концентрация, мг/м ³ (эффективность)	Визуальная оценка
Система обогрева	Дымовая труба	СО	30,0	Отсутствие видимых выбросов
		сажа	5,0	
		NO _x	15,0	
Система газосборника	Крышки, рас- трубы стояков	Коксовый газ, пыль	(97-100)	Отсутствие видимых выбросов
	свечи	Коксовый газ	(97-100)	
Газоплотность оборудования печей	Загрузочные люки, двери	Коксовый газ, пыль	(97-100)	Отсутствие видимых выбросов
	Планирные лючки		(95-98)	
Технологические операции	Загрузка печей	Коксовый газ, пыль	(97-100)	Отсутствие видимых выбросов
	Выдача кокса		(85-100)	

В зарубежной и отечественной практике накоплен значительный* опыт применения "эффективных технических решений по снижению вредных выбросов.

По системе обогрева:

- нижний подвод газа;
- ступенчатый подвод воздуха;
- рециркуляция продуктов горения (25-40%);
- уменьшение толщины греющих стен до 90-70 мм ;
- повышение коэффициента теплопроводности огнеупора до 2

Вт/м К;

- повышение степени очистки коксового газа на обогрев.

По системе газосборника:

- применение одного корытообразного газосборника со встроенными 2-3-позиционными клапанами;
- пневмоуплотнение крышек стояков;
- комбинированное уплотнение раструбов стояков;
- применение гидроинжекции, обеспечивающей разрежение не менее 200 Па под телескопом углезагрузочной машины.

Уплотнение дверей:

- применение гибкой системы типа "Флексит", обеспечивающей хорошее прилегание ножа уплотняющей рамки к зеркалу армирующей рамы;

- использование блочной футеровки без кирпичедержателя.

Технологические операции :

- загрузка печей производится в полуавтоматическом или автоматическом режиме, обеспечивающем бездымность на уровне 98-100%.

Беспылевая выдача кокса с эффективностью аспирации 98-100% обеспечивается :

- равномерной готовностью кокса (950-1050°С);
- применением двересъемных машин порталного типа;
- приемом кокса тушильным вагоном с одной установки;
- применением стационарной коллекторной системы отсоса типа "Министр Штайн";
- применением системы отсоса газов выдачи от дверей с машинной стороны;
- применением механизмов уборки "концов" с машинной стороны.

Сухое тушение кокса с утилизацией и обезвреживанием избыточных газов. Мокрое тушение с подачей 2/3 воды через каналы в дне тушильного вагона, подобное применяемым на заводах ФРГ.

Эффективность перечисленных мероприятий подтверждается исследованиями германских специалистов. В 1950 году среднее удельное количество выбросов на коксохимических предприятиях ФРГ составляло ~8,5 кг/т кокса. В 1983 году, после осуществления наиболее крупных мероприятий (бездымная загрузка печей, беспылевая выдача кокса и др.), выбросы были снижены до ~3 кг/т. В 1986 году,

после осуществления мер, главным образом, по герметизации оборудования (двери, крышки загрузочных люков, стояки, планирные лючки и др.) и снижения температур обогрева выбросы достигли ~1 кг/т и уже длительное время поддерживаются на этом уровне. Ниже, в качестве примера, приводятся показатели уменьшения выбросов пыли, %, при эксплуатации систем (в скобках - масса образующейся пыли, кг/т кокса):

загрузка шихты в печь 99 (0,15);

выдача кокса 99 (0,4);

тушение кокса 86 (0,35);

обработка кокса 99 (1,5).

Выбросы таких газов, как SO₂, NO_x, CO и ПАУ также значительно уменьшены в сравнении с периодом, когда эти мероприятия не были внедрены. Снижение выбросов из рассеянных источников составило, %:

загрузочные люки 99 (заливка люков после загрузки);

стояки 99 (устройство гидрозатворов);

двери печных камер 93 (двери типа "Флексит").

К этому следует добавить, что само по себе направление на внедрение большегрузных ширококамерных батарей является кардинальным экологически эффективным решением, так как при этом снижается количество циклов загрузка-выдача и существенно уменьшаются удельные поверхности источников рассеянных выбросов.

Таким образом, для повышения экологической безопасности коксохимических предприятий целесообразно вести работу в двух направлениях:

- повышение единичной мощности коксовых агрегатов с увеличением ширины и высоты печных камер;
- применение эффективных технических и технологических средств для уменьшения организованных и рассеянных выбросов.

