

САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
ПЕТРА ВЕЛИКОГО

На правах рукописи

Федотова Екатерина Сергеевна

**ИССЛЕДОВАНИЕ ВЫБРОСОВ ПЛАВИЛЬНОЙ ПЫЛИ
ОТ СТАЛЕПЛАВИЛЬНЫХ АГРЕГАТОВ НА ОСНОВЕ
МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ЕЁ ОБРАЗОВАНИЯ**

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

05.16.07 – «Металлургия техногенных и вторичных ресурсов»

Научный руководитель
д.т.н., проф. Буторина И.В.

Санкт-Петербург – 2018 г.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	4
1. Механизм образования плавильной пыли	8
1.1. Состояние вопроса	8
1.2. Характеристика частиц плавильной пыли	10
1.2.1. Пыль конвертерного производства	12
1.2.2. Пыль электросталеплавильного производства	14
1.3. Механизм образования плавильной пыли	18
1.3.1. Теория химического (вторичного) диспергирования	20
1.3.2. Испарительный механизм образования плавильной пыли	21
1.4. Обзор методик расчета выбросов пыли от плавильных печей	24
1.5. Способы утилизации сталеплавильной пыли	29
Выводы к разделу 1	31
2. Теория образования плавильной пыли	33
2.1. Обоснование выбора механизма образования плавильной пыли	33
2.2. Математическая модель образования плавильной пыли	35
2.2.1. Материальный баланс сталеплавильного процесса	39
2.2.2. Расчет скорости окисления примесей	44
2.2.3. Активность компонентов	49
2.2.4. Расчет площади поверхности реакционной зоны	50
2.2.4.1. Площадь поверхности реакционной зоны кислородного конвертера	50
2.2.4.2. Площадь поверхности реакционной зоны дуговой сталеплавильной печи	54
2.2.5. Температура реакционной зоны	57
2.2.5.1. Температура реакционной зоны кислородного конвертера	57
2.2.5.2. Температура реакционной зоны дуговой сталеплавильной печи	61
2.2.6. Коэффициент теплопередачи	65
2.2.7. Коэффициент излучения	67
2.2.8. Давление насыщенных паров металлов	69
2.2.9. Расчет скорости дистилляции компонентов расплава	71
2.2.10. Расчет химического состава сталеплавильной пыли	80
2.2.11. Расчет дисперсного состава сталеплавильной пыли	82
2.3. Расчет массы плавильной пыли при выплавке цветных металлов и сплавов	87
2.4. Способы снижения выбросов плавильной пыли	89
2.5. Анализ результатов расчета	99

Выводы к разделу 2	102
3. Проект инженерной методики расчета выбросов плавильной пыли	103
4. Экспериментальное исследование выбросов плавильной пыли	114
4.1. Определение выбросов плавильной пыли инструментальными способами.....	114
4.2. Определение дисперсности экспериментальных образцов пыли	119
4.3. Определение химического состава экспериментальных образцов пыли	123
4.4. Сопоставление расчетных и экспериментальных данных	123
4.5. Исследование возможности использования плавильной пыли в качестве порошкового материала	128
Заключение.....	131
Список использованных источников.....	134
Приложения	142
Приложение А – Расчет массы выбросов пыли от кислородного конвертера	143
Приложение Б – Расчет массы выбросов пыли от электродуговой печи.	170
Приложение В – Данные для расчета значений давления насыщенных паров компонентов расплава.....	197
Приложение Г – Данные для расчета коэффициента активности компонентов	198
Приложение Д. Расчет размера частиц плавильной пыли	201
Приложение Е. Математическая модель образования плавильной пыли при выплавке цветных металлов и сплавов в индукционных тигельных печах	205
Приложение Ж. Химический состав навески пыли	216

ВВЕДЕНИЕ

Одной из главных проблем районов, где расположены металлургические предприятия, являются выбросы в атмосферный воздух большого количества высокодисперсной плавильной пыли, образующейся при процессах выплавки стали и сплавов и других операциях с жидкими расплавами.

Согласно Стратегии развития металлургической промышленности Российской Федерации на период до 2030 года [1] и Принципам устойчивого развития металлургической отрасли [2] одной из наиболее приоритетных задач является снижение выхода отходов и удельных выбросов вредных веществ в воздушный бассейн, а также повышение объемов и эффективности переработки отходов производства, включая создание новых экономически и экологически приемлемых технологий.

Плавильная пыль является одним из наиболее опасных отходов из-за предельно малого размера частиц и химического состава, основу которого составляют оксиды тяжелых металлов. Кроме того, мелкая пыль имеет свойство проникать в самые глубокие отделы дыхательной и пищеварительной систем человека и накапливаться там, вызывая тяжелые расстройства здоровья.

Потеря металла в виде пыли с ее уносом из агрегата снижает выход годного на 2-5 %. Для металлургического предприятия с годовым выпуском стали в 1 млн. т показатель образования пыли может достигать 32 тыс. т в год [3].

Основная часть плавильной пыли не перерабатывается, а идет в хранилища и шламонакопители, несмотря на то, что данная пыль, состоящая преимущественно из оксидов железа, является ценным вторичным сырьем. Главными причинами проблем с её улавливанием и утилизацией плавильной пыли являются ее дисперсность, нестабильный химический состав и высокое содержание цинка, недопустимого в доменной шихте. Практически нерешаемой проблемой является извлечение пыли из шламов при использовании мокрых газоочистных установок.

Проблема образования токсичной плавильной пыли приобретает в последнее время ещё большую актуальность, в связи с переходом Российской Федерации в 2019 г. на новую систему экологического регулирования, основанную на принципах наилучших доступных технологий (НДТ) [2], ориентирующихся на современные металлургические предприятия Евросоюза.

Степень разработанности темы. В настоящее время существует несколько мнений о механизме образования плавильной пыли, в связи с чем отсутствует единый подход к расчету её выбросов.

Согласно теории испарительного механизма пылеобразования, плавильная пыль является результатом испарения веществ в первичной реакционной зоне и последующей конденсации паров в вышерасположенных более холодных участках рабочего пространства печи. По теории диспергационного механизма, главенствующую роль в процессе образования мелкодисперсной пыли играет разрыв пузырей газообразного монооксида углерода при активном кипении сталеплавильной ванны.

При большом количестве экспериментальных данных отсутствует цельная математическая модель процесса, а также методика расчета выбросов плавильной пыли от металлургических печей, необходимая для проведения прикладных экологических расчетов. Недостаточно сведений о характеристиках пыли, которые позволяли бы определить возможности ее использования.

Выбор пылеулавливающей системы основан на знании основных характеристик выбросов, определяемых сложными инструментальными замерами или с помощью эмпирических уравнений, выведенных для отдельных рассматриваемых случаев и не учитывающих влияния на пылеобразование множества факторов. Создание расчетной модели позволит отказаться от значительной части трудоемких и дорогостоящих экспериментов.

В настоящей работе изучен испарительный механизм образования плавильной пыли, как наиболее пригодный для создания расчетной модели. На механизм образования пыли в процессе разрыва пузырей монооксида углерода была сделана поправка, т.к. создание математического описания столь сложного процесса в настоящий момент не представляется возможным.

Целью работы является создание математического аппарата для анализа, учёта и минимизации выбросов плавильной пыли от сталеплавильных агрегатов.

Достижение цели осуществлялось посредством решения следующих задач:

1. Анализ литературных данных о свойствах плавильной пыли, характере ее выбросов в различные периоды выплавки стали и сплавов, способах улавливания и утилизации пыли.
2. Разработка математического описания процесса образования сталеплавильной пыли в конвертерных и электродуговых печах.
3. Численное исследование модели: анализ факторов, влияющих на массу и характеристики плавильной пыли.
4. Поиск способов сокращения выбросов и утилизации плавильной пыли.
5. Разработка инженерной методики расчета выбросов плавильной пыли из кислородных конвертеров и дуговых сталеплавильных печей.

6. Экспериментальное исследование промышленных выбросов пыли конвертерного и электродугового производства для апробации математической модели и расчетной методики.

Научная новизна диссертационной работы:

1. Разработана единая математическая модель процесса пылеобразования в плавильных печах, учитывающая влияние испарительного и диспергационного механизма на процесс образования пыли. Модель дополнена уравнениями для расчета размера и температуры активной зоны испарения в кислородном конвертере и электродуговой печи.

2. Предложен метод расчета мощности выброса, химического и дисперсного состава плавильной пыли из сталеплавильных агрегатов и их изменение в зависимости от времени плавки.

Теоретическая и практическая значимость результатов работы:

1. Предложенная математическая модель позволяет прогнозировать потери расплава в пыль и разработать рекомендации для сокращения выбросов плавильной пыли в зависимости от состава сплава и типа плавильной печи.

2. Возможность расчета состава выбросов плавильной пыли из сталеплавильных печей позволит корректно подобрать систему очистки выбросов от пыли, а также способ утилизации уловленной пыли.

3. Разработанная инженерная методика расчета выбросов плавильной пыли в атмосферный воздух позволит отказаться от большей части экспериментальных способов инвентаризации выбросов.

Методология и методы диссертационного исследования: обобщение и анализ литературного и экспериментального материала, математическое моделирование, численное исследование модели, апробация результатов путем сопоставления с экспериментальными данными (в т.ч. проведение аналогии).

Основные положения, выносимые на защиту:

- разработана математическая модель процесса пылеобразования;
- создана инженерная методика расчета выбросов плавильной пыли;
- предложены способы сокращения выбросов плавильной пыли.

Достоверность положений, выводов и рекомендаций диссертации обеспечиваются корректностью постановки задач исследования и комплексным подходом к их решению; проведенными экспериментальными исследованиями и критическим сравнением полученных данных с результатами других авторов; использованием современного программного обеспечения и аналитического оборудования. Достоверность

предложенной инженерной методики подтверждается совпадением расчетных значений с результатами инструментальных замеров на промышленных объектах.

Личный вклад автора заключается в непосредственном участии в постановке задач исследования, анализе имеющихся теорий о процессе образования плавильной пыли и ее свойствах, создании математической модели образования плавильной пыли, проведении экспериментов, обсуждении полученных результатов и формулировании выводов, разработке методических рекомендаций для расчета выбросов плавильной пыли и поиске способов использования данного отхода в качестве сырья для порошковой металлургии.

Апробация результатов работы. Результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на следующих конференциях и семинарах: Выставка «Металл-Экспо–2017», Ежегодная конференция «Новые тенденции рационального использования вторичных ресурсов и проблемы экологии», 13-16 ноября, Москва; XIX Ежегодный Международный Воздушный конгресс «Атмосфера – 2017», 16-17 марта, Санкт-Петербург; Выставка «Металл-Экспо–2016», Ежегодная конференция «Новые тенденции рационального использования вторичных ресурсов и проблемы экологии», 8-9 ноября, Москва; XVI Ежегодный Международный Воздушный конгресс «Атмосфера – 2013», июнь 6-7, Санкт-Петербург; Международная научно-техническая конференция Современные металлические материалы и технологии (СММТ-13), 2013, Санкт-Петербург; Заседание научно-технического совета ОАО «НИИ Атмосфера», 16 ноября, 2012, Санкт-Петербург; Выставка «Металл-Экспо–2012», Ежегодная конференция «Новые тенденции рационального использования вторичных ресурсов и проблемы экологии», 13-16 ноября, Москва.

Публикации. Основные положения диссертации опубликованы в 13 работах, включая 5 статей в журналах, рекомендованных ВАК России.

Структура и объем диссертации. Диссертационная работа состоит из введения, 4 глав, выводов, библиографического списка и приложений. Работа изложена на 217 страницах, содержит 11 таблиц, 72 рисунков. Библиографический список включает 106 наименований.

РАЗДЕЛ 1

МЕХАНИЗМ ОБРАЗОВАНИЯ СТАЛЕПЛАВИЛЬНОЙ ПЫЛИ

1.1 Состояние вопроса

Проблема образования пыли при производстве стали возникла одновременно с созданием и развитием способов крупномасштабного производства жидкой стали. Вначале задача заключалась в уменьшении количества пыли, выбрасываемой в атмосферу, путем корректировки технологического процесса и соблюдении существующих норм запыленности. К 1960-м годам стало ясно, что способов радикального снижения генерации пыли в процессе выплавки стали не существует. Незначительное снижение количества пыли технологическими методами не влияет на затраты, связанные с очисткой выбрасываемых в атмосферу газов [4]. Уменьшение интенсивности продувки в кислородно-конвертерном процессе или снижение силы тока в электродуговой печи приводит не только к уменьшению генерации пыли, но и к одновременному снижению производительности агрегата [5].

В настоящее время проблема уменьшения генерации пыли при производстве стали приобретает все большее значение в связи с общей тенденцией жесткой экономии ресурсов и оптимизации природопользования. Увеличилось число исследований, посвященных выяснению механизма генерации пыли при производстве стали и изучению ее свойств. В целом в системах газоочистки улавливается пыли около 20 кг/т стали в конвертерном процессе [6] и 15–25 кг/т стали в электросталеплавильном производстве [7]. Вопреки тому, что сталеплавильная пыль является ценным вторичным сырьем, основная часть пыли не перерабатывается, а идет в хранилища. Установлено [8], что имеют место значительные неорганизованные выбросы пыли в атмосферу. Из-за присутствия тяжелых металлов (Pb, Cd, Zn) сталеплавильная пыль является токсичным материалом, требующим специального обращения [9]. Степень токсичности сталеплавильной пыли зависит от концентрации растворимых в воде соединений тяжелых металлов и размеров пылевых частиц.

При рассмотрении пылевыведения из сталеплавильных печей обычно различают вынос из печи отходящими газами мелких капель металла, шлака, частиц сыпучих материалов и собственно дымовыведение (вынос высокодисперсной плавильной пыли, или бурого дыма). Термин «бурый дым» появился вследствие специфической окраски сталеплавильной пыли – от черной до красно-бурой [10].

Мнения исследователей об образовании высокодисперсной сталеплавильной пыли разделились. Большинство ученых считают, что бурый дым является результатом испарения веществ в активной зоне испарения (первичной реакционной зоне) и последующей конденсации паров на вышерасположенных более холодных участках рабочего пространства печи. Другие же отдают главенствующую роль в процессе образования мелкодисперсной пыли разрыв пузырей монооксида углерода при активном кипении сталеплавильной ванны [11]. Также существуют и иные версии механизма образования бурого дыма. В последнее время прослеживается тенденция создания модели пылеобразования, объединяющей несколько механизмов, с определением вклада каждого механизма в процесс выделения пыли.

Закономерности выноса и дымовыделения, в частности их динамика по ходу продувки, различны, что не всегда учитывается исследователями. Для установления механизма образования сталеплавильной пыли необходимо знать химические и морфологические свойства исследуемой пыли, а также ее дисперсный состав в различные периоды плавки и изменение этих характеристик при движении газопылевого потока в дымоходе.

В данном разделе приведен литературный обзор имеющейся информации о характеристиках пыли, образующейся в различных типах сталеплавильных печей, а также рассмотрены основные точки зрения исследователей о механизме образования плавильной пыли. В разделе даны результаты экспериментальных исследований качественного и количественного состава сталеплавильной пыли, данные о характере пылевыноса, о дисперсном составе пылевых частиц в различные периоды плавки, а также установленные зависимости некоторых характеристик плавильной пыли от основных параметров плавки. Также приведен обзор существующих способов утилизации сталеплавильной пыли.

Раздел содержит анализ существующих на данный момент теорий образования плавильной пыли: приведены основные аспекты различных теорий, рассмотрены предложенные на их основе математические модели процесса пылеобразования. Проведенный анализ позволил предложить новую, более совершенную модель процесса образования сталеплавильной пыли, содержащую наиболее достоверные аспекты существующих теорий и являющуюся универсальной для типичных процессов производства стали. На основе данной теории создана математическая модель пылеобразования, описание и апробация которой приведены в следующих разделах. Предложенная модель процесса пылеобразования легла в основу инженерной методики

расчета выбросов плавильной пыли от сталеплавильных агрегатов, представленной в разделе 3.

1.2 Характеристика частиц сталеплавильной пыли

Основными трудностями экспериментального исследования пыли являются:

- сложность отбора проб;
- отсутствие стандартизованных методов отбора проб и анализа пыли;
- значительные изменения состава и характеристик пыли по ходу плавки, по длине газохода и по сравнению с первоначальными пылевыми частицами, образовавшимися в реакционной зоне;
- различия лабораторных и промышленных сталеплавильных печей.

На настоящий момент собрано достаточно много экспериментального материала о свойствах плавильной пыли и интенсивности ее выделения. Однако информации о свойствах пыли недостаточно для суждения о механизме ее генерации [4]. Ниже приведены данные о характеристиках металлургической пыли, образующейся в различных сталеплавильных печах. На основе этой информации можно выделить общие закономерности и отметить особенности процесса пылеобразования. Данная информация также позволит выявить факторы, в наибольшей степени влияющие на интенсивность и характер образования пыли.

Плавильная пыль представляет собой высокодисперсный многокомпонентный материал, образующийся в процессе производства стали и сплавов, улавливаемый в системе газоочистки сталеплавильного агрегата. Обобщенные данные о химическом составе плавильной пыли представлены в таблице 1.1.

По свойствам и по общему количеству пыли кислородных конвертеров и электродуговых печей близки [4]. Независимо от типа сталеплавильной печи, образующуюся в процессе выплавки стали пыль можно разделить на две группы:

- 1) Относительно крупные частицы неправильной формы, размеры которых составляют 3-250 мкм и более – это мелкие брызги металла и шлака, а также частицы сыпучих компонентов шихты. Содержание данной пыли в общей массе выноса незначительно и обычно не превышает 20 % по массе. Максимальное количество пыли сыпучих материалов выделяется в период завалки шихты, наибольший вынос брызг металла и шлака наблюдается в периоды интенсивного всплескообразования (при продувке жидкого металла кислородом) [13].

Таблица 1.1 – Состав пыли сталеплавильного производства, масс. % [12]

Элемент	Кислородный конвертер	Электросталеплавильная печь
Fe	41,0 – 73,0	20,0 – 55,0
Zn	0,2 – 7,0	2,0 – 35,0
C	0,4 – 4,3	0,2 – 5,0
Pb	0,2 – 1,0	0,5 – 8,0
Na	0,5 – 0,8	0,5 – 1,8
K	0,5 – 4,8	0,3 – 1,2
Cd	–	0,05 – 0,20
Mn	0,3 – 1,0	2,0 – 4,5
Ca	2,0 – 14,0	1,0 – 12,0
Si	0,4 – 0,9	0,7 – 5,6
Mg	0,1 – 0,9	0,6 – 16,0
Al	0,05 – 0,2	0,1 – 5,0
P	0,01 – 0,02	0,01 – 0,3
Cl	0,1 – 3,3	0,3 – 6,8
F	0,08 – 0,96	0,2 – 0,5
S	0,04 – 0,30	0,02 – 3,0

Механизм образования данного типа пыли хорошо изучен и описывается математическим уравнением движения частиц в потоке газа. Сокращение образования рассматриваемой пыли не представляет особых сложностей: необходимо верно подбирать режимы продувки, использовать качественные шихтовые материалы. Кроме того, крупнодисперсная пыль практически полностью улавливается в газоочистных аппаратах.