13.5.3. Сравнительные технико-экономические показатели коксовых батарей с камерами различного объема.

Переход страны к рыночным отношениям привел к постоянному изменению цен на все виды сырья конечную продукцию и работы. Поэтому представляется возможным спрогнозировать (с большой степенью приближения) только капитальные затраты на строительство коксовых батарей и. в свободно конвертируемой валюте. Что касается эксплуатационных расходов, значительную их часть составляет заработная плата обслуживающего персонала, которая на данном этапе не может быть предсказана.

Исходя из отмеченного, сопоставление разных вариантов развития коксового производства будущего производилось нами по капитальным затратам, выраженным в долларах США. Для прогнозирования капитальных затрат использован упрощенный вариант методики, в общих чертах изложенной в. Ориентировочно, погрешность прогноза не превышает 20% с вероятностью 95%. По ней выполнен ряд расчетов, результаты которых сведены в таблицах 32 - 34.

Таблица 32 - Расчетные технико-экономические показатели большегрузных коксовых батарей

Показатели, единицы измерения	Производительность по валовому коксу 6% влажности, тыс.т/год				
	930	1080	1140	1220	1310
Габаритные размеры коксовой камеры, м					
Длина	15	16			
Средняя ширина	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55
Высота	7,26	7,07	6,86	7,04	6,95
Полезный объем камеры, м ³	40,4	46,2	47,3	51,7	55,0
Время оборота печей, ч	15,0	17,0	18,5	20,1	22,2
Число печей в батарее	65	75	82	87	97
КИПО, т/м ³ в год	354	312	294	271	245
Потребность в огнеупорах, тыс.т	20,7	24,5	26,2	28,5	33,6
Капитальные вложения, млн.дол.	126	147	156	169	197
Удельные капвложения, дол./т	135	136	137	139	150
Производительность труда, т/чел. в год	12237	13170	13855	14524	15382

Таблица 33 - Результаты расчетов технико-экономических показателей коксовой батареи в зависимости от ширины печной камеры при прочих равных условиях (огнеупорная кладка из обычного коксового динаса

Показатели, единицы измерения	Средняя ширина камеры, мм				
	410	450	500	550	
				1 блок	2 блока
Габаритные размеры коксовой камеры, м					
Длина	16	16	16	16	16
Высота	8,54	7,7	6,76	6,13	6,07
Полезный объем камеры, м ³	50,9	50,1	18,6	48,2	47,7
Время оборота печей, ч	15,0	17,0	19,6	22,2	22,2
Число печей в батарее	63	72	85	97	98
Производительность батареи по валовому коксу, тыс.т/год	1150	1150	1150	1150	1150
КИПО, т/м ³ в год	359	319	278	246	246
Потребность в огнеупорах, тыс.т	28,0	27,9	28,2	29,3	29,8
Капитальные вложения, млн.дол.	166	166	167	173	188
Удельные капвложения, дол./т	144	144	145	151	164

Таблица 34 - Результаты расчетов технико-экономических показателей коксовой батареи в зависимости от ширины печной камеры при прочих равных условиях (огнеупорная кладка из "черного динаса")

Показатели, единицы измерения	Средняя ширина камеры, мм					
	410	450	480	550	600	
Количество блоков	1	1	1	1	1	2
Габаритные размеры коксовой камеры, м						
Длина	16	16	16	16	16	16
Высота	8,81	7,75	7,22	6,21	5,6	5,55
Полезный объем камеры, м ³	52,6	50,5	50,0	48,8	47,8	47,3
Время оборота печей, ч	13,0	14,7	16,1	19,3	21,6	21,6
Число печей в блоке	53	62	68	83	95	48
Производительность батареи по валовому коксу, тыс.т/год	1150	1150	1150	1150	1150	1150
КИПО, т/м ³ в год	413	367	338	284	253	253
Потребность в огнеупорах, тыс.т	26,8	25,2	24,5	25,1	25,3	25,8
Капитальные вложения, млн.дол.	160	151	147	150	151	166
Удельные капвложения, дол./т	139	131	128	130	132	144