2) Высокодисперсные частицы шарообразной формы, размер которых не превышает 1 мкм, и агрегаты данных частиц размером до 3 мкм. Данную пыль часто называют бурый дымом. Содержание высокодисперсных частиц в общей массе выноса составляет до 95 % по массе. До настоящего времени не существует единой теории образования данных частиц: большинство ученых считают, что бурый дым является результатом испарения металлов при высоких температурах и последующего их окисления и конденсации в более холодных зонах рабочего пространства печи; другие исследователи придерживаются теории механического диспергирования жидкого металла (кислородной струей или в точках напора электрической дуги), а также разрыва тонкой поверхностной пленки металла при всплывании пузырей монооксида углерода в период интенсивного кипения сталеплавильной ванны. Однозначное установление механизма образования плавильной пыли возможно при тщательном изучении физических,

химических и термодинамических процессов, протекающих в сталеплавильной ванне, и сопоставление их с лабораторными исследованиями состава пылевых частиц.

Наиболее интенсивное образование плавильной пыли наблюдается в период плавки, характеризующийся максимальными значениями температуры реакционной зоны: при продувке жидкого металла кислородом и активном выгорании примесей.

Сталеплавильная пыль на 60-90 % состоит из оксидов железа, удельные выбросы составляют 10-40 кг/т стали и более [3], поэтому данный вид потерь непосредственно влияет на коэффициент выхода годного.

В настоящее время чрезвычайно мало данных о характере пылевыведения из индукционных плавильных печей. Это связано с тем, что в инженерных расчетах принято использовать данные об угаре компонентов из расплава, а для оценки массы выбросов – расчетные методики, в которых приведены удельные показатели выбросов на 1 килограмм компонента расплава.

1.2.1 Пыль конвертерного производства

Технологическая пыль, отобранная из горловины конвертера, в зависимости от степени ее окисленности имеет черный, черно-бурый или бурый цвет. Химический состав сталеплавильной пыли связан непосредственно с составом используемой шихты и варьируется в зависимости от марки выплавляемой стали, а также от процессов, реализуемых в ходе технологических операций. Основная часть сталеплавильной пыли представляет собой оксиды металлов, в пыли также присутствуют сульфиды, хлориды, фториды и др. [14].

В состав выносимой из конвертера пыли входят шарообразные частицы размером 0,03–0,02 мкм и их скопления размером 2–3 мкм, состоящие в основном из железа и его оксидов; их количество достигает 50–80 % от всей массы пыли. Кроме того, имеются тонкие в сечении частицы неправильной формы – обломки оболочек пузырей шлаковой пены [15]. Усредненный дисперсный состав пыли в пробе, взятой из горловины конвертера, по данным [16] приведен на рисунке 1.1.

Средняя за продувку запыленность конвертерного газа в зависимости от удельной интенсивности кислородного дутья составляет 160–400 г/м³. Максимальные значения запыленности при этом кратковременны и отмечаются в момент подачи сыпучих и достигают значения 1250 г/м³ и более. Общий унос пыли из 50-тонного конвертера составляет порядка 2 % от массы чугуна [16].

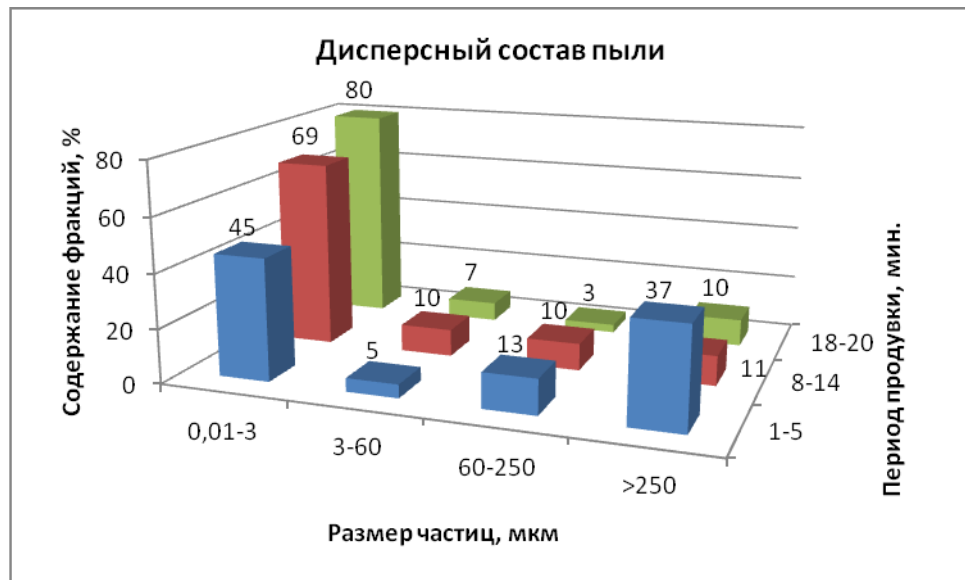


Рисунок 1.1 – Дисперсный состав пыли из горловины конвертера в зависимости от времени продувки

При исследовании пылевыведения в 130-т конвертерах отмечены два максимума содержания железа в отходящих газах: в начале плавки и меньший в середине продувки (рисунок 1.2) [17]. В конце плавки (лабораторных и промышленных) всегда наблюдается уменьшение дымовыведения, связанное, по мнению [17], со снижением содержания углерода в металле.

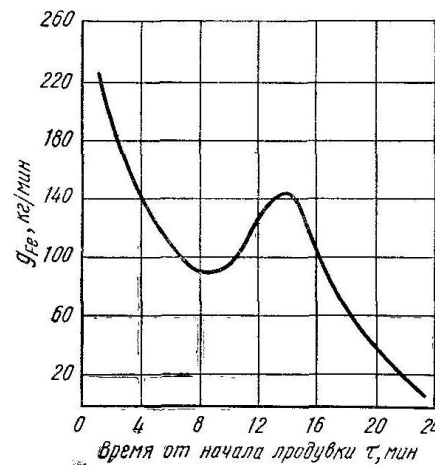


Рисунок 1.2 – Изменение потерь железа с плавильной пылью по ходу продувки металла в 130-т конвертере

Рисунок 1.3 демонстрирует содержание пыли в конвертерных газах, выходящих из горловины 130-т конвертера при интенсивности продувки $3,0 \text{ м}^3/(\text{мин} \cdot \text{т})$. Стрелками показано время подачи сыпучих [16].

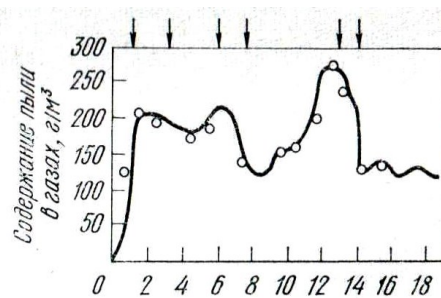


Рисунок 1.3 – Содержание пыли в конвертерных газах, выходящих из горловины 130-т конвертера при интенсивности продувки $3,0 \text{ м}^3/(\text{мин} \cdot \text{т})$. Стрелками показано время подачи сыпучих [16].

Имеющиеся на данный момент результаты исследований интенсивности пылевыведения неодинаковы [18, 19, 20], поскольку условия проведения процесса, вероятнее всего, были различными. Определение количества пыли связано со значительными трудностями, поскольку требует уравнивания скоростей отсоса газов и выхода их из горловины конвертера [21] и других параметров плавки.

1.2.2 Пыль электросталеплавильного производства

Электросталеплавильная пыль, как и конвертерная, имеет большой разброс в размерах частиц, поскольку содержит как возгоны цветных металлов и их оксидов, так и крупные частицы, вынесенные потоком газа из печи. Химический состав пыли также колеблется в широких пределах [22]. Как и бурый дым конвертеров, пыль дуговых сталеплавильных печей может иметь окраску от черной до красно-бурой.

По химическому составу пыль, выбрасываемая из электросталеплавильных печей, состоит преимущественно из оксидов железа. В период расплавления суммарное количество окислов железа составляет около 80 %, в период кипения (при продувке кислородом) 62 %, в период доводки 53 % [16]. В период расплавления в пыли появляются окислы марганца (примерно 11 %), в период доводки – окислы кальция (6 %) и магния (9 %) [16]. В работе [23] установлено, что электросталеплавильная пыль, наряду с оксидами, может содержать сульфиды, карбиды, силикаты, алюминаты, карбонаты металлов, входящих в состав шихтовых материалов.

Удельный показатель образования пыли в ДСП постоянного тока составляет 10-20 кг/т стали [24], выбросы от других печей достигают 50-100 кг/т [3].

На рисунке 1.4 приведены усредненные удельные выбросы пыли и концентрация ее в газовом потоке, уходящем из-под свода печи (при условии отсоса через отверстие в своде). При выплавке стали на грязном, ржавом и малогабаритном скрапе количество пыли может увеличиться в два раза [16].

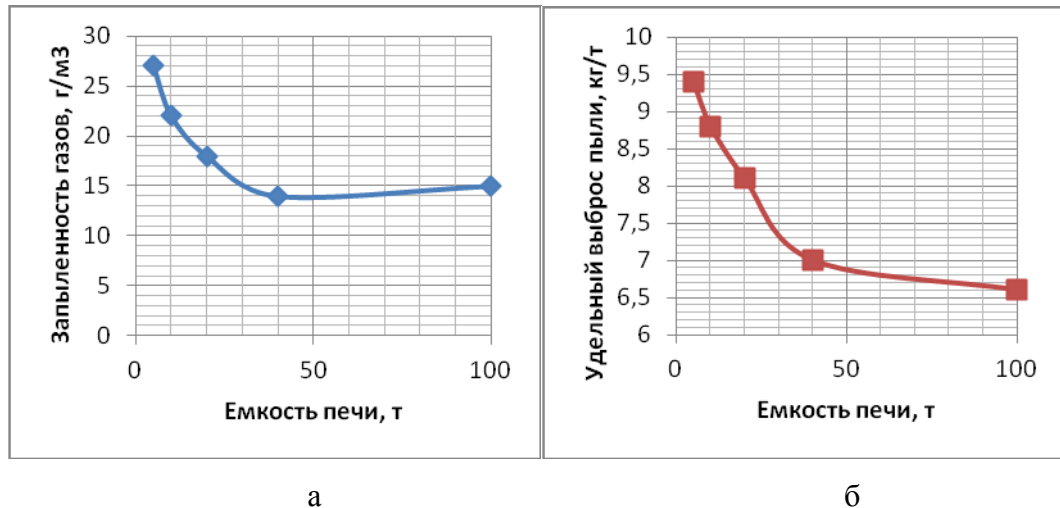
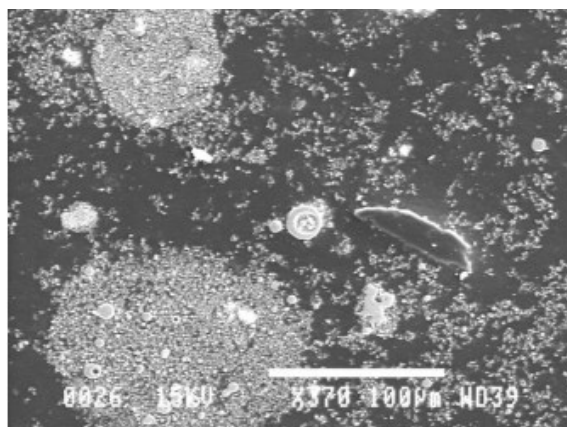


Рисунок 1.4 – Запыленность газов (а) и удельные выбросы из пространства ДСП (б)

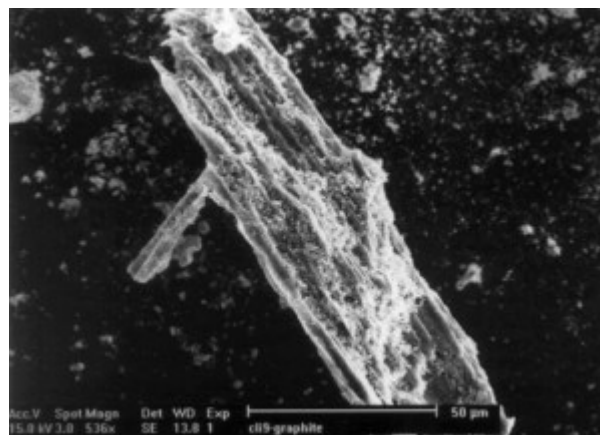
Исследования электросталеплавильной пыли [7] показали, что навеска содержит некоторое количество крупных частиц неправильной формы, размер которых составляет 20-500 мкм. Это частицы угля и извести, вынесенные из печи газовым потоком (рисунок 1.5, б, в). Также в пыли присутствуют крупные частицы сферической формы, представляющие собой брызги металла и шлака размером 20-200 мкм (рисунок 1.5, г). Кроме того, имеется небольшое количество кристаллических частиц размером до нескольких сотен нанометров – это монокристаллы цинка (рисунок 1.5, е).

Согласно [4] основную часть пыли ДСП представляют мелкие частицы (менее 20 мкм) в основном сферической формы размерами 0,2–20 мкм. Определены сферические частицы трех типов: гомогенные, по составу соответствующие металлу ванны или шлаку; гетерогенные (дендриты железа с включениями стекловидной фазы), состоящие из шлака и металла, обогащенного Zn; нанометровые – из чистого ZnO, в основном монокристаллы. Частицы размером менее 2 мкм часто присутствуют в виде агломератов таких частиц или скоплений мелких частиц вокруг больших, также встречаются полые частицы, когда их диаметр превышает 2-3 мкм (рис. 1.5, ж).

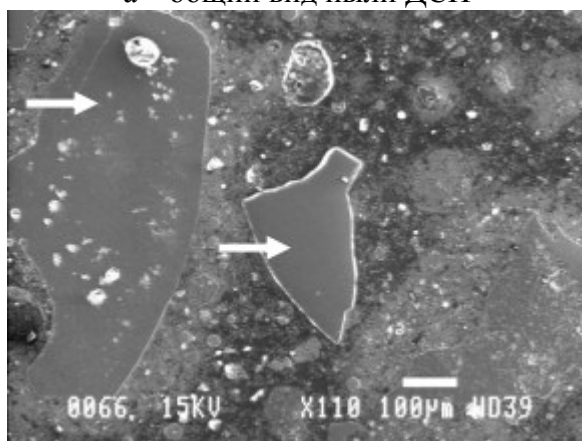
Примерный дисперсный состав пыли, содержащейся в газах электросталеплавильных печей, приведен рисунке 1.6.



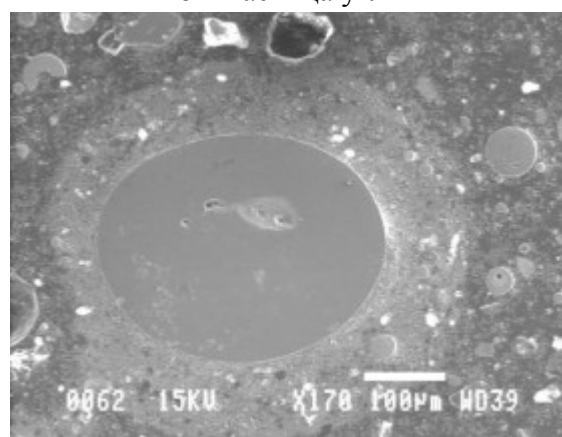
а – общий вид пыли ДСП



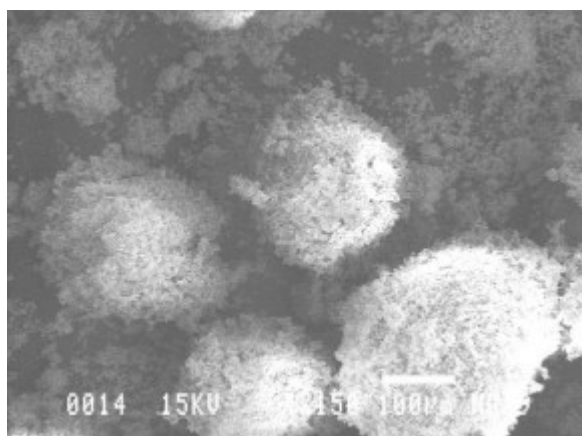
б – частица угля



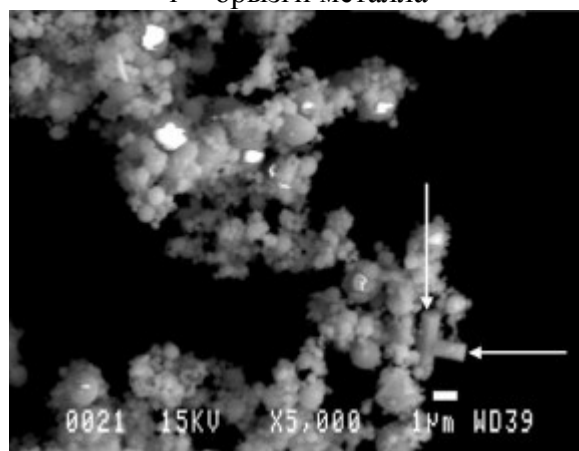
в – частицы извести



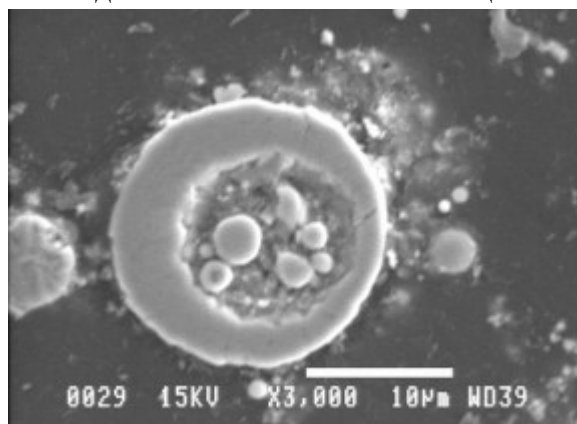
г – брызги металла



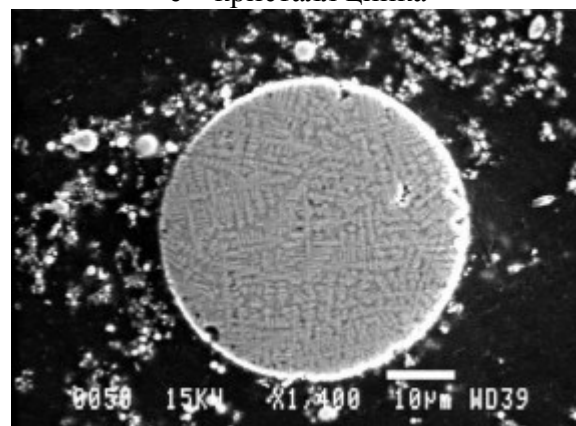
д – скопление мелких частиц



е – кристалл цинка



ж – полая сферическая частица



и – гетерогенная частица

Рисунок 1.5 – Морфология частиц электросталеплавильной пыли [25]