При их проведении были приняты основные условия, типичные для коксохимических предприятий РФ. Принято, что время на обработку одной печи составляет 12 мин. Результаты технико-экономических расчетов для комплексов коксовых батарей конструкции Гипрококса из используемых печей со сравнительно малым полезным объемом камер (менее 40 м³), которые (комплексы) имеют одинаковую производительность. Как видно, батареи с полезным объемом коксовой камеры 21 м³ требуют самых больших капиталовложений (общих — 191 млн. долл. и удельных — 166 долл.год/т кокса), хотя они имеют и самый высокий КИПО (коэффициент использования полезного объема) (364 т/м³ год). Для прочих типоразмеров печей уровни капитальных затрат существенно меньше и близки друг к другу (общие - 155-161 млн. долл., удельные - 135-140 долл/т кокса). По уровню КИПО наихудшими являются печи с полезным объемом камеры 31 м³ и ее средней шириной 0,45 м (316 т/м³ год), а остальные типоразмеры печей и в этом отношении примерно равноценны (354-358 т/м³ год).

В таблице 35 сопоставлены результаты расчетов для большегрузных коксовых батарей (существующих и проектируемых) разной производительности. Как видно, с увеличением производительности коксовой батареи от .930 до 1310 тыс. т /год, наращиванием полезного объема печных камер от 40 до 55 м³ и их средней ширины с 0,41 до 0,55 м возрастает число печей в батарее от 65 до 97, но снижается их

КИПО с 354 до 245 т/м³ год. При этом общие капвложения увеличиваются со 126 до 197 млн. долл.; однако удельные капзатраты при средней ширине камеры 0,41 - 0,51 м остаются практически на одном уровне (135-139 долл.год/т кокса), а при увеличении ширины камеры до 0,55 м возрастают технико-экономические показатели коксовой батареи, особенно для ширококамерных печей. Так, для одноблочной батареи со средней шириной камеры 0,55 м КИПО возрастает с 246 до 284 т/м³ год, капвложения уменьшаются от 173 до 150 млн. долл., а удельные капзатраты - от 151 до 130 долл/т кокса.

Таблица 35 - Расчетные технико-экономические показатели большегрузных коксовых батарей

Показатели, единицы измерения	Производительность по валовому коксу 6% влажности, тыс.т/год				
	930	1080	1140	1220	1310
Габаритные размеры коксовой камеры, м					
Длина	15	16			
Средняя ширина	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55
Высота	7,26	7,07	6,86	7,04	6,95
Полезный объём камеры, м ³	40,4	46,2	47,3	51,7	55,0
Время оборота печей, ч	15,0	17,0	18,5	20,1	22,2
Число печей в батарее	65	75	82	87	97
КИПО, т/м ³ в год	354	312	294	271	245
Потребность в огнеупорах, тыс.т	20,7	24,5	26,2	28,5	33,6
Капитальные вложения, млн.дол.	126	147	156	169	197
Удельные капвложения, дол./т	135	136	137	139	150
Производительность труда, т/чел. в год	12237	13170	13855	14524	15382

В расчетах не были учтены затраты на улавливание и обезвреживание вредных выбросов. По зарубежному опыту, количество последних примерно пропорционально количеству печей, выдаваемых за единицу времени. При одинаковой производительности (1150 тыс. т/год) в комплексе.

Из 3 коксовых батарей с печами, имеющими камеры со средней шириной 0,41 м и полезным объемом 21 м³, за сутки будет выдаваться в среднем 24-50-3/14,9=242 печи, а на одной коксовой батарее с печами, имеющими камеры со средней шириной 0,6 м и полезным объемом 47,8 м³ - 24-95/21,6=106 печей, то есть в 2,3 раза меньше.

Соответственно уменьшатся и затраты на улавливание и очистку выбросов. Если принять, что эти затраты для комплекса из печей с камерами полезной емкостью 21 м³ составят 20% от капитальных затрат на строительство комплекса, то есть 38,2 млн. долл., то для ширококамерной батареи они составят 38,2/2,3=16,6 млн. долл.

Были также выполнены расчеты для варианта конструкции коксовых батарей с емкостью печных камер 69 м^3 , предлагаемых ВУХИНОм. Получены следующие конструктивные параметры, м: габаритные размеры камеры: длина — 18,00; средняя ширина - 0,6; высота — 7,0; толщина стен - 0,095; толщина перекрытия - 1,72; межосевое расстояние - 1,57; уровень обогрева — 1,0. При производительности 1580 тыс. т /год кокса 6%-ной влажности количество печей в батарее из двух блоков составляет 96. Капзатраты на строительство такой батареи - 218 млн. долл., удельные капзатраты - 138 долл./т кокса.

13.5.4. Комбинированная технология коксового производства будущего "Combitec" (Комбитек)

Комбинированная технология коксового производства будущего (ВУХИН) включает стадии:

- совмещенного процесса термической подготовки угольной шихты и охлаждения кокса;

- коксования угольной шихты в большегрузных коксовых реакторах или ширококамерных коксовых батареях;

- совмещенного процесса сухого тушения кокса, пиролиза сырого коксового газа и восстановления металлооксидных окатышей, рудно-топливных брикетов и т.п. (в дальнейшем именуются РАМ рудно-топливные агломерированные материалы).

Кокс с температурой $1000-1100^\circ\text{C}$, выданный из печных камер коксовых реакторов или коксовых батарей, делится на две части. Одна часть идет на грохот, из нее отсеивается коксовая мелочь (класс менее 25 мм), а крупный кокс класса более 25 мм поступает в наклонный барабанный теплообменник. Туда же из углеподготовительного цеха подается влажная угольная шихта технологического измельчения (65-85% содержания класса 3-0 мм). При вращении теплообменника кокс и угольная шихта перемешиваются и одновременно транспортируются в концевую часть барабана. При этом кокс охлаждается, а угольная шихта нагревается до заданной температуры, в зависимости от технологических требований. В концевой части теплообменника, служащем одновременно грохотом, или на отдельном грохоте охлажденный кокс и нагретая угольная шихта разделяются. Кокс является готовым продуктом и направляется потребителям, а нагретая угольная шихта передается в накопительный бункер, откуда при помощи загрузочного устройства загружается в печные камеры коксовых реакторов или коксовой батареи.

Вторая часть выданного кокса в несортированном виде поступает в установку пиролиза и сухого тушения кокса (УПСТК). Туда же подаются коксовая мелочь, отсеянная на грохоте из первой части кок-

са перед ее поступлением в барабанный теплообменник, а также РАМ из оксидов железа или других металлов, требующих частичного или полного восстановления.

Указанная смесь последовательно проходит форкамеру, где кокс часть своего тепла отдает РАМ и охлаждается до температуры 900-950°C, затем камеру пиролиза, в которую подается подогретый до такой же температуры сырой коксовый газ, и затем в камеру тушения, в которой смесь кокса и РАМ охлаждается до температур, допустимых для дальнейшего технологического использования (150-250°C).

Для исключения образования взрывоопасной смеси пиролизного газа и воздуха, попадающего в форкамеру во время загрузки в нее горячего кокса, в нижнюю часть форкамеры подают подогретый технический азот из подогревателя азота. Теплоносителем в ПА служат продукты сжигания части пиролизного газа, прошедшего через котельную установку.

Поскольку на всем пути движения смеси газовая среда в установке имеет восстановительный характер, оксиды металлов частично или полностью восстанавливаются до чистых металлов.

После выхода из УПСТК смесь поступает в магнитный или другой специальный сепаратор, в котором происходит разделение кокса и РАМ. Далее кокс направляется на обычную сортировку для выделения необходимых классов крупности, а металлизированные РАМ - в металлургическое производство.

Сырой коксовый газ из печных камер поступает в футерованный неохлаждаемый газосборник, затем в подогреватель. Теплоносителем в подогревателе служат продукты сжигания части пиролизного газа, прошедшего через котельную установку.

Из подогревателя коксовый газ направляется в камеру пиролиза УПСТК с температурой 950-1000°C, подвергается термокрекингу с образованием пироуглерода, который откладывается на поверхности кокса, водорода и легких углеводородов. Далее пиролизированный газ смешивается с охлаждающим газом из камеры тушения и идет в котельную установку. Здесь он охлаждается, часть его направляется в производство для осуществления восстановительных процессов, а вторая часть - в камеру тушения УПСТК как охлаждающий агент. Получаемый острый пар с температурой 400-450°C направляется на технологические нужды.

В результате осуществления указанной комбинированной технологии получают 4 конечных продукта:

- кокс широкого ассортимента;
- металлизированные РАМ;
- восстановительный газ с высоким содержанием водорода;
- перегретый пар с температурой 400-450°C.

Обогрев коксовых реакторов или батарей производится доменным газом.