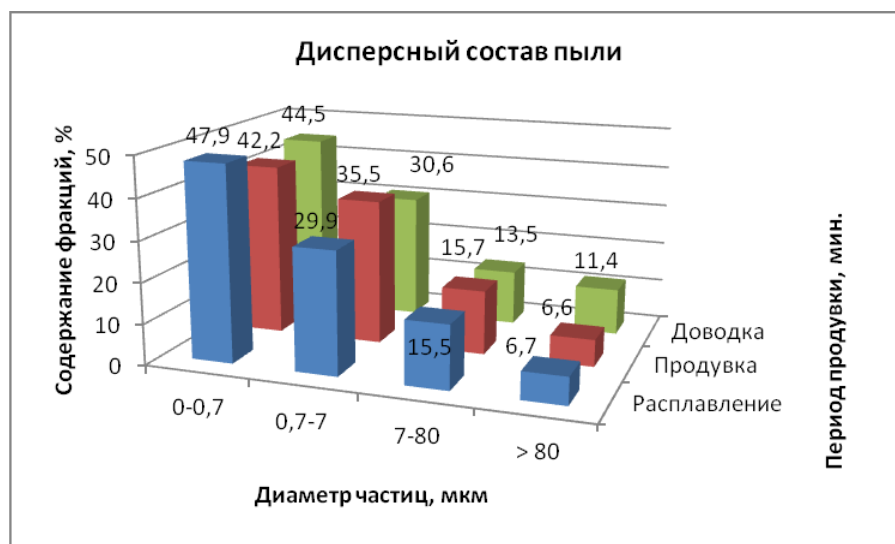


Рисунок 1.6 – Дисперсный состав пыли в газах, выходящих из электропечей, выплавляющих хромистые и среднеуглеродистые сплавы

В ранее выполненных работах [22, 24] по изучению электросталеплавильной пыли из рукавного фильтра за шахтной дуговой сталеплавильной печи (ДСП) авторами было показано, что значительная доля частиц размером 200 - 500 нм имеет правильную шаровидную форму с дефектами («вмятинами»), напоминающими усадочную раковину. Подобные морфологические особенности привели к гипотезе о том, что частицы образованы при конденсации паров металлов и их оксидов в печном пространстве [25].

Установлено, что в период расплавления чистой и крупногабаритной шихты образуется небольшое количество пыли. В период кипения выбросы достигают максимальных значений в результате действия кислородных струй и активного кипения металла, в период доводки выбросы снижаются до минимума. Продолжительность периода максимального пылевыведения (период кипения) составляет около получаса [16].

В работе [26] имеются данные о мощности выброса пыли из 100-тонной электропечи. Эти данные приведены на рисунке 1.7.

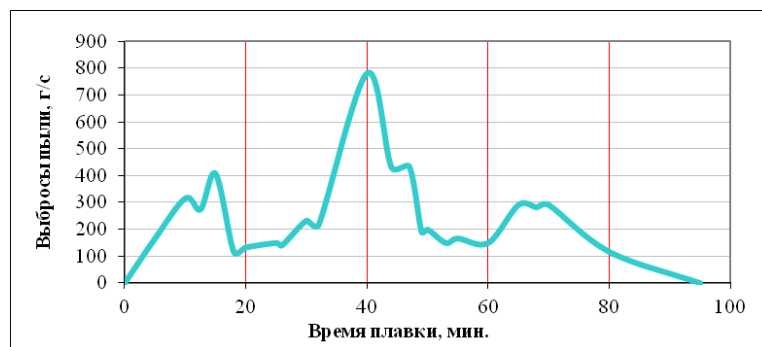


Рисунок 1.7 – Мощность выбросов электросталеплавильной пыли, г/с, в зависимости от времени продувки

На данном графике отчетливо видны три максимума, соответствующие трем периодам плавки в электропечах: расплавлению, продувке, доводке.

1.3 Механизм образования сталеплавильной пыли

Обычно принято рассматривать следующие механизмы образования пыли [4]:

- испарение металла в высокотемпературной (реакционной) зоне кратера при внедрении в ванну кислородной струи в конвертере, ДСП и в зоне дуг электропечи. Данной теории придерживались
- диспергирование расплава (капельки металла и шлака, отрывающиеся с поверхности ванны механическим воздействием кислородной струи или дуг);
- разбрызгивание металла и шлака с поверхности ванны пузырями CO , выделяющимися в газовую фазу при обезуглероживании ванны;
- вынос мелких твердых частиц материалов, присаживаемых в агрегат.

По данным обзора, проведенном в [27], установлено, что существуют следующие теории о механизме процесса пылеобразования.

Явойский В. И. с сотрудниками [28], проведя серию экспериментов, пришли к выводу, что плавильная пыль, образующаяся при переливах и рафинировании чугуна, — следствие испарения железа и его оксидов, причем главную роль играет процесс испарения оксида железа Fe_3O_4 , который появляется на поверхности жидкого металла при контакте последнего с кислородом.

По данным А. Г. Свяжина [5], скорость испарения железа с поверхности расплава чугуна, покрытой оксидной пленкой, примерно в 5 раз выше, чем с поверхности чистого железа, и мало зависит от состава окислителя и скорости потока газа над металлом. Также установлено, что испарение железа происходит и в инертном газе, причем скорость этого процесса резко возрастает при повышении температуры металла и монотонно падает при увеличении содержания углерода.

Теория образования плавильной пыли, как следствие разбрызгивания металла, впервые была сформулирована в работах Л. Беккера и Р. Варда, которые считали, что пыль образуется вследствие распыления жидкого металла, в результате разрыва пленки, выходящих из ванны пузырей с оксидами углерода [29]. С этим мнением согласны исследователи, изучавшие процессы пылеобразования при переливах чугуна [30, 31]. Основываясь на том, что на поверхности спокойного зеркала металла выбросы пыли практически отсутствуют, а также при медленных переливах чугуна с небольшой высоты

они малы, исследователи пришли к заключению, что разбрызгивание — одно из условий образования бурого дыма. На диспергационном механизме образования плавильной пыли настаивают и исследователи, изучавшие процесс образования пыли при проведении конвертерной плавки. [32].

А. Г. Свяжин, не отрицая возможности подобного механизма образования пыли в начальный период конвертерной плавки, считает, что высокодисперсная пыль, образующаяся в основной период плавки, не может быть результатом брызгообразования, а, по всей видимости, появляется при испарении железа с поверхности как капель, так и железного расплава [5].

Комбинированный механизм образования плавильной пыли при продувке чугуна кислородом в конвертерной печи развит в работах В. И. Баптизманского [33]. По его мнению, пылеобразование при продувке металла окислительным газом обусловлено как испарением железа и его оксида в реакционной зоне, так и распылением металла при разрыве пленок газовых пузырей, выходящих из толщи металла в ходе продувки. При этом выбросы пыли сокращаются при понижении температуры поверхности реакционной зоны, при наличии слоя шлака на поверхности металла.

Согласно [27], плавильная пыль представляет собой продукт дистилляции металла, протекающей над поверхностью расплава. Дистилляция состоит из двух процессов: испарения и конденсации жидкости. Она протекает в несколько этапов. Сначала испаряющееся вещество диффундирует к границе раздела фаз металл – газ, затем, испаряясь, переходит в газовую фазу, а пары металла конденсируются с последующим затвердеванием в низкотемпературной области. При наличии в газе реакционного компонента ее пары вступают с ним во взаимодействие.

В результате многочисленных исследований установлено, что интенсивность пылевыведения зависит как от термических (температуры реакционной зоны, содержания и скорости выгорания примесей, температуры металлической ванны), так и от аэродинамических и технологических факторов (интенсивности тепло- и массопереноса, поверхности реакционной зоны, расхода кислорода, скорости шлакообразования и т.д.) [21].

Разнообразие гипотез обусловлено значительной сложностью процесса пылеобразования при выплавке стали, а также тем, что скорости массо- и теплопереноса и гидродинамические условия, в которых проводились различные исследования, были неодинаковыми [33].

1.3.1 Теория химического (вторичного) диспергирования

Зависимость пылеобразования от содержания углерода в расплаве послужила основой теории образования бурого дыма в результате взрыва пузырей СО на поверхности расплава.

Изначально на данную версию пылеобразования исследователей [13] натолкнул тот факт, что увеличение содержания углерода в расплаве вызывает резкое увеличение интенсивности пылеобразования, причем при содержании углерода более 2% пылеобразование возрастает относительно более высокими темпами, чем увеличение концентрации углерода. Также по мнению Е. Турдогана и Л. Лика [34], пузыри СО в результате своего разрыва образуют громадное количество мельчайших частиц железа. Поэтому увеличение содержания углерода и кислорода резко усиливает пылеобразование.

В ходе экспериментов [7] было установлено, что процесс разрыва пузырей составляет неотъемлемую часть механизма пылеобразования, и образованию пыли всегда предшествовало появление брызг металла. В тех случаях, когда брызг не наблюдалось, отсутствовало и образование дыма [17].

Согласно данной теории [7], основная масса брызг образуется за счет разрыва небольшой части тонкой поверхностной пленки, выступающей над расплавом. В момент ее разрыва мельчайшие брызги устремляются вверх, а окружающая пузырь жидкость стремится заполнить возникшую пустоту, одновременно вызывая на поверхности расплава кольцевую волну. Происходит так называемое схлопывание поверхностного пузырька. Смыкаясь, он создает кумулятивную струю (струю Рэлея) – выбрасывает вверх столбик воды, от подножья которого распространяется волна. Выброс металла также сопровождается образованием брызг, крупные капельки возвращаются обратно в ванну, мелкие капельки удаляются в газовую фазу.

Некоторые исследователи [7] считают данный механизм основным в процессе образования пыли. По их мнению, 60 % всей образовавшейся при выплавке стали пыли представляют собой мелкие капли разорвавшейся при всплывании пузыря СО пленки металла. На долю паров металла и оксидов приходится около 27 % от массы пыли [7]. Помимо испарения и разрыва пузырей СО, имеет место процесс горения и взрыва брызг металла при их контакте с окислительной атмосферой.

Данная теория механизма образования плавильной пыли получила дальнейшее развитие благодаря теории «химического диспергирования» капель в первичной реакционной зоне (ПРЗ), вызванное развитием процесса подшлакового окисления углерода в них. Выделяющиеся при этом под высоким давлением газы (СО, СО₂)

приводят к локальным прорывам шлаковой оболочки с выбросом более мелких капелек или взрыву окисляющихся в ПРЗ капель расплава с образованием множества мелких частиц.

Основой данной теории послужило исследование морфологии капель расплава, «вынесенных» из реакционной зоны при продувке чугуна кислородом на «горячей» модели [35]. В данной работе было установлено, что все частицы имеют шлаковую оболочку, многие из них пустотелые и имеют дефекты поверхности от прорывов продуктов реакций обезуглероживания. Морфология высокодисперсной конвертерной пыли также обнаруживает наличие большого количества частиц в виде пустых сфер с прилегающими пористыми образованиями [35].

Однако данный процесс ввиду описанных выше фактов следует рассматривать как один из источников пылевых выбросов, не являющийся основным. Частицы, образующиеся при разрыве пузырей, крупнее частиц бурого дыма, а их химический состав должен в точности соответствовать составу жидкого металла. С точки зрения испарительной теории пылеобразования процесс взрыва пузырей, как и диспергирование металла кислородной струей, увеличивает поверхность реакционной зоны – поверхность испарения.

1.3.2 Испарительный механизм образования сталеплавильной пыли

Основным доказательством испарительного механизма образования плавильной пыли является малый размер ее частиц – менее 1 мкм. Данное обстоятельство может быть также подтверждено химическим и морфологическим составом частиц пыли.

Установлено [13], что интенсивность пылеобразования зависит в основном от температуры реакционной зоны (активной зоны испарения), определяющей упругость паров и интенсивность испарения железа и его окислов.

Зависимость упругости паров железа от температуры реакционной зоны выражается известной формулой

$$\lg p_{Fe} = - \frac{\Delta H}{4,575T} + B = - \frac{84620}{4,575T} + 6,144 \quad (1.1)$$

где p_{Fe} – давление паров железа, мм рт. ст.; ΔH – теплота испарения железа; B – постоянная.

Согласно уравнению (1.1), с повышением температуры поверхности реакционной зоны упругость паров железа возрастает по экспоненциальному закону. При этом испарение железа становится ощутимым при 1750–1800 °С [17].

В реакционной зоне испаряются и другие составляющие присутствующих конденсированных фаз (металла, шлака), в т.ч. марганец и окислы железа. Интенсивность испарения различных веществ, определяющая состав дыма, тем больше, чем больше упругости паров этих веществ.

Теорию испарительного механизма образования пыли подвергли сомнению В. Шаллер и Е. Кольмайер [13]. В их опытах было обнаружено, что чистое железо окисляется практически без образования бурого дыма. Также упругость паров железа при температурах, близких к температуре реакционной зоны, составляет всего 15,3–17,0 мм рт. ст. (2200 °С) при содержании пыли в газах всего 8,1 г/м³.

Основным фактором, на основании которого определяется вклад различных возможных механизмов образования пыли в ее общее количество, является сравнение содержания легко испаряемых элементов в пыли и в ванне.

В некоторых работах на основании установленного факта о том, что отношение содержания марганца к содержанию железа $[Mn]/[Fe]$ в мелкой пыли и в ванне мало отличается и намного меньше соотношения давлений пара этих элементов, делают вывод о том, что вклад испарительного механизма в генерацию пыли незначителен (3–6 % от количества мелкой пыли; 4 % от общего количества пыли) [4]. Также в качестве индикаторов использовали Ni для оценки выноса капель металла, Si – для капель шлака, CaO – для определения присаживаемых материалов. Принимали, что Ni не испаряется, т.е. его концентрации в ванне и паровой фазе должны быть одинаковы. Вклад процессов испарения определяли по балансу. В результате расчетов получили, что вклад испарительного механизма в общем количестве пыли составляет от 14% в первый период продувки до 36% во второй. В среднем по результатам этой работы вынос капель металла и шлака составляет около 70% всей массы пыли.

Согласно [4], соотношение концентраций испаряющегося из раствора в металле и в газовой среде элемента не может служить основанием для оценки роли процесса испарения. Лимитирующим звеном при испарении может быть массоперенос в газовой фазе или массоперенос в пограничном слое металла в зависимости от соотношения коэффициентов массопереноса в соответствующих фазах. Если лимитирующей стадией является массоперенос в металле, то в пограничном слое металла возникает градиент концентраций испаряющегося элемента. В этом случае концентрация легко испаряющихся элементов (Zn, Mn) на поверхности может быть значительно меньше его

объемной концентрации в ванне. Если лимитирующей стадией испарения является массоперенос в газовой фазе, то концентрация на поверхности будет близка к объемной концентрации элемента в ванне. В этом случае парциальное давление элемента в газовой фазе у поверхности расплава соответствует его равновесному давлению со средней объемной концентрацией в расплаве. Коэффициенты массопереноса в газовой фазе в первом приближении можно принять одинаковыми, поэтому скорость испарения будет определяться поверхностной концентрацией элемента в металле или его парциальным давлением, равновесным с поверхностной концентрацией. Поэтому наибольшее содержание легко испаряющегося элемента в паровой фазе может быть достигнуто при испарении в режиме внешнего массопереноса, когда на поверхности металла устанавливается максимальная его концентрация, равная средней по объему ванны. При испарении в режиме лимитирования процесса массопереносом в металле поверхностная концентрация, скорость испарения и содержание элемента в паровой фазе могут быть значительно меньше, чем в первом случае.

В работе [4] с использованием данных о давлении пара чистых компонентов было получено максимально возможное соотношение содержаний Mn и Fe в паровой фазе и в ванне, равное 23,7. В конце плавки соотношение достигает 15, что не противоречит испарительному механизму.

По результатам большинства исследований, содержание Mn в мелкой пыли может быть различным по сравнению с его содержанием в ванне. Например, содержание Mn в мелкой фракции конвертерной пыли было даже меньше, чем в крупной. Таким образом, марганец не может служить индикатором механизма генерации пыли [4].

Основанием для определения механизма генерации пыли и соответственно определения возможностей технологического воздействия на этот процесс могут быть только данные о механизме первичных локальных процессов в реакционной зоне при продувке ванны кислородом или в зоне воздействия электрических дуг на металл при плавке в ДСП. Такие данные отсутствуют. Неизвестно, что происходит с поверхностью металла, неизвестны механизмы взаимодействия углерода и кислорода по центру и периферии струи при высоких скоростях газа и температуре поверхности [4].

Представляет интерес теория горения капель металла [33]. В результате расчетов процесса горения частиц металла системы Fe – C в кислороде было установлено, что при достаточно малых размерах горячей капли (порядка 10^{-3} м и менее) она разогревается за счет выделяющегося при ее окислении тепла до некоторой максимальной температуры. Горение и взрыв частицы сопровождается образованием пыли, которая, по всей вероятности, является (вместе со сгорающей окисью углерода) источником

зафиксированного на фотопленке светящегося ореола, окружающего горящую частицу [33].

Таким образом, анализ накопленного экспериментального материала и возможных теорий, описывающих процесс образования плавильной пыли, свидетельствуют в пользу того, что главенствующую роль в данном процессе играет испарение частиц расплава. Отличаются представления исследователей о размерах и температуре реакционной зоны, следствием чего являются значительные расхождения при расчете массы образующейся пыли.

1.4 Обзор методик расчета выбросов пыли от плавильных печей

В данном разделе рассмотрены основные существующие на данный момент методики расчета выбросов пыли от плавильных печей, а также математические модели образования сталеплавильной пыли.

Расчеты выбросов в атмосферу пыли из плавильных печей осуществляются на основании инструментальных замеров, выполняемых лабораторией эколого-аналитического контроля. Данные методики не являются универсальными, поскольку результаты инструментальных замеров применимы лишь для конкретной печи рассматриваемого производства. Расчетные методики, содержащие усредненные данные, не отражают динамики изменения характеристик выбросов, отклонений химического состава пыли при выплавке различных марок стали, а также не позволяют прогнозировать массу и состав выбросов при отклонениях от стандартного режима работы, для которого были произведены инструментальные замеры.

Чаще всего формула для расчета выбросов в атмосферу загрязняющих веществ $M_{зв}$, г/с, имеет следующий вид [36]:

$$M_{зв} = \frac{V_{газа} \cdot C_i}{3600}, \quad (1.2)$$

где $V_{газа}$ – объем отходящих дымовых газов, направляемых на свечу, м³/час при н.у.;

C_i – содержание i-го компонента пыли в отходящих газах, г/м³ при н.у.

Для печей литейного производства расчет массы выбросов пыли производится на основании удельного показателя выделения вредных веществ в атмосферу, измеряемого в г/кг металлической завалки. Основная расчетная формула в случае применения удельного показателя в г/кг перерабатываемого материала [37]:

$$M_i = \frac{Q_{\text{уд}} \cdot B}{3600}, \quad (1.3)$$

где M_i – количество i -того вредного вещества, выделяющегося от печи, г/с;

$Q_{\text{уд}}$ – удельный показатель выделения вещества от кг перерабатываемого материала, г/кг;

B – расход переплавляемого металла или сплава на оборудовании, кг/ч.

Далее для расчета массы выбросов компонентов пыли в атмосферу учитывается наличие газоочистного оборудования, скорость выхода газовой смеси из аэрационных фонарей особенности общеобменной вентиляции в цехе и мн.др. Подобные расчеты подразумевают использование некоторых коэффициентов, применение которых не всегда является корректным ввиду большого отклонения характеристик пыли.

Некоторыми исследователями были предложены математические модели, описывающие процесс пылеобразования, основанные на использовании эмпирических формул. Однако широкого применения данные модели не нашли.

Согласно [38], количество испарившихся в первичной реакционной зоне железа и его оксидов (в пересчете через Fe, г/кг O_2 дутья) можно определить из закона Дальтона. Он был записан для газовой фазы квазистационарной первичной реакционной зоны (ПРЗ) при условии «тотального» окисления поверхности расплава (капель) в ней:

$$z_{Fe,k} = \frac{3499}{k} \cdot \frac{56 \cdot [\% C]}{1200 + 44 \cdot [\% C]} \cdot \frac{P_{Fe} + P_{FeO}}{P_{\Sigma} - P_{Fe} - P_{FeO}} \quad (1.4)$$

где $[\% C]$ – содержание углерода в расплаве ванны;

k – коэффициент, равный 1 при окислении углерода в ПРЗ до CO и равный 2 – при окислении до CO_2 (крайние случаи);

P_{Fe} , P_{FeO} – парциальные давления Fe и FeO в газовой фазе ПРЗ, которые близки к равновесным упругостям паров Fe и FeO при температуре реакционной зоны ($T_{ПРЗ}$);

P_{Σ} – общее давление газов в ПРЗ (с учетом заглубления в ванну).

На практике при измерении запыленности отходящих конвертерных газов z' (г/м³) чаще используют параметр z'_{Fe} (г Fe/м³ газов), который может быть выражен через $z_{Fe,k}$, следующим образом:

$$z'_{Fe} \approx z_{Fe,k} / (2 \cdot \eta_{O_2}^c / \rho_{O_2}) = z_{Fe,k} / (1,4 \cdot \eta_{O_2}^c) \quad (1.5)$$

где $\eta_{O_2}^c$ – коэффициент расхода кислорода дутья на окисление углерода расплава в конвертере;

ρ_{O_2} – плотность кислорода при нормальных условиях.

В работе [39] были проведены опыты по изучению интенсивности пылеобразования в зависимости от времени плавки в ДСП при постоянной силе тока 177 А. На основе этих экспериментов рассчитывали удельную скорость испарения и температуру поверхности расплава.

Удельную скорость испарения железа определяли как

$$w = \frac{\Delta m}{t \cdot S} \quad (1.6)$$

где неизвестной величиной является площадь испаряющейся поверхности S .

Обычно активной зоной испарения является зона анодного пятна, где интенсивность испарения существенно выше, чем за его пределами.

По экспериментальным данным скорости испарения расплава железа была рассчитана температура поверхности расплава и температура анодного пятна с использованием уравнения Ленгмюра:

$$w = \alpha p^0 \sqrt{\frac{A}{2\pi R T}} \quad (1.7)$$

где α – коэффициент Ленгмюра; p – давление насыщенного пара элемента, Па; A – атомная масса элемента, кг; R – универсальная газовая постоянная, 8,314 Дж/(К моль); T – температура, К.

Следует отметить, несмотря на то, что уравнение Ленгмюра выведено для условий, близких к вакууму, в данном случае оно также применимо, поскольку в рассматриваемых условиях, т.е. при обдуве расплава газом, процесс лимитируется актом испарения и нет диффузионных ограничений.

Прологарифмировав уравнение (1.7) и подставив выражение зависимости давления насыщенного пара железа от температуры, было получено выражение

$$\lg w = \lg \alpha + \left(9,57 - \frac{20630}{T} \right) + \frac{1}{2} \lg \frac{A}{2\pi R T} \quad (1.8)$$

содержащее две неизвестные величины, α и T .

Некоторыми исследователями предложено несколько видов расчетных эмпирических уравнений, связывающих концентрацию пыли либо только с расходом кислорода, либо с расходом кислорода и температурой в кратере факела. Уравнение скорости испарения жидкости (кг/с) [40], вытекающее из кинетической теории газов, было использовано в качестве основы аналитического описания влияния температуры на образование дыма в сталеплавильных процессах с применением кислорода

$$I = A \sqrt{T} \cdot e^{\left(-\frac{44160}{T} + 25,76 \right)} \quad (1.9)$$

где A — коэффициент, зависящий от степени диспергирования (определяет поверхность испарения), жидкого расплава кислородной струей и всплывающими пузырьками CO , гидродинамических и физико-химических условий протекания процессов взаимодействия металла с газами, степени отклонения от условий испарения в вакууме и т.д., $\text{кг}/(\text{с} \cdot \text{K}^{0,5})$;

T — средняя температура кратера факела, K .

Применение эмпирических формул по сравнению с использованием среднестатистических данных промышленных исследований пылеобразования в различных сталеплавильных агрегатах никаких преимуществ не дает.

Очевидно, что интенсивность испарения паров напрямую зависит от температуры реакционной зоны. Поэтому многие математические модели процесса образования пыли учитывают факторы, влияющие на данную величину. Одна из таких моделей предложена в работе [13]. Температура реакционной зоны кислородного конвертера зависит от множества факторов, основными из которых являются интенсивность продувки, положение фурмы, температура и состав металла, скорость окисления углерода, количество и вид охлаждающих добавок, интенсивность отвода тепла. Влияние некоторых из перечисленных выше факторов на интенсивность испарения железа иллюстрируется уравнением:

$$V_{Fe} = \frac{(V_{CO} + V_{O_2 \text{ неисп}}) \cdot p_{Fe}}{p_{\text{общ}} - p_{Fe}} \quad (1.10)$$

V_{CO} — количество окиси углерода, образующейся в зоне продувки;

$V_{O_2 \text{ неисп}}$ — количество в дутье неиспользованного кислорода;

$p_{\text{общ}}$ — давление в реакционной зоне, определяемое средней глубиной погружения струи;

p_{Fe} — упругость паров железа.

В приведенной формуле $p_{\text{общ}}$ и p_{Fe} отражают условия образования паров железа;

V_{CO} и $V_{O_2 \text{ неисп}}$ — условия отвода образовавшихся паров железа из реакционной зоны.

В работе [17] предложена модель, учитывающая диффузию паров металла. При температурах газа ниже температуры кипения испарение лимитируется диффузией, а его интенсивность определяется формулой

$$j = \beta \frac{p}{RT} \ln \left(\frac{p - p_0}{p - p_n} \right), \quad (1.11)$$

где j — поток пара с единицы поверхности;

$\beta = \frac{D}{\delta}$ – коэффициент массопереноса, равный отношению коэффициента диффузии D

к приведенной толщине пленки δ ;

T – абсолютная температура, К;

p, p_n, p_0 –соответственно общее давление, давление насыщенного пара у поверхности жидкости и вдали от поверхности.

$$j = \frac{k}{\sqrt{T}} \ln \frac{p}{p - p_{Fe \text{ пар}}} \quad (1.12)$$

k – коэффициент, зависящий от δ .

Общий поток пара в единицу времени равен

$$V_{исп., Fe} = S_{p.з.} \cdot j \quad (1.13)$$

где $S_{p.з.}$ – общая поверхность контакта газ – металл в реакционной зоне.

В работе [33] проведен расчет массы паров железа при изменении концентрации углерода для случаев продувки металла кислородом и донного воздушного дутья.

При продувке кислородом величина Z_{Fe} в 1 м³ выделяющейся из ванны окиси углерода составит

$$Z_{Fe} = \frac{233 [C] \cdot p}{2\eta_c + 0,0934 [C]} \quad (1.14)$$

где $[C]$ – концентрация углерода в металле, %; p – давление паров железа или его окислов при данной температуре, 10⁵ Па; η_c – доля усвоенного ванной кислорода, израсходованная на окисление углерода. Выражение (1.14) справедливо для случая горения углерода в первичной реакционной зоне как до CO₂, так и до CO.

В данной модели не учитываются факторы, влияющие на температуру и площадь реакционной зоны, а также аэродинамические факторы. Кроме того, весьма трудоемок расчет доли кислорода, усвоенного ванной.

Интерес представляет математическая модель образования пыли, предложенная в работе [21]. Скорость испарения железа в реакционной зоне может быть определена на основе уравнения Герца–Кнудсена:

$$w = \frac{p_{Fe} \cdot \theta_{Fe}}{\sqrt{2 \pi m k T}} \quad (1.15)$$

где w – скорость испарения, атомов/ (с·см²); p_{Fe} – давление паров железа, Па; m – масса молекул железа, 9,35·10⁻²³ г; K – постоянная Больцмана, 1,38·10⁻¹³ Дж/°С; θ_{Fe} – доля поверхности, заполненная атомами железа.

Общее количество уносимого в виде паров железа определяется из соотношения

$$Q_{Fe} = m \cdot S_{p.z.} \cdot \tau \cdot \alpha \quad (1.16)$$

где $S_{p.z.}$ – поверхность реакционной зоны, см^2 ; τ – продолжительность продувки, с; α – степень фильтрации пыли металлом и шлаком при прохождении пузырей газа через ванну.

Однако вычисление температуры реакционной зоны представляет сложности, и применение данных формул становится сомнительным в случае ее приближенного нахождения значения.

Таким образом, обзор существующих на данный момент методик расчета выбросов пыли от плавильных печей и математических моделей пылеобразования свидетельствует о необходимости создания универсальной модели и методики расчета выбросов плавильной пыли. При этом должно быть сведено к минимуму использование удельных показателей выделения пыли, выведенных для общих случаев коэффициентов, и эмпирических формул. Основное внимание при создании усовершенствованной модели требуется уделить первичной реакционной зоне. Необходимо уточнить размер реакционной зоны – поверхности испарения паров металлов, а также составить тепловой баланс реакционной зоны для более точного расчета температуры испарения.

1.5 Способы утилизации сталеплавильной пыли

В настоящее время пыль и шламы газоочисток сталеплавильных печей практически полностью идут в отвалы и шламонакопители. Главной причиной этого является высокое (с тенденцией увеличения) содержания в них цинка и свинца. Содержание цинка выше 0,3-0,5 % делает невозможным их использование в доменной плавке (в производстве железорудных окатышей и агломерата для неё) [41]. В то же время, количество цинка в шламах (пыли) кислородно-конвертерных цехов уже сейчас превышает 1,0 %. Особенно много цинка (до 20-35 %) накапливается в пыли газоочисток электросталеплавильных цехов. Использование шламов оксидов железа в качестве компонентов аглошихты осложняется не только высоким содержанием в них цинка, но их тонкодисперсностью, что приводит к ухудшению газопроницаемости спекаемого слоя [10].

При этом не стоит забывать, что пыли и шламы газоочисток сталеплавильных цехов, по содержанию железа и ряду других компонентов (CaO , MnO и C), являются ценным металлургическим сырьём. С ними, особенно пылью газоочисток электросталеплавильных цехов, кроме железа, теряется в настоящее время также целый

ряд других ценных металлов и легирующих элементов: Zn, Pb, Cd, Cr, Nb и др. На сегодняшний день в мировой практике нашли признание два варианта использования в собственном металлургическом производстве мелких железо-цинкосодержащих отходов [41]:

- 1) обесцинкование пылей и шламов до приемлемых содержаний цинка (не более 0,3-0,5 %) и использование их в процессах получения железорудного агломерата и окатышей для доменной плавки чугуна;
- 2) рециклинг (возврат) железо-цинкосодержащих отходов в процессы выплавки стали.

Апробированы следующие способы извлечения цинка из железосодержащих пылей и шламов: гравитационные (мокрые), пирометаллургические, металлургические и гидрометаллургические. Удаление цинка является сложной, дорогостоящей и далеко не всегда эффективной задачей, так как цинк в пыли находится в основном в виде трудновосстановимых соединений: ферритов, силикатов, сульфатов и сульфидов.

Ввиду несовершенства и неэкономичности существующих методов обесцинкования железо-цинкосодержащих пыли и шламов, а также быстрого развития электросталеплавильного производства и ужесточения требований к экологии была реализована программа рециклинга (возврата) железо-цинкосодержащих пылей и шламов в собственное производство заводов. Существует две разновидности рециклинга пылей (шламов) в процессы выплавки стали [41]:

- 1) вдуванием (инжекцией) струёй газа носителя в жидкую ванну;
- 2) подачей в сталеплавильный агрегат в виде предварительно окускованного материала.

В последние годы появилась мировая тенденция увеличения спроса на порошки оксидов железа. Использование пыли и шламов сталеплавильного производства как сырья для получения железосодержащих оксидов для других отраслей — одно из перспективных направлений. Пигменты на основе оксидов железа используются в лакокрасочной промышленности, медицине и пищевой промышленности, находят широкое применение в резинотехнической, бумажной и других отраслях народного хозяйства. Дефицит в таких пигментах высокий, а предприятий по их производству в России практически нет [10].

Как видно, способы переработки сталеплавильной пыли направлены в основном на извлечение ценных компонентов и рециклинг в печах. При этом высокая дисперсность пыли рассматривается как один из главных недостатков. Однако размер частиц менее 1 мкм может являться обстоятельством, открывающим принципиально новые

возможности использования сталеплавильной пыли – например, в качестве сырья для получения нанопорошков.

ВЫВОДЫ К РАЗДЕЛУ 1

После проведения анализа накопленного экспериментального материала о качественном, количественном и дисперсном составе плавильной пыли, а также обобщения имеющихся данных было установлено, что:

1. Плавильная пыль представляет собой многокомпонентный материал, образующийся в процессе производства стали, неорганизованные выбросы которого представляют собой значительную проблему.
2. Плавильная пыль, иногда называемая «бурым дымом», представляет собой высокодисперсные частицы сферической формы, цвет которых меняется от черного до бурого в зависимости от степени окисленности.
3. Размер частиц плавильной пыли составляет 1 мкм и менее (большая доля частиц имеет размер 0,01–0,2 мкм), частицы объединены в агломераты размером более 3 мкм.
4. Содержание оксидов железа в плавильной пыли может достигать 90 % (в отдельные периоды плавки снижается до 50 %), также присутствуют оксиды других металлов, сульфиды, хлориды, фториды и др.
5. Средняя за продувку запыленность отходящих газов составляет для кислородного конвертера 160–400 г/м³, максимальные значения кратковременны и достигают 1250 г/м³ и более. Средняя концентрация пыли в отходящих газах ДСП составляет 100 г/м³. Общий унос пыли составляет порядка 2–5 % от массы чугуна. Удельное образование пыли в среднем составляет 10–40 кг на 1 т стали.
6. Наиболее интенсивное образование плавильной пыли наблюдается в период плавки, характеризующийся максимальными значениями температуры реакционной зоны: при продувке жидкого металла кислородом и активном выгорании примесей.
7. Нет единого мнения о механизме образования плавильной пыли. Ряд исследователей придерживается теории диспергационного механизма, ряд – испарительного. Существуют также другие теории о процессе пылеобразования в сталеплавильных печах.

8. Определение характеристик выбросов плавильной пыли осуществляется экспериментальным методом.
9. Существует множество способов утилизации плавильной пыли, однако в настоящее время большая часть плавильной пыли отправляется в отвалы и шламонакопители из-за нестабильного химического состава и высокой дисперсности частиц.

РАЗДЕЛ 2

ТЕОРИЯ ОБРАЗОВАНИЯ СТАЛЕПЛАВИЛЬНОЙ ПЫЛИ

2.1 Обоснование выбора механизма образования плавильной пыли

В данном разделе приведены экспериментальные факты и утверждения, свидетельствующие в пользу испарительного механизма образования плавильной пыли. Диспергационному механизму образования пыли отводится второстепенная роль в процессе пылеобразования, поскольку он напрямую влияет на один из главных параметров, определяющих интенсивность пылевыведения, – площадь реакционной зоны (активной зоны испарения).

Диспергационный механизм образования пыли является весьма сложным процессом, и составить его математическое описание в настоящий момент не представляется возможным. Поэтому в работе будет сделан упор на теорию испарительного пылеобразования и сделана поправка на образование пыли в результате разрыва пузырей монооксида углерода, полученная путем сопоставления расчетных и экспериментальных данных.

Основные доводы, подтверждающие теорию испарительного происхождения плавильной пыли, следующие:

1. Дисперсный размер частиц – менее 1 мкм.

В работе [15] на основе расчетов с использованием известного уравнения Нукиями-Тамасава показано, что при диспергировании металла и шлака даже на самых высокоскоростных участках кислородных струй (при разности скоростей газового потока и капель жидкости ~ 500 м/с) диаметр распыленных частиц составит не менее 10-20 мкм, что больше фактического размера частиц пыли, по крайней мере, в 20-50 раз. Получение же высокодисперсных частиц металла и шлака за счет механического дробления их в обратной струе или в потоке отходящих конвертерных газов является еще менее вероятным [42].

2. Форма частиц – преимущественно сферическая.

Исследователи, придерживающиеся теории о вторичном диспергировании металла, утверждают об особой морфологии частиц пыли – в виде пустых сфер с прилегающими пористыми образованиями [7]. Согласно их экспериментальным данным, все частицы имеют шлаковую оболочку, многие из них пустотелые и имеют дефекты поверхности от прорывов продуктов реакций обезуглероживания. Однако в иных источниках о характеристиках плавильной пыли данный факт подтвержден не был. Экспериментальное

исследование образца плавильной пыли, представленное в разделе 4, также не подтвердило данного утверждения.

3. Химический состав плавильной пыли отличается от состава расплава.

При преобладающей роли в процессе пылевыведения выноса частей оболочек пузырей и мелких капель металла химический состав пыли должен был бы полностью соответствовать химическому составу металла, однако это не так. В плавильной пыли содержание легкоплавких металлов существенно выше, чем в расплаве. Так, например, в плавильной пыли содержание марганца, цинка, свинца в несколько раз выше, чем в сталеплавильной ванне.

4. Влияние различных факторов на степень запыленности отходящих газов:

а) температура реакционной зоны (активной зоны испарения)

Почти все мероприятия, непосредственно или косвенно влияющие на снижение температуры реакционной зоны, приводят к уменьшению выбросов плавильной пыли.

В работе [13] температуру реакционной зоны регулировали путем ввода веществ, способных поглощать часть тепла, выделяющегося в реакционной зоне (водяного пара, пылевидных руды или извести), при этом наблюдалось уменьшение выбросов плавильной пыли.

Важным резервом снижения потерь железа с дымом является перемешивание ванны с помощью механического вращения коп-портера или электромагнитными силами. Интенсивное принудительное перемешивание ванны обеспечивает резкое снижение температуры реакционной зоны вследствие улучшения теплоотвода от поверхности вглубь ванны. В настоящее время предложено много различных конструкций конвертеров с механическим вращением корпуса (Калдо, ВНИИметмаша, ДонНИИчермета и др.). Применение их является одним из радикальных путей уменьшения потерь железа с дымом [13].

б) содержание и скорость выгорания углерода

Известно, что процесс образования плавильной пыли протекает наиболее интенсивно в период активного выгорания углерода [34]. Именно данный факт послужил основой теории о диспергационном механизме образования плавильной пыли. Однако в период окисления углерода происходит выделение большого количества тепла, что значительно увеличивает температуру реакционной зоны. К тому же увеличивается поверхность реакционной зоны за счет образования газовых пузырей и интенсивного брызгообразования.

в) содержание примесей, в особенности кремния, не образующего газовой фазы при окислении

Температура расплава определяется исходной температурой металла и протеканием химических реакций на ее границе. В связи с этим, чем больше в металле окисляемых примесей, тем больше выделяется тепла при контакте расплава с окислительной атмосферой, а следовательно больше становится температура реакционной зоны и больше угар металла и выбросы пыли [43].

В работе [27] установлено, что наличие кремния в расплаве оказывает существенное влияние на образование плавильной пыли при операциях с жидким чугуном. С учетом того, что кремний имеет большое сродство к кислороду и высокую скорость окисления, его взаимодействие с кислородом воздуха начинается еще в процессе слива чугуна в сталеплавильную печь. В результате все переливы высококремнистого чугуна на воздухе протекают с большим пылевыведением. В странах ЕС и Японии выплавляют низкокремнистый чугун (0,4 % Si), что значительно сокращает угар металла и выделение пыли при всех последующих операциях с жидким чугуном [27].

г) параметры дутья

Увеличение расхода кислорода на продувку сталеплавильной ванны приводит к повышенному испарению железа, что объясняется тем, что при увеличении интенсивности продувки температура реакционной зоны возрастает [16].

Известно [27], что при продувке конвертерной ванны кислородом из односопловой фурмы, площадь реакционной зоны уменьшается, но существенно увеличивается ее температура, что способствует росту выброса пыли по логарифмическому закону. Донная продувка конвертера уменьшает размер реакционной зоны и активно перемешивает ванну, что снижает температуру реакционной зоны, снижая выбросы.

2.2 Математическая модель образования плавильной пыли

Испарительный механизм образования пыли предполагает три этапа появления дисперсных частиц металла над расплавом [43]: вначале жидкий металл испаряется, затем конденсируется в виде капель, а на третьем этапе затвердевает в низкотемпературной зоне с образованием сферической частицы. При наличии окислительной атмосферы возможен и четвертый этап – окисление металла.

Для разработки математического описания образования плавильной пыли по данному механизму была использована классическая теория испарения и конденсации веществ и математическое описание процесса дистилляции расплава металла.

Для построения математического описания явления необходимо ввести ряд допущений и упрощающих предположений. Это связано с тем, что в реальных условиях процессы испарения и конденсации очень сложны: сразу испаряется множество капель; процесс имеет нестационарный характер и протекает в среде с неравномерной температурой и концентрацией пара; капли неравномерно движутся по отношению к среде; высока скорость массо- и теплообмена в рабочем пространстве печей.

Сложность описания скорости испарения и конденсации затрудняет постановку граничных условий. Поэтому сначала принято рассматривать сильно идеализированную модель процесса [44], а затем в полученные уравнения могут вводиться поправки, учитывающие влияние различных исключенных из рассмотрения факторов.

Для построения математического описания явления был введен ряд упрощающих предположений и сделаны следующие допущения.

1. Предполагается, что основным источником пылеобразования является именно процесс испарения металла. Сделана поправка для учета в расчете процесса образования пыли при разрыве пузырей монооксида углерода в период интенсивного выгорания углерода. Принято, что остальные механизмы образования пыли, такие как брызгоунос, вторичное диспергирование (взрыв капель расплава), испарение металла внутри пузырей монооксида углерода в объеме расплава и др., вносят незначительный вклад в процесс образования плавильной пыли.

2. Основная часть паров расплава образуется в условно выделенной области наивысших температур, соприкасающейся с газовым пространством печи, называемой реакционной зоной или активной зоной испарения.

В связи со сложностями математического описания процесса разрыва пузырей на поверхности расплава, покрытого шлаком, влияние данного механизма учитывается поправочным коэффициентом, выведенным в результате сопоставления расчетных и экспериментальных данных.

3. Учитывая, что большинство параметров выплавки стали переменны во времени, расчеты производились методом конечных разностей с допущением о постоянстве температуры расплава и реакционной поверхности на некотором малом по величине отрезке времени. Для данной зоны за рассматриваемый элементарный промежуток времени принимались постоянными следующие параметры: температура, площадь поверхности, концентрации находящихся в данном объеме расплава реагирующих веществ, а также теплофизические свойства всех компонентов.

4. Для разработки математической модели испарительного механизма образования плавильной пыли использована классическая теория испарения и

конденсации веществ и математическое описание процесса дистилляции расплава металла, развитом для процесса вакуумного рафинирования расплавов.

Согласно [39], несмотря на то, что данная теория выведена для условий, близких к вакууму, в данном случае оно также применимо, поскольку при продувке расплава газом и принудительном удалении образующейся газовой смеси в систему газоотвода, процесс лимитируется актом испарения и нет диффузионных ограничений. Массоперенос компонентов к реакционной зоне в условиях интенсивного перемешивания ванны имеет достаточно высокую скорость в течение каждого рассматриваемого предельно малого интервала времени, и не лимитирует процесс.

Стоит отметить, что в некоторых работах [28] указывается, что источником образования плавильной пыли является испарение оксида железа (II, III) Fe_3O_4 . На рис. 2.1 представлен график полученной в работе [28] температурной зависимости количества бурого дыма, которое могло образоваться при испарении Fe, FeO и Fe_3O_4 .

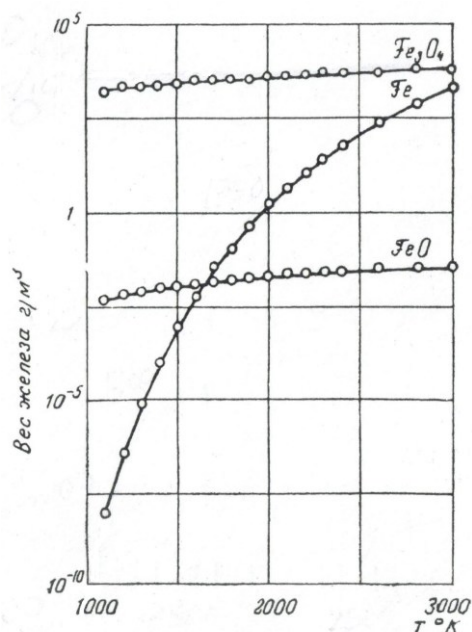


Рисунок 2.1 – Температурная зависимость количества бурого дыма, которое может образоваться за счет испарения Fe, FeO и Fe_3O_4

Как видно из приведенного графика, в случае образования плавильной пыли при испарении исключительно Fe_3O_4 , масса выбросов пыли должна быть значительной уже при 1100 K и не будет значительно изменяться при повышении температуры, что противоречит фактическим данным о мощности выбросов в различные моменты плавки.

Исходя из указанных основных допущений, была составлена математическая модель процесса образования плавильной пыли. В работе использовались также иные

положения, полученные авторами других работ, позволяющие упростить объемные расчеты без значительной потери точности. Данные допущения описаны ниже.

Далее представлены основные формулы, на которых построена математическая модель.

Согласно теории дистилляции металла, скорость этого процесса w_o , кг/(м²·с) – массу металла, испаряющегося с единицы поверхности расплава в единицу времени, – можно вычислить по формуле [45]

$$w_o = 0,5 (a_u (p_u - p_{ост}) - a_k p_k) , \quad (2.1)$$

где p_u , p_k – соответственно давление паров железа при температуре испарения и при температуре конденсации, Па; $p_{ост}$ – остаточное давление паров над расплавом, Па; a_u , a_k – величины, рассчитываемые по уравнениям:

$$a_u = \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_u}} ; \quad a_k = \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_k}} \quad (2.2)$$

где M —молекулярный вес металла, кг/моль; R — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); T_u — температура испарения, за величину которой можно принять температуру поверхности расплава, К, T_k – температура конденсации, за величину которой можно принять температуру газа над расплавом, К. Для процесса вакуумного рафинирования металлов в формулы (2.2) вводится коэффициент конденсации (коэффициент Ленгмюра), который для железа принимается равным единице.

Давление насыщенных паров железа p , Па, при температурах испарения и конденсации, К, определяется по уравнению

$$\lg p = -18504/T + 11,15 , \quad (2.3)$$

Для других компонентов расплава давление насыщенных паров определяется по закону Рауля [46, 47]

$$p_i = p_i^0 \cdot x_i \cdot \gamma_i , \quad (2.4)$$

где p_i^0 – давление насыщенного пара над жидким чистым компонентом i , Па; x_i – мольная доля i -го компонента в сплаве; γ_i – коэффициент активности компонента.

Для использования формулы (2.1) для расчета количества паров металла, покидающего единицу площади расплава в единицу времени, за температуру испарения можно принять температуру поверхности расплава, а за температуру конденсации – температуру газовой фазы над расплавом.

С учетом скорости дистилляции масса металла, испарившегося с поверхности расплава в единицу времени, M_u , кг/с, может быть определена по уравнению:

$$M_u = w_o \cdot F, \quad (2.5)$$

где F – площадь реакционной зоны (активной зоны испарения), m^2 .

Как уже отмечалось, для проведения расчетов методом конечных разностей все время плавки было разделено на некоторые малые по величине отрезки Δt . За рассматриваемый элементарный промежуток времени принимались постоянными температура расплава и реакционной поверхности и другие необходимые для расчета параметры. Это позволяет математическим путем определить динамику изменения массы плавильной пыли, её химического и дисперсного состава во времени.

Масса испарившегося компонента расплава на шаге τ будет равно

$$M_{u i, \tau} = w_{o i, \tau} \cdot F_{p.з. i, \tau} \cdot \Delta \tau, \quad (2.6)$$

Представленные формулы демонстрируют общий подход, позволяющий рассчитать массу плавильной пыли, образовавшейся в результате испарения. Далее приведено подробное описание расчета и используемые формулы. В качестве примеров в работе проведен расчет образования высокодисперсной сталеплавильной пыли из 100-тонного кислородного конвертера с верхней продувкой кислородом (Приложение А) и 100-тонной дуговой сталеплавильной печи (расчет приведен в Приложении Б). На рис. 2.2 представлен алгоритм предлагаемой математической модели.

2.2.1 Материальный и тепловой баланс сталеплавильного процесса

Расчет массы образующейся пыли в зависимости от времени плавки невозможен без определения температуры реакционной зоны по данным, полученным при составлении материального и теплового балансов сталеплавильного процесса.

В данной работе используется методика расчета, предложенная автором работы [48]. При составлении материального баланса учитываются все наиболее значимые химические реакции, характерные для сталеплавильного агрегата. Исходными данными к расчету служит химический состав шихты и требуемый состав стали. Суммированием всех расходных и приходных статей баланса по всем веществам, участвующим в процессе, определяется выход жидких и газообразных продуктов плавки, а затем их процентное содержание в отходящем газе, стали и шлаке. Расчет принято производить на 100 кг шихты.

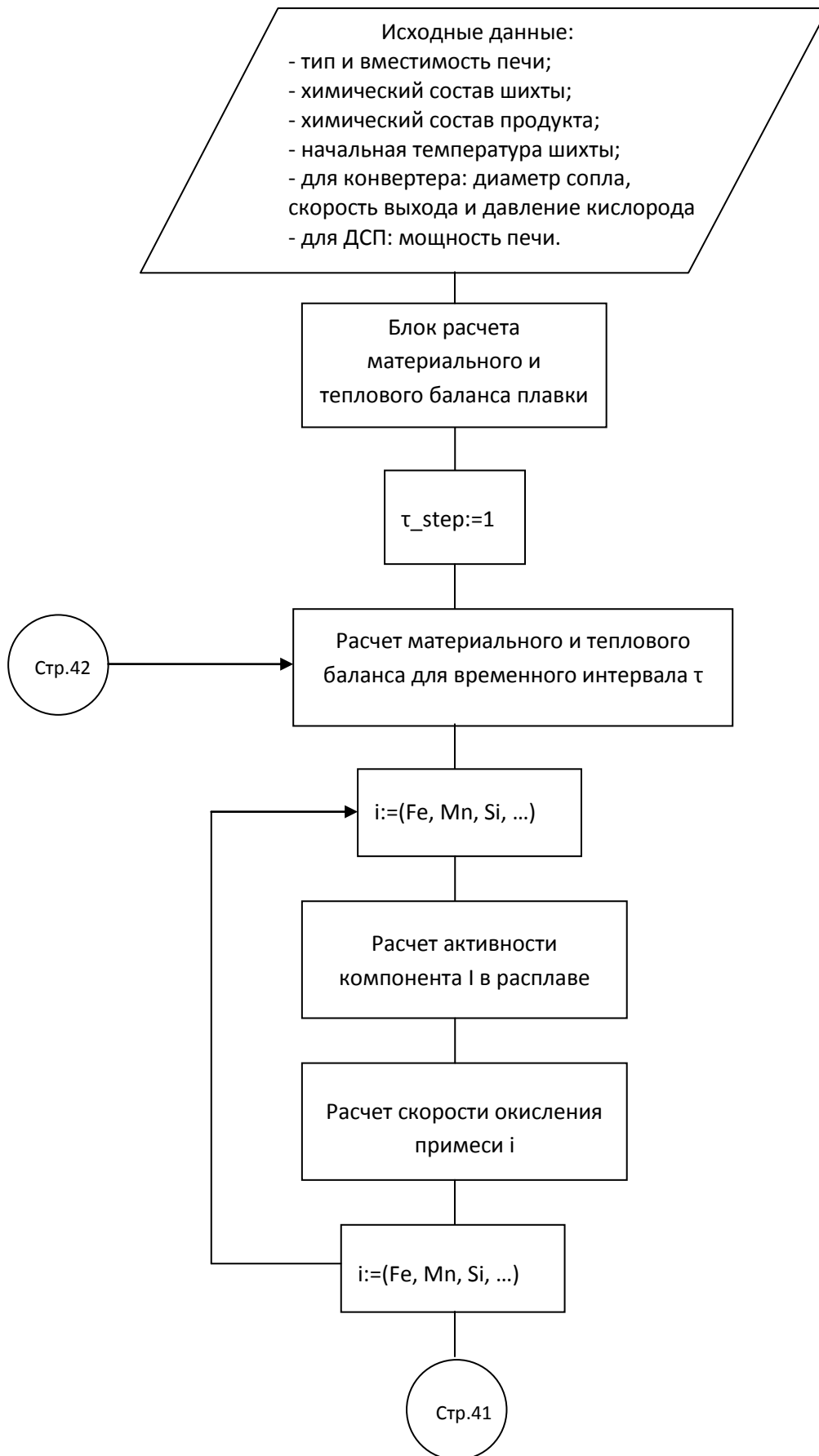
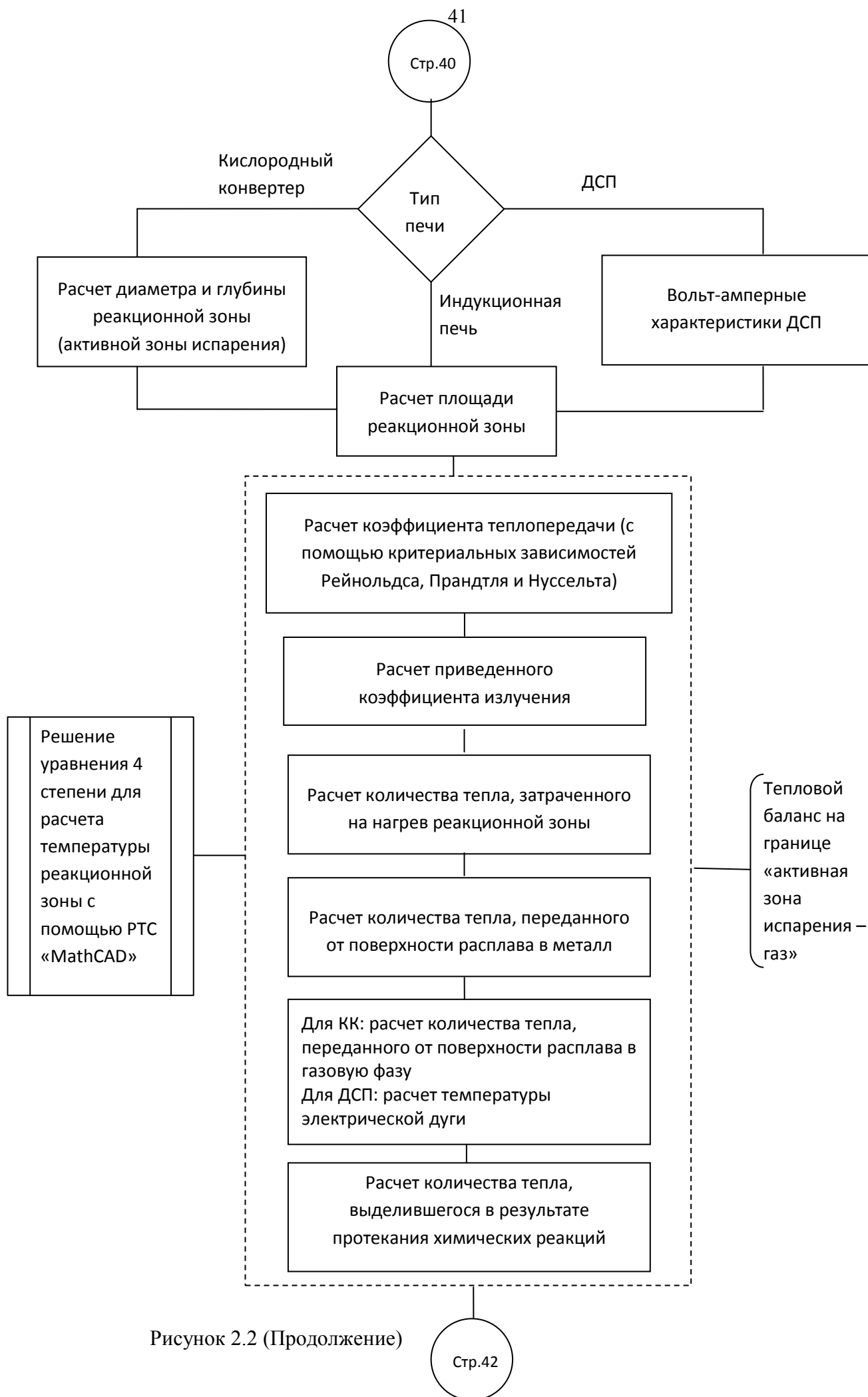


Рисунок 2.2 – Алгоритм математической модели.



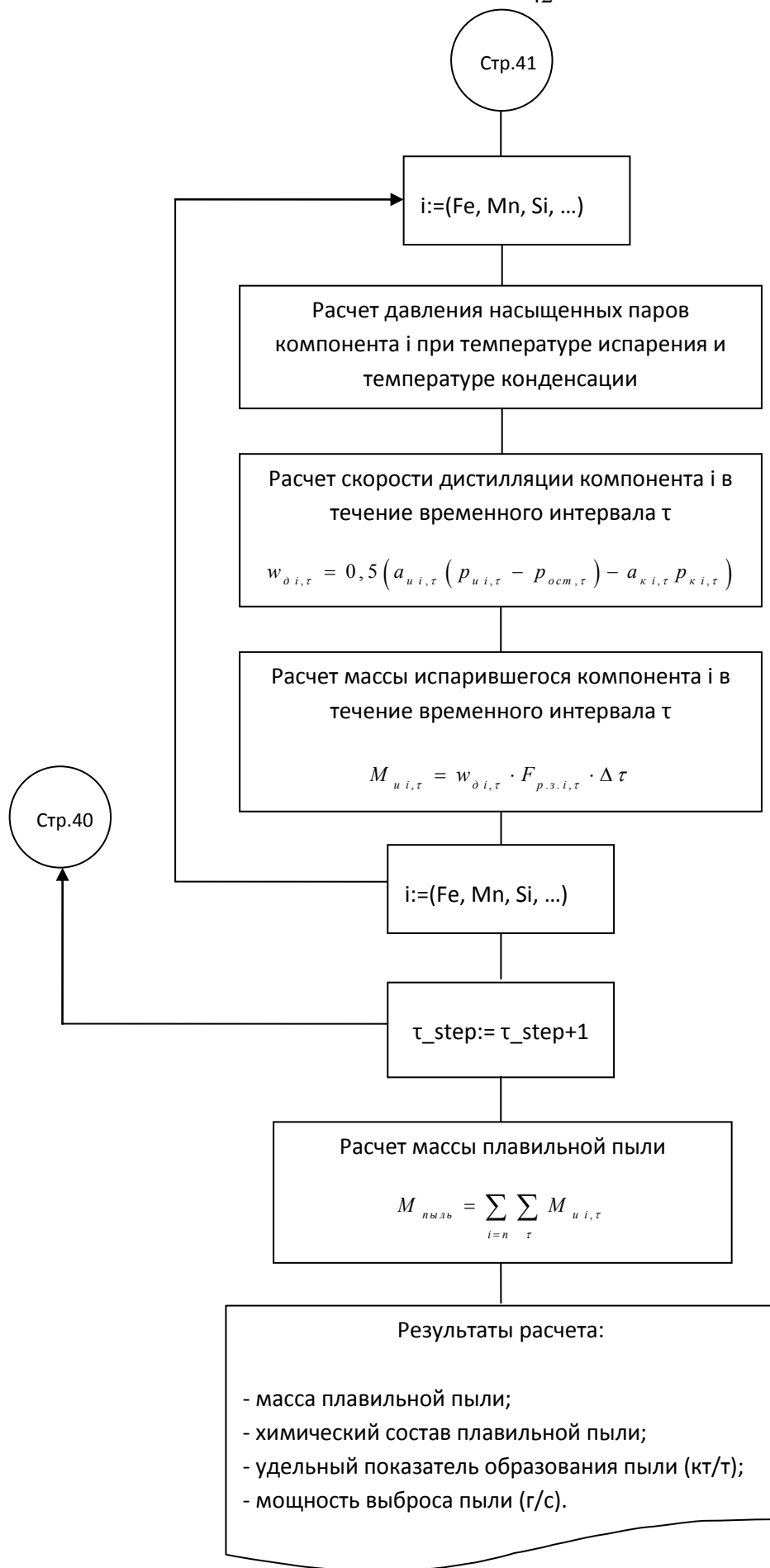


Рисунок 2.2 (Продолжение)

При составлении материального баланса учитывались основные компоненты процесса, вносимые в сталеплавильный агрегат с шихтой, топливными или окислительными газами. Для большинства компонентов была использована формула вида

$$M_i^{ок} = C_i^{ш} - \alpha C_i^c \quad (2.7)$$

где $M_i^{ок}$ – количество элемента, окисленного и перешедшего в шлак или газовую фазу, кг на 100 кг шихты; $C_i^{ш}$ – процентная концентрация элемента в шихтовых материалах, %; C_i^c – заданная процентная концентрация элемента в стали, %; α – коэффициент выхода годной стали, формула расчета которого приведена ниже.

В Приложении А приведены принципы расчета и сводная таблица для расчета расхода и образования химических элементов в процессе плавки в соответствии с основными реакциями взаимодействия компонентов.

Расчет образования веществ в результате протекания всех химических реакций позволяет определить химический состав продуктов плавки, а также найти суммарный тепловой эффект химических реакций, протекающих при выплавке стали. Решение уравнений материального баланса плавки совместно с тепловым балансом позволяет корректировать состав шихты сталеплавильного процесса, расход окислителей и энергоносителей для обеспечения выпуска стали из печи при заданном составе и температуре.

В данной работе использовалась универсальная для всех видов сталеплавильных печей методика составления теплового баланса, предложенная автором работы [48]. В Приложении А представлены основные статьи теплового баланса, который составляется в расчете на 100 кг шихты. В уравнениях используются величины удельных (отнесенных к 100 кг шихты) теплового эффекта плавки и потерь тепла в печном агрегате.

При расчете теплового баланса с помощью данной таблицы учитываются только те статьи теплового баланса, которые имеют место в данном агрегате. Приравнивая между собой приходные и расходные статьи баланса, можно решать полученное уравнение относительно любой искомой величины. В конвертерном процессе таким образом определяется расход лома на плавку, в электросталеплавильном – расход электроэнергии на проведение процесса. При решении теплового баланса табличным методом совместно с материальным балансом сталеплавильного процесса эти величины определяются по величине невязки баланса.

Для расчета теплового баланса дуговой сталеплавильной печи необходимо рассчитать электрические характеристики ДСП [49, 50].

По окончании расчета материального и теплового балансов определяются следующие величины, необходимые для расчета массы образующейся пыли:

- химический состав шихтовых материалов и выплавляемой стали;
- химический состав и температура отходящих газов;
- значения приходных и расходных статей теплового баланса (тепловой эффект химических реакций, потери тепла излучением, со шлаком и отходящими газами, расход электроэнергии в ДСП);
- расход кислорода на плавку в кислородном конвертере;
- температура электрической дуги в ДСП;
- время периодов плавки.

2.2.2 Расчет скорости окисления примесей

Описанная выше методика расчета материального и теплового балансов позволяет определить основные показатели сталеплавильного процесса за всё время плавки. Для исследования динамики изменения химического состава пыли и массы выбросов необходимо рассматривать изменение состава компонентов плавки, температуры расплава, дымовых газов и многих других параметров во времени.

Важнейшей составляющей теплового баланса процесса выплавки стали является скорость окисления примесей w_i . Величина этой скорости зависит от целого ряда факторов и, в первую очередь, от вида выгорающей примеси и температуры поверхности расплава.

Скорость окисления примесей зависит от интенсивности массопереноса в системе газ – расплав. Пренебрегая скоростью переноса через ламинарную пленку газа на поверхности расплава, определим скорость окисления примеси, т. е. количество примеси, вступающей в реакцию окисления на поверхности расплава в единицу времени как

$$w_i = K_i C_{pi} \quad (2.8)$$

где K_i – коэффициент массопереноса в системе газ – твердое тело; C_{pi} – концентрация примеси на границе раздела фаз.

Для определения коэффициента массопереноса в системе газ – расплав, пренебрегая переносом в ламинарной пленке газа на границе газ – жидкость, запишем, что количества примеси, окислившейся в единицу времени в единицу площади, т. е. скорость химической реакции будет равна:

$$w_i = k_x C_p \quad (2.9)$$

где k_x – константа скорости химической реакции; C_p – концентрация примеси на границе реакционной зоны.

Константа скорости химической реакции зависит от температуры на границе реакционной зоны согласно закону Арениуса:

$$k = k_0 \cdot e^{-\frac{E}{RT_{p.z.}}} \quad (2.10)$$

где k_0 – коэффициент скорости химической реакции, зависящий в основном от реагирующего вещества; R – универсальная газовая постоянная; $T_{p.z.}$ – температура реакционной зоны; E – энергия активации реакции окисления.

Подвод реагирующего вещества к реакционной зоне осуществляется конвективными потоками металла в печном агрегате, и скорость подвода любой из примесей будет равна

$$w_i = \beta (C_p - C_m) \quad (2.11)$$

При стационарных условиях массообмена уравнения (2.10) и (2.11) можно приравнять

$$k_x C_p = \beta (C_p - C_m) \quad (2.12)$$

Откуда

$$C_p = \frac{\beta \cdot C_m}{k_x + \beta} \quad (2.13)$$

Подставив данное уравнение в (2.9), получим

$$w_i = k_x \frac{\beta \cdot C_m}{k_x + \beta} \quad (2.14)$$

Тогда уравнение (2.11) перепишется в виде

$$w_i = K_i C_{mi} \quad (2.15)$$

где коэффициент массопереноса в системе газ – расплав определится по уравнению:

$$K = k_x \frac{\beta}{k_x + \beta} \quad (2.16)$$

Расчет скорости окисления примесей в расплаве является очень сложной и трудоемкой задачей, поэтому в данной работе воспользуемся имеющимися экспериментальными данными об изменении концентрации основных химических соединений в стали [51]. Наиболее информативными являются графики, представляющие зависимость содержания примеси в расплаве от времени продувки. Данные зависимости в общем виде являются типичными для любого сталеплавильного процесса.

Для проведения расчета с использованием графических зависимостей, взятых из литературных источников, необходимо найти функции, задающие каждую из кривых. Для большей части кривых аппроксимацию графических данных удастся провести полиномом n -ной степени. Для наибольшей точности выбирался полином 6-й степени, благодаря чему величина достоверности аппроксимации достигала значения $R^2=0,98-1$. В таблицах 2.1-2.2 представлены уравнения, описывающие кривые изменения содержания примесей в расплаве от времени.

Скорость окисления примеси можно определить по формуле:

$$v_i = \frac{\Delta C_i}{\Delta \tau_i} \quad (2.17)$$

где ΔC_i - изменение концентрации примеси в расплаве за время $\Delta \tau_i$.

Описанные выше графические зависимости изменения содержания примесей и скорости окисления приведены на рисунках 2.3-2.4.

На основании полученных расчетов исходный общий материальный баланс может быть разделен на несколько частей для каждого рассматриваемого момента времени. Это дает возможность изучить динамику изменения состава и массы выбросов во времени.

Для исследования динамики образования дымовых газов были использованы литературные данные о характере изменения химического состава отходящих газов в зависимости от времени плавки [51].

Далее все время плавки было разбито на интервалы. Для каждого временного интервала был произведен расчет материального баланса и определен тепловой эффект химических реакций. Результаты приведены в Приложениях А и Б.

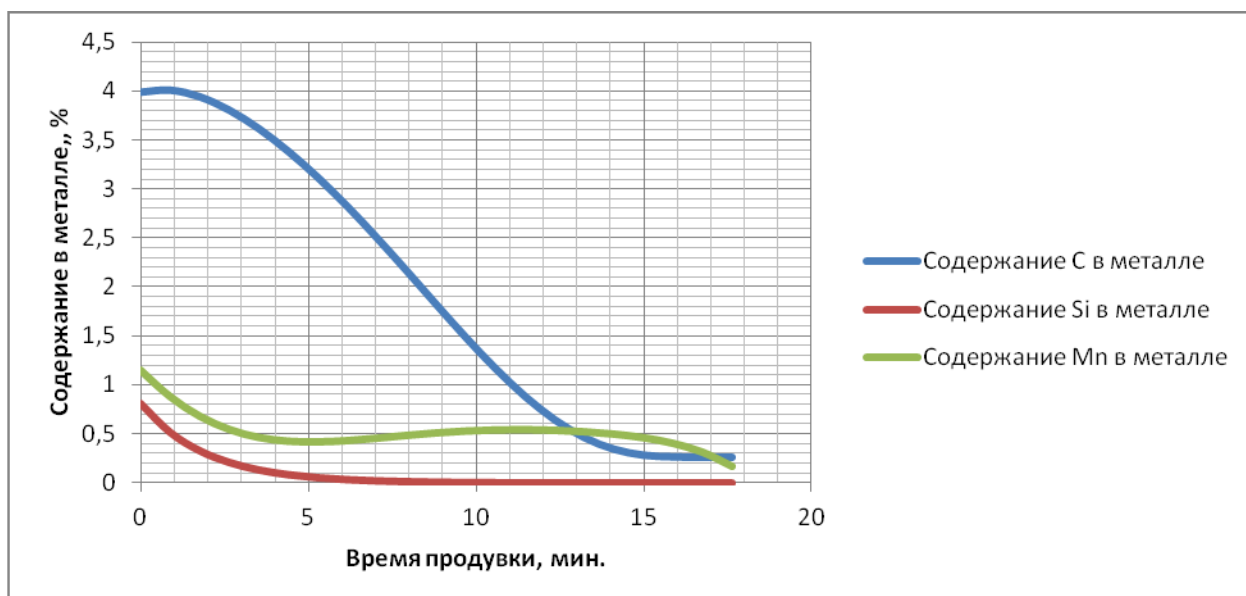


Рисунок 2.3 – Изменение содержания примесей в кислородном конвертере

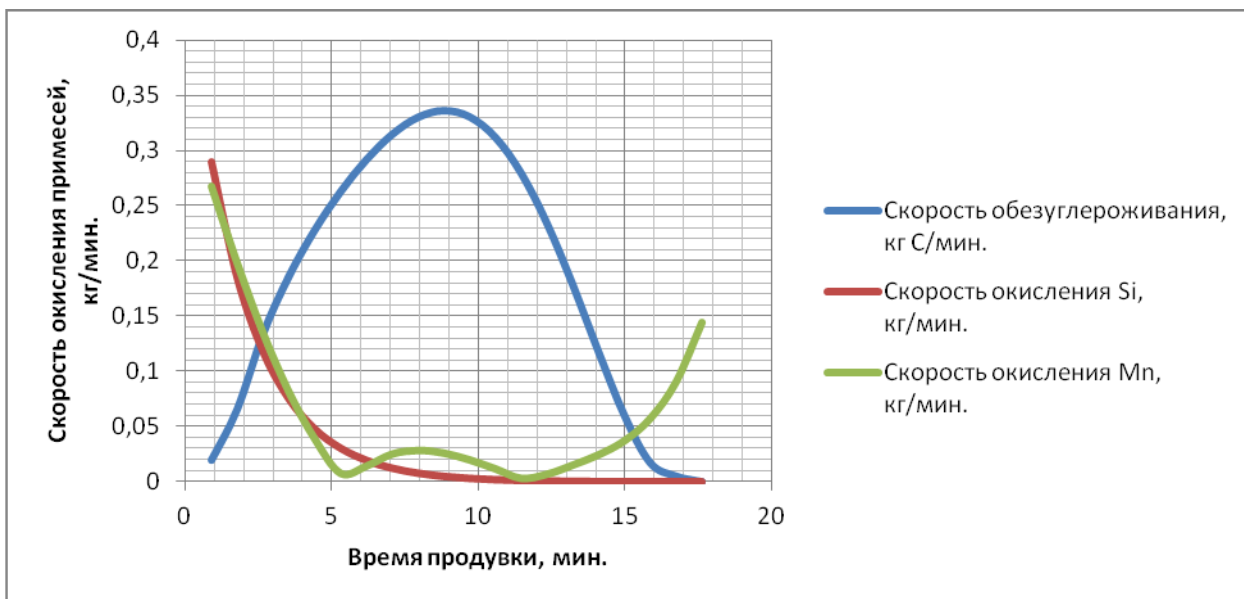


Рисунок 2.4 - Скорость окисления примесей в кислородном конвертере

В таблицах 2.1 и 2.2 представлены результаты математической обработки экспериментальных данных, полученных в работах [51]. Уравнения связывают концентрацию вещества в рассматриваемый момент времени с начальным содержанием компонента в шихте и временем плавки.

В рассматриваемой ДСП период расплавления шихты длится с 0 по 70 мин., окислительный период – с 70 мин. по 108 мин., рафинировка производится со 108 мин. по 154 мин.

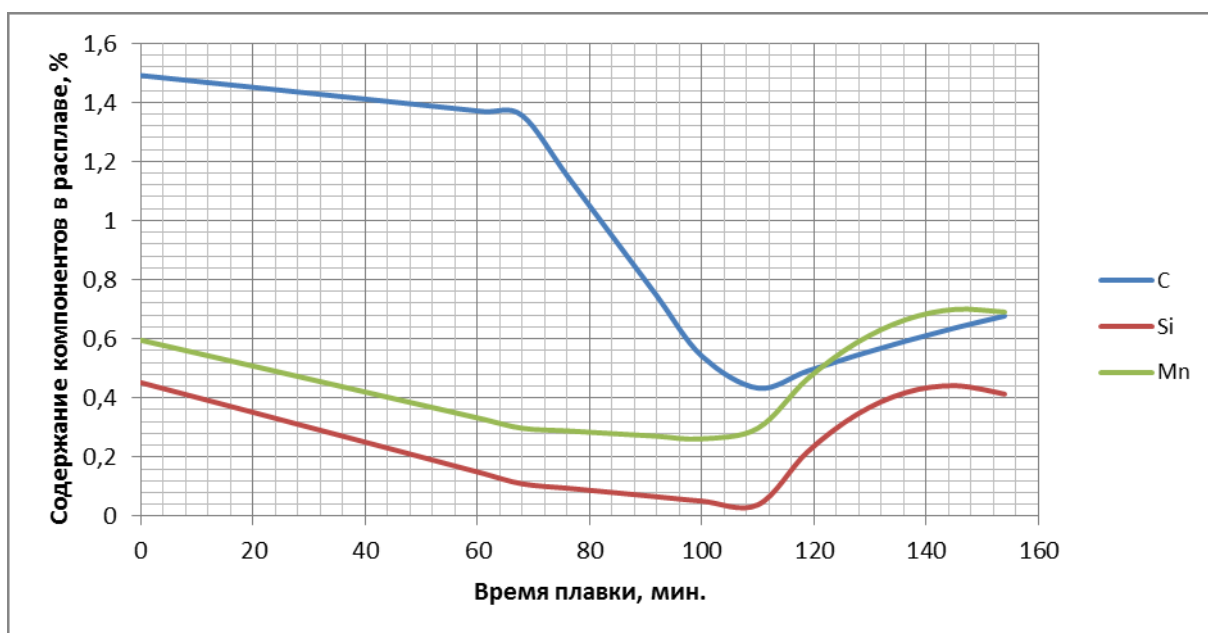


Рисунок 2.5 – Изменение содержания примесей в электродуговой печи

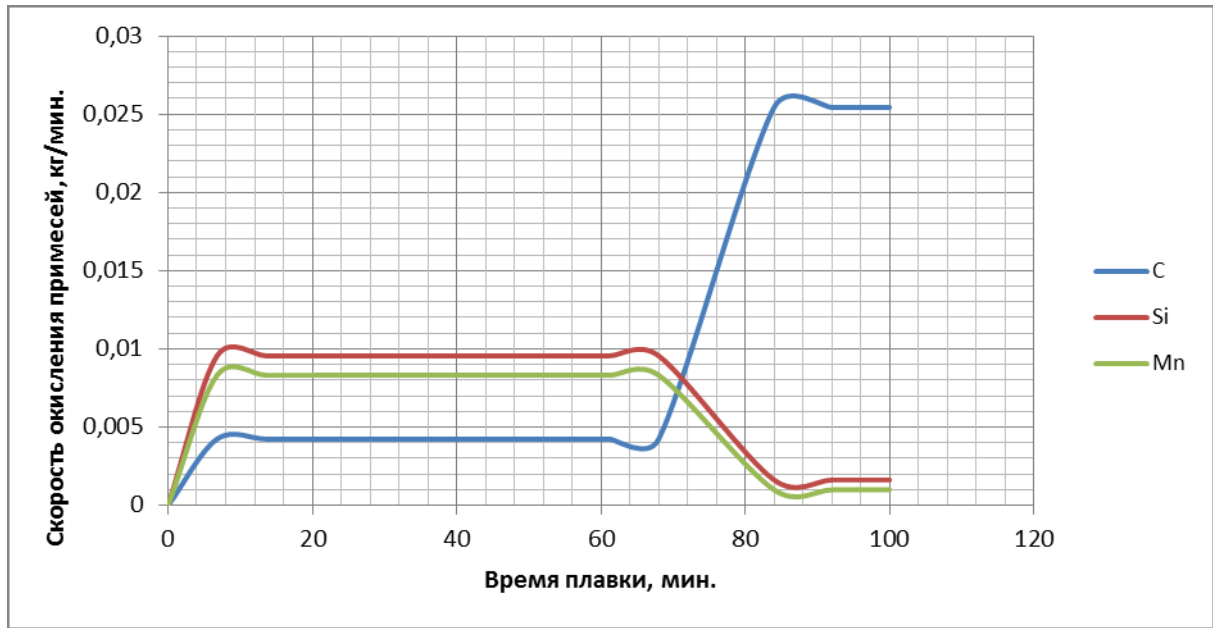


Рисунок 2.6 – Скорость окисления примесей в электродуговой печи

Таблица 2.1 – Скорость выгорания примесей (математическая обработка данных из источников [51]) из кислородного конвертера

Компонент расплава	Кислородный конвертер
Углерод C	$C_i^C = C_0^C (2,7766 \cdot \tau_i^3 - 3,8402 \cdot \tau_i^2 + 0,1372 \cdot \tau_i + 1,0056)$
Кремний Si	$C_i^{Si} = C_0^{Si} \cdot \exp(-9 \cdot \tau_i)$
Марганец Mn	$C_i^{Mn} = C_0^{Mn} (-5,5942 \cdot \tau_i^3 + 8,9666 \cdot \tau_i^2 - 4,2183 \cdot \tau_i + 0,9794)$

Таблица 2.2 – Скорость выгорания примесей (математическая обработка данных из источников [51]) из дуговой сталеплавильной печи

Компонент расплава	Дуговая сталеплавильная печь
Углерод C	Расплавление $C_i^C = C_0^C (-0,1818 \cdot \tau_i + 1)$
	Окисление $C_i^C = C_0^C (-2,727 \cdot \tau_i + 2,2726)$
	Рафинировка $C_i^C = C_0^C (0,6544 \cdot \tau_i - 0,195)$
Кремний Si	Расплавление $C_i^{Si} = C_0^{Si} (-1,5142 \cdot \tau_i + 1)$
	Окисление $C_i^{Si} = C_0^{Si} (-0,643 \cdot \tau_i + 0,5644)$
	Рафинировка $C_i^{Si} = C_0^{Si} (-22,858 \cdot \tau_i^2 + 43,315 \cdot \tau_i - 19,543)$
Марганец Mn	Расплавление $C_i^{Mn} = C_0^{Mn} (-\tau_i + 1)$
	Окисление $C_i^{Mn} = C_0^{Mn} (-0,3 \cdot \tau_i + 0,65)$
	Рафинировка $C_i^{Mn} = C_0^{Mn} (-14,72 \cdot \tau_i^2 + 28,4 \cdot \tau_i - 12,52)$

2.2.3 Активность компонентов

В расплавах способность компонента переходить в пар или вступать в химическую реакцию, как правило, не определяется только концентрацией. Это проявляется в отклонениях от закона Рауля и Генри, а также в том, что константы реакции с участием растворов, выраженные через отношения концентраций, не остаются постоянными при переходе от одних концентраций к другим. Причиной таких отклонений является взаимодействие компонента с остальными веществами, находящимися в растворе. Количественной характеристикой, учитывающей как концентрацию, так и взаимодействие компонента с другими веществами в растворе, является его активность [54].

В стандартном состоянии активность компонента равна единице. В случае выплавки стали активность железа принимается равной 1.

Растворы Fe–R (где R – S, P, O, N, C) при концентрациях, характерных для сталеплавильных процессов, являются разбавленными. В этих случаях коэффициент активности γ_i рассчитывается по формуле [46, 52]

$$\gamma_i = \gamma_i^\infty \frac{A_{осн} \cdot f_i}{A_{спл}}, \quad (2.18)$$

где γ_i^∞ – коэффициент активности i-го элемента в бесконечно разбавленном растворе в железе при температуре 1873 К [53]; f_i – коэффициент активности, описывающий отклонение реального раствора от модели бесконечно разбавленного раствора при условии использования массовых долей; $A_{спл}$ и $A_{осн}$ – масса моля сплава и его основы соответственно.

Параметры взаимодействия определяются по экспериментальным данным соответствующей математической обработкой. Коэффициент активности i-го компонента в растворе, состоящем из n компонентов, можно определить по соотношению, предложенному Вагнером, ограничиваются параметрами взаимодействия первого порядка e_i^j , данные по которым наиболее представительны. В этом случае

$$\lg(f_i) = \sum_{j=2}^n e_i^j [\% j] \quad (2.19)$$

Параметры взаимодействия первого порядка берутся по справочным данным [55].

Поскольку температура расплава отлична для каждого рассматриваемого интервала времени, необходимо произвести экстраполяцию значений $\gamma_{i, \tau + \Delta \tau, T}$ с 1873 К на температуру расплава T [52]

$$\ln(\gamma_{i,\tau+\Delta\tau,T}) = \frac{1873}{T} \cdot \ln(\gamma_{i,\tau+\Delta\tau,1873}) \quad (2.20)$$

2.2.4 Расчет площади поверхности реакционной зоны

Реакционная зона (активная зона испарения) – это наиболее высокотемпературная область расплава и прилегающий ламинарный слой газа. В реакционной зоне протекают все основные реакции окисления примесей, происходит непосредственный контакт жидкого металла с атмосферой печи и испарение частиц металла. Площадь реакционной зоны спокойной сталеплавильной ванны принимается равной площади зеркала металла, в ванне, продуваемой кислородной струей, рассчитывается по уравнению, полученному путем аппроксимации экспериментальных данных о форме и размере реакционной зоны в конвертере. Для электродуговых печей величина реакционной зоны принимается равной площади мениска, образуемого электрической дугой на поверхности металла, и электродных колодцев в расплаве, а также кратер, образуемый на поверхности расплава при продувке кислородом.

2.2.4.1 Площадь поверхности реакционной зоны кислородного конвертера

При конвертерном процессе происходит взаимодействие кислородной струи с жидким металлом и шлаком. Кислород в ходе процесса подают через специальную водоохлаждаемую фурму, вводимую через горловину в рабочее пространство конвертера. Использование водяного охлаждения фурмы для обеспечения безопасной работы требует располагать фурму на некотором расстоянии от поверхности спокойной ванны. Такое положение фурмы требует для активного взаимодействия кислородной струи с расплавом высокой скорости истечения, что достигается при давлении кислорода в кислородопроводе 1,6-1,8 МПа [56]. Достигнув поверхности ванны, высокоскоростной газовый поток под действием инерционных сил внедряется в жидкий расплав, образует на его поверхности полость (кратер) – реакционную зону, размеры которой, а также характер перемешивания металла с газом определяются характеристиками струи. От формы и размеров этого кратера и прилегающей к нему многофазной зоны зависит общая реакционная поверхность, а следовательно, и скорость тепло- и массообменных

процессов, протекающих в объеме рабочего пространства конвертера, и масса выбросов пыли.

Реальная картина взаимодействия движения жидкости и газа в реакционной зоне (активной зоне испарения) осложняется протеканием экзотермических процессов, поэтому в настоящее время не может быть точно описана и смоделирована. Однако в первом приближении картина взаимодействия реагирующих фаз в реакционной зоне может быть воспроизведена на моделях с получением уравнений, позволяющих получать количественные значения параметров реакционной зоны.

Как показывают экспериментальные данные, основными факторами, определяющими глубину и диаметр реакционной зоны, являются скорость кислородной струи в месте встречи ее с поверхностью ванны, высота расположения среза сопла над уровнем спокойного металла и диаметр сопла [56].

В настоящее время все фурмы снабжены соплами Лаваля. Скорость ω_{O_2} и массовый расход кислорода M_{O_2} , м³/мин., истекающего из сопла Лаваля, рассчитываются по уравнениям [56]

$$\omega_{O_2} = \sqrt{\frac{2k}{k-1} g \frac{p_0}{\rho_0} \left[1 - \left(\frac{p}{p_0} \right)^{k-1/k} \right]}, \quad (2.21)$$

где k – показатель адиабаты (для двухатомного газа $k = 1,4$); p_0 , ρ_0 — давление и плотность газа перед соплом; p — давление окружающей среды, в которую истекает газ.

$$M_{O_2} = f \sqrt{g \frac{2k}{k-1} g p_0 \rho_0 \left[\left(\frac{p}{p_0} \right)^{2/k} - \left(\frac{p}{p_0} \right)^{k+1/k} \right]} \quad (2.22)$$

Струя, выходящая из сопла, на пути к поверхности ванны претерпевает ряд изменений. Для струи в неизотермических условиях существует уравнение изменения осевой скорости по длине свободной струи [56]:

$$\frac{\omega_x}{\omega_0} \cdot \frac{x}{d_0} \cdot \sqrt{\frac{T_0}{T_{cp}}} = \beta \approx \text{const}, \quad (2.23)$$

где T_0 — температура струи; T_{cp} — температура среды; β — коэффициент динамики газовой струи, характеризующий степень турбулентности струи. Для условий кислородно-конвертерного процесса $\beta \approx 6$ [56].

Глубину проникновения кислородной струи в расплав можно определить по уравнению, впервые полученному И. Г. Казанцевым [56]

$$\frac{h}{d_0} = \frac{1}{2n} \left(\frac{\rho_x \omega_x^2}{\rho g} \right), \quad (2.24)$$

где h — глубина кратера (реакционной зоны); d_0 — диаметр сопла; ω_x , ρ_x — скорость и плотность кислорода в месте встречи струи с ванной; ρ — плотность металла; g — ускорение силы тяжести; n — безразмерный коэффициент проникновения струи, зависящий от критерия Архимеда Ar .

Учитывая, что $(\omega_x^2 \rho_x) / (g d_0 \rho)$ представляет собой соотношение инерционных сил кислородной струи, внедряющейся в металл, и сил, противодействующих этому со стороны расплава, оно характеризуется критерием Архимеда

$$\frac{\omega_x^2 \rho_x}{g d_0 \rho} = Ar_x \quad (2.25)$$

Из теории аэродинамики струи известно, что $\omega_x = \omega_0 \beta / H d_0$, поэтому

$$Ar_x = Ar_0 (\beta d_0 / H)^3 \quad (2.26)$$

или

$$Ar_0 = \frac{\omega_0^2 \rho_0}{g d_0 \rho}. \quad (2.27)$$

В окончательном виде глубина реакционной зоны описывается следующим выражением:

$$\frac{h}{d_0} = \frac{1}{2n} Ar_0 (\beta d_0 / H)^2 \quad (2.28)$$

где ρ_0 , ω_0 — плотность и скорость кислорода на выходе из сопла; H — расстояние сопла от поверхности ванны; β — коэффициент динамики газовой струи, характеризующий степень турбулентности струи. Обычно для условий продувки в конвертере при $H/d_0 > 15$, величина $\beta \approx 6 = \text{const}$ [56].

Экспериментальные работы показывают, что для случая, когда $Ar_x > 10$, что является обычным для продувки металла кислородом, коэффициент n может быть определен из выражения

$$n = 2 / \sqrt{Ar_x} \quad (2.29)$$

Подставляя значение n в уравнение (2.28), получим

$$\frac{h}{d_0} = \sqrt{Ar_0 (\beta d_0 / H)} \quad (2.30)$$

$$h = \sqrt{\frac{\rho_0}{\rho}} \frac{\omega_0 d_0 \sqrt{\beta}}{\sqrt{g H}} \quad (2.31)$$

Для случая, когда $H = 0$, т. е. сопло опускается на уровень поверхности ванны, имеет место максимальное проникновение струи кислорода в металл:

$$h_{\max} = d_0 \sqrt{Ar_0} = \sqrt{\frac{\rho_0}{\rho}} \frac{\omega_0 \sqrt{d_0}}{\sqrt{g}} \quad (2.32)$$

На диаметр реакционной зоны влияет как прямой поток кислорода, так и обратный газовый поток, выбрасываемый из реакционной зоны [56].

В идеальном случае, когда кислородная струя полностью ассимилируется расплавом и отсутствует обратный поток газа, диаметр реакционной зоны может быть определен из соотношения массовых сил кислородного потока и металла, выталкиваемого из реакционной зоны. Относительный диаметр реакционной зоны описывается уравнением

$$\frac{d}{d_0} = \sqrt[3]{nAr_0} \quad (2.33)$$

Для выявления влияния отдельных параметров на размеры реакционной зоны данное уравнение можно представить после преобразования в следующем виде [56]

$$d = 1,26 \cdot \sqrt[6]{\frac{\rho_0}{\rho}} \frac{\sqrt[3]{\omega_0 d_0}}{\sqrt[6]{g}} \sqrt{H\beta} \quad (2.34)$$

В реальных условиях, когда ванна барботируется пузырями CO , верхние объемы металла содержат значительное количество газа. Плотность такой газожидкостной ванны значительно ниже. Ориентировочные расчеты показывают, что кажущаяся плотность газожидкостной ванны примерно в 1,5-2,0 раза меньше, чем металлической [56]. Поэтому уменьшение плотности должно сопровождаться изменением геометрических размеров реакционной зоны.

Поскольку в настоящее время все конвертеры оборудованы многосопловыми фурмами, требуется учесть данный факт при расчете диаметра реакционной зоны. Согласно [56], при угле наклона сопел $\ll 12^\circ$ на некотором расстоянии от головки фурмы имеет место слияние отдельных струй в одну симметричную струю с образованием единого кратера.

Форму поверхности реакционной зоны в первом приближении можно принять равной площади шарового сегмента с рассчитанным по формуле (2.34) диаметром

$$F_{p.z.} = \pi d h \quad (2.35)$$

Расчет площади поверхности реакционной зоны, образующейся при продувке расплава в кислородном конвертере, приведен в Приложении А.

На основе приведенной выше методики расчета площади реакционной зоны были определены размеры площади реакционной зоны для кислородных конвертеров различной вместимости и, соответственно, с различным расходом кислорода на продувку. График полученной зависимости приведен на рисунке 3.3. С достаточной степенью точности можно рассчитать значение площади реакционной зоны кислородного конвертера по эмпирической формуле:

$$F_{p.з.} = 0,0008 \cdot M_{O_2} + 0,1556 \quad (2.36)$$

2.2.4.2 Площадь поверхности реакционной зоны дуговой сталеплавильной печи

Столб электрической дуги представляет собой подвижный легко деформируемый под воздействием магнитных полей проводник. Собственно магнитное поле, образуемое вокруг столба дуги, создает сжимающий эффект. Этот эффект заключается в том, что при прохождении тока в столбе дуги возникают радиальные сжимающие усилия, направленные от поверхности к оси. Возникающее при этом давление в газовой среде дуги распространяется во все стороны, в том числе и на металл. Если дуга имеет форму усеченного конуса, величина давления на металл будет дополнительно возрастать за счет возникновения результирующей силы, направленной от меньшего сечения к большему. Это объясняется тем, что сжимающий эффект при прохождении электрического тока в столбе дуги в малом сечении будет больше, чем в большом сечении конуса [57].

Исходя из вышесказанного становится очевидным, что в месте соприкосновения дуги с ванной образуется мениск высотой h_m (рисунок 2.7).

Современное представление о механизме образования мениска основано на том, что металл вытесняется давлением дуги до тех пор, пока система дуга — ванна не придет в равновесие, определяемое равенством сил реактивного давления дуги, сил поверхностного натяжения, сил внутреннего трения и гидростатического давления жидкого металла [58].

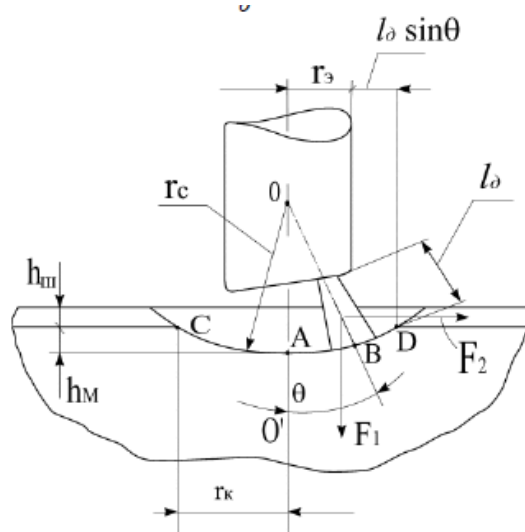


Рисунок 2.7 – Дуга в ДСП и углубление в металле, образуемое под воздействием плазмы столба дуги

Наиболее вероятная форма электродного пятна, а точнее лунки в месте соприкосновения дуги с ванной – шаровой сегмент [58]. На площади данного круга выделяется значительная часть мощности дуги. Температура поверхности металла в этих зонах под электродами значительно выше температуры остальной поверхности ванны, их называют горячими зонами ванны металла. Радиус круга, лежащего в основании шарового сегмента, определяется следующим образом [58]:

$$r_{\kappa} = r_{\Sigma} + l_{\delta} \cdot \sin \Theta \quad (2.37)$$

где r_{Σ} – радиус электрода; Θ – угол наклона столба дуги к оси электрода. Средний угол наклона столба дуги по отношению к зеркалу ванны колеблется для ДСПТТ различной мощности и емкости в пределах 25-45 градусов [58], то есть угол Θ изменяется от 45 до 65 градусов.

Радиус шаровой поверхности сегмента r_c

$$r_c = r_{\Sigma} + l_{\delta} \quad (2.38)$$

Под электродинамическим воздействием шлак отбрасывается из-под электрода, и толщина шлака не влияет на заглубление дуги в металл, а отсчет заглубления производится не от уровня шлака, а от уровня металла. В результате исследования заглубления дуг в 100- и 200- тонных печах получены экспериментальные данные [58], показывающие, что величина заглубления дуги для этих печей составляет 3 мм/кА, а высота заглубления дуги определяется по формуле

$$h_{\text{м}} = 3 \cdot 10^{-3} I_{\delta} \quad (2.39)$$

В настоящее время не получено достаточно надежных количественных данных о положении дуги в расплаве с учетом всех факторов, влияющих на это явление. Отсутствуют достоверные сведения и о форме лунки, создаваемой в расплаве под действием дуги. Однако данные обстоятельства не являются препятствием определить качественно учет погружения дуги в расплав и объяснить ряд явлений, происходящих при работе дуговых сталеплавильных печей [58].

Тогда площадь поверхности мениска можно найти по формуле

$$F_{p.з.}^m = 2\pi r_{к.м} h_m \quad (2.40)$$

Значение размера площади электродного колодца зависит от высоты слоя шихты $h_{ш}$, м, и скорости ее расплавления x (коэффициент находится экспериментальным путем)

$$F_{p.з.}^{cm} = 2\pi x r_{эл.ст.} h_{ш} \quad (2.41)$$

где $r_{эл.ст.}$ – радиус электродного колодца, который в большинстве случаев на 30-40 % больше радиуса электрода [58].

Общая площадь реакционной зоны ДСП находится суммированием двух составляющих, определяемых по уравнениям (2.40) и (2.41). Характер уменьшения площади реакционной зоны вследствие плавления металла и, соответственно, постепенное изменение формы реакционной зоны ДСП от «колодца» до мениска представлено на рисунке 2.8.

Площадь зоны испарения, образующейся при продувке расплава кислородом, рассчитывается аналогично кислородному конвертеру.

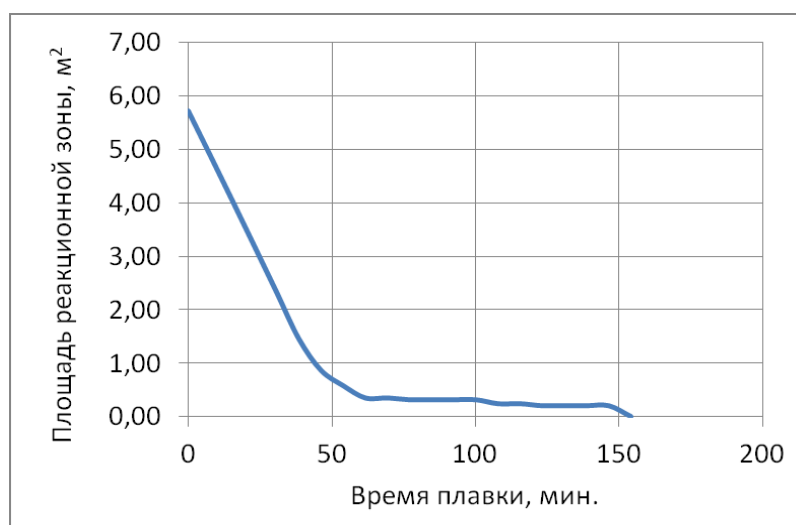


Рисунок 2.8 – Характер изменения площади реакционной зоны ДСП (под дугой)

2.2.5 Температура реакционной зоны

2.2.5.1 Температура реакционной зоны кислородного конвертера

Расчет значения температуры реакционной зоны необходим для определения давления паров металла при температуре испарения. Значение ее зависит от различных факторов: температуры расплава, количества окисляемых примесей в металле, интенсивности подвода окислителя, условий массопереноса и теплопереноса в расплаве и газовой среде.

Представим следующую схему массообмена на границе расплав – газ. Ядро газового потока отделяется от поверхности расплава ламинарной пленкой. За нею следует ламинарный слой расплава, а далее поток расплава. Примем допущение, что

- благодаря направленному движению потока кислородной струи к поверхности расплава толщина ламинарной пленки у ее поверхности невелика, что дает возможность концентрации кислорода на поверхности расплава принять равной концентрации кислорода в его струе;

- за толщину поверхности расплава примем толщину приграничного слоя;

- тепло, выделенное при окислении примесей из расплава, затрачивается на нагрев поверхности расплава, нагрев газовой фазы и нагрев самого расплава.

Исходя из принятых допущений, составим тепловой баланс на границе поверхность расплава – газ в конвертере:

$$Q_{x.p.} = Q_{p.z.} + Q_{Me} + Q_g \quad (2.42)$$

где $Q_{x.p.}$ – тепло, выделяемое при окислении компонентов расплава; $Q_{p.z.}$ – количество тепла, пошедшего на нагрев поверхностного слоя расплава; Q_{Me} – тепло, затрачиваемое на нагрев расплава; Q_g – тепло, затрачиваемое на нагрев газа.

Количество тепла, которое будет затрачено на нагрев поверхностного слоя металла (реакционной зоны), будет равно:

$$Q_{p.z.} = m_{p.z.} c_p (T_{Me} - T_{Me}^0) \quad (2.43)$$

где $m_{p.z.}$ – масса реакционной зоны; c_p – теплоемкость жидкого металла; T_{Me} – температура нагрева; T_{Me}^0 – начальная температура поверхности расплава.

Учитывая принятые допущения, масса нагреваемого поверхностного слоя, или масса реакционной зоны, будет равна:

$$m_{p.z.} = \rho_{Me} h_{p.z.} F_{p.z.} \quad (2.44)$$

где $h_{p.z.}$ – высота (толщина) реакционной зоны, которая по данным [13] составляет 0,05-0,10 см; $F_{p.z.}$ – площадь реакционной зоны; ρ_{Me} – плотность металла. Откуда

$$Q_{p.z.} = \rho_{Me} h_{p.z.} F_{p.z.} c_p (T_{Me} - T_{Me}^0) \quad (2.45)$$

Количество тепла, переданного от поверхности расплава в металл, будет равно:

$$Q_{Me} = \alpha (T_{p.z.} - T_{Me}) F_{p.z.} \tau \quad (2.46)$$

где α – коэффициент теплоотдачи от поверхности металла в расплав; $T_{p.z.}$ – температура реакционной зоны; T_{Me} – температура расплава; τ – время.

Учитывая, что при высоких температурах количество тепла, передаваемого конвективным путем, не велико по сравнению с количеством тепла, передаваемого излучением, конвективной составляющей теплообмена между газом и расплавом пренебрегаем. Тогда количество тепла, переданного от поверхности расплава в газовую фазу, будет равно:

$$Q_z = c_{np} \left[\left(\frac{T_{p.z.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] F_{p.z.} \tau \quad (2.47)$$

где c_{np} – приведенный коэффициент излучения в газовой фазе; T_z – температура газа.

Количество тепла, выделившегося в результате химических реакций на поверхности расплава, определится как

$$Q_{x.p.} = F_{p.z.} \tau \cdot \sum w_i Q_i \quad (2.48)$$

где $F_{p.z.}$ – площадь поверхности расплава; τ – время; w_i – скорость окисления различных примесей; Q_i – тепловой эффект реакции от окисления примесей.

Статьи теплового баланса реакционной зоны кислородно-конвертерного процесса приведены на графиках на рисунке 2.9.

Подставив уравнения (2.45) – (2.48) в уравнение (2.42), получим

$$F_{p.z.} \tau \cdot \sum w_i Q_i = \rho_{Me} h_{p.z.} F_{p.z.} c_p (T_{Me} - T_{Me}^0) + \alpha (T_{p.z.} - T_{Me}) F_{p.z.} \tau + c_{np} \left[\left(\frac{T_{p.z.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] F_{p.z.} \tau \quad (2.49)$$

Решая данное уравнение относительно температуры реакционной зоны, получим:

$$A T^4 + B T - C = 0 \quad (2.50)$$

$$\text{где} \quad A = c_{np} \tau \cdot 10^{-8} \quad (2.51)$$

$$B = \rho_{Me} h_{p.z.} c_p + \alpha \tau \quad (2.52)$$

$$C = \rho_{Me} h_{p.z.} c_p T_{Me}^0 + \alpha T_{Me} \tau - \tau \sum w_i Q_i \quad (2.53)$$

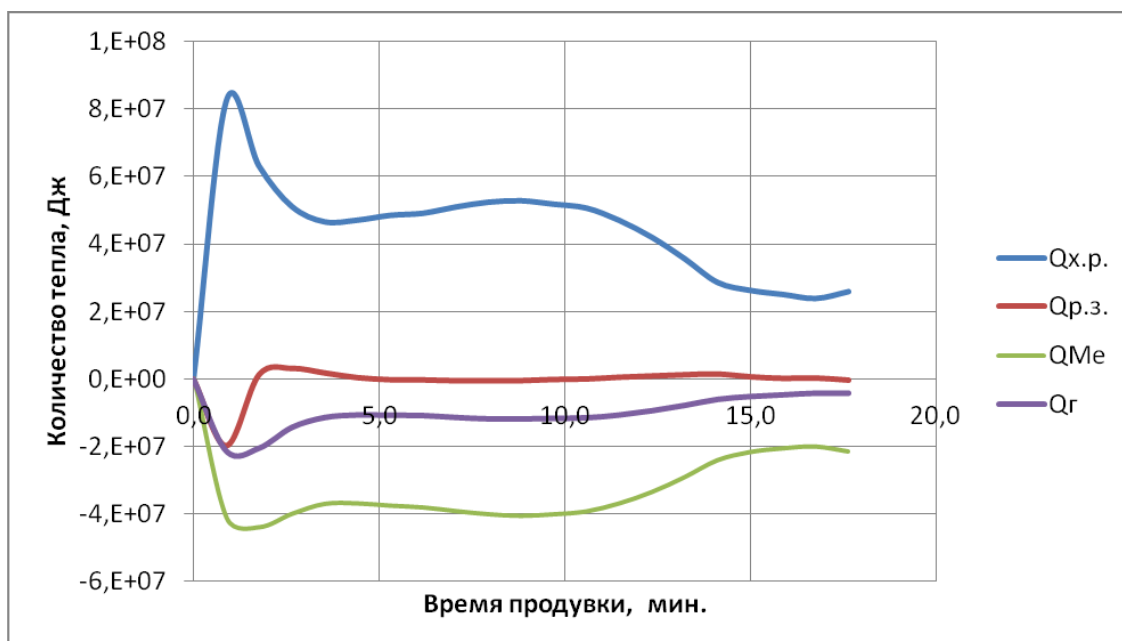


Рисунок 2.9 – Статьи теплового баланса для кислородного конвертера.

В коэффициенты A , B , и C входит ряд значений, которые могут быть рассчитаны или определены экспериментальным путем: $c_{пр}$, h_p , a и w_i . Каждая из этих величин, в свою очередь, зависит от времени, с течением которого меняется температура расплава, скорость выгорания примесей, и коэффициенты переноса.

Для решения уравнения четвертой степени можно использовать программу РТС «MathCAD». Для нахождения возможных решений необходимо составить матрицу из коэффициентов уравнения четвертой степени (начиная со свободного члена, заканчивая коэффициентом при неизвестном в четвертой степени) (V) и использовать команду «polyroots (V)». Из четырех полученных корней следует выбрать действительное положительное число, которое является искомым значением температуры реакционной зоны.

График изменения температуры реакционной зоны в зависимости от времени продувки кислородного конвертера представлен на рисунке 2.10.

Полученные значения хорошо согласуются со мнением многих ученых [13, 59], определявших температуру реакционной зоны расчетными и экспериментальными способами. Согласно этим данным, температура реакционной зоны в конвертере колеблется в интервале 2400-3273 К, а перегрев реакционной зоны относительно температуры расплава меняется по ходу плавки (рис. 2.11)

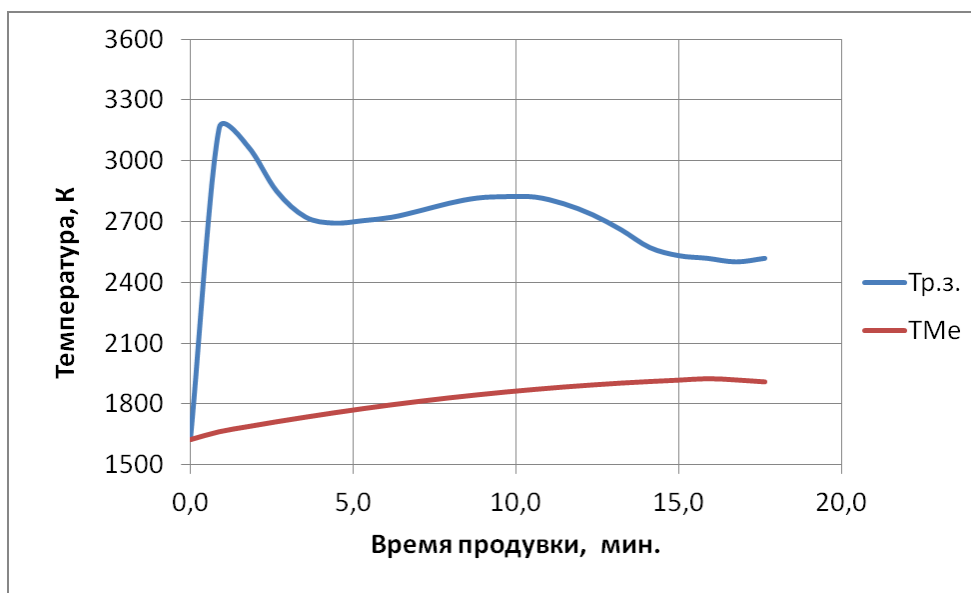


Рисунок 2.10 – Температура реакционной зоны ($T_{p.z.}$) и температура расплава (T_{Me}) в кислородном конвертере

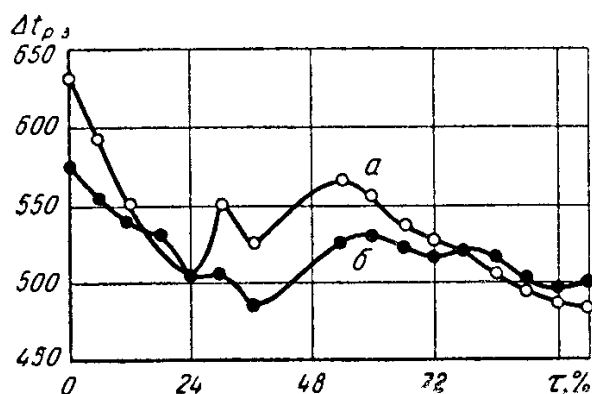


Рисунок 2.11 – Изменение перепада температуры между реакционной зоной и ванной ($\Delta t_{p.z.}$) за период продувки в плавках с рудой (а) и с ломом (б) [59]

Как видно, график изменения температуры реакционной зоны по характеру очень схож с графиком изменения количества тепла химических реакций. Отсюда можно сделать вывод о том, что в кислородном конвертере тепло от окисления примесей является ключевым фактором, определяющим температуру реакционной зоны и ее изменение во времени.

Сравнение графиков на рисунках 2.9 и 2.10 дает основание утверждать, что большое влияние на температуру реакционной зоны оказывает теплота окисления примесей, то есть содержание в расплаве примесей с высоким