Отдельные элементы технологии отработаны в промышленных, опытно-промышленных и полужаводских условиях (нагрев угольной шихты горячим коксом, коксование нагретой шихты в ширококамерных печах, сухое тушение кокса). Проведены лабораторные опыты по восстановлению сырых РАМ в процессе коксования и сухого тушения кокса. Имеются обнадеживающие сведения о пиролизе газов в специальных термокрекингových установках.

Предлагаемая технология имеет следующие преимущества в сравнении с обычной существующей:

1. Относительная простота, поскольку полностью отсутствует химическое крыло для улавливания и переработки химических продуктов коксования.

2. Высокий теплотехнический КПД, так как практически полностью используется тепло кокса, выдаваемого из печей.

3. Пониженный расход тепла на коксование вследствие применения термopодготовленной шихты.

4. Высокая единичная мощность коксовых агрегатов, благодаря повышению плотности угольной загрузки и сокращению периода коксования.

5. Возможность автоматизации, особенно на стадиях совмещенного процесса термической подготовки угольной шихты и тушения кокса, а также в совмещенном процессе пиролиза сырого коксового газа и сухого тушения кокса в смеси с РАМ.

6. Экологическая безопасность и надежность, поскольку предлагаемая технология имеет значительно меньше стадий по сравнению с существующей, а также проверенные по экологической надежности участки технологии. Уменьшение вредных выбросов оксидов серы и азота через дымовые трубы.

7. Улучшение качества коксовой продукции в результате применения отдельных технологических приемов, используемых в данной комбинированной технологии, а также повышение качества металлизированных РАМ.

Возможные недостатки технологии:

1. Отсутствие возможности получения традиционных дефицитных продуктов коксохимического производства, в частности каменноугольного пека, нафталина и др.

2. Снижение спекаемости угольной шихты вследствие засорения ее коксовой мелочью в совмещенном процессе ее нагрева и охлаждения кокса.

3.Необходимость разработки новых нетрадиционных технических решений для совмещенных процессов и нагрева больших объемов сырого коксового газа.

Список литературы

1. Сухоруков В.И. Научные основы совершенствования техники и технологии производства кокса. Екатеринбург, 2009. 394с.
2. Химическая технология твердых горючих ископаемых./под ред. Г.Н. Макарова и Г.Д. Харламповича - М:Химия,1986,496с.
3. Иванов Е.Б., Мучник Д.А. Технология производства кокса. Киев: Высшая школа, 1976, 232с.
4. Грязнов Н.С. Основы теории коксования. М: Metallургия, 1974, 312с.
5. Сперанская Г.В. и др. Научные основы производства формованного металлургического кокса из слабоспекающихся углей. М: Metallургия, 1987,272с.
6. Сухоруков В.И. Научные основы совершенствования техники и технологии производства кокса. Екатеринбург, 1999. 394с.
7. Бухаркина Т.В., Дигуров Н.Г. Химия природных энергоносителей и углеродных материалов. М.: РХТУ, 1999. –196с.
8. Харлампович Г.Д., Кауфман А.А. Технология коксохимического производства. Учебник для вузов. М.: Metallургия, 1995. 384с.
9. Вейнский В.В. Моделирование и расчет материальных и тепловых потоков традиционного цеха улавливания химических продуктов коксования угля. [Электрон.ресурс] Программа. 23.07.10 № 50201001335
10. Вейнский В.В. Моделирование и расчет теплообменной аппаратуры. [Электрон.ресурс] Программа. 23.07.10 № 50201001333
11. Вейнский В.В. Моделирование и расчет процесса коксования угольной шихты в коксовых печах. [Электрон.ресурс] Программа. 23.07.10 № 50201001334
12. Кауфман А.А. Технология коксохимического производства. / А.А.Кауфман, Г.Д.Харлампович. Екатеринбург:ВУХИН-НКА, 2005. - 288 с.
13. Вейнский В.В., Горохов А.В. Расчет материального баланса коксования угольной шихты. - Магнитогорск, 2009, 25 стр.
14. Вейнский В.В., Горохов А.В. Расчет энергетического и эксергетического балансов процесса коксования угольной шихты в коксовых печах.- Магнитогорск, 2009, 19 стр.
15. Вейнский В.В., Горохов А.В. Расчет гидравлики и гидравлического режима работы коксовых печей - Магнитогорск, 2009, 20 стр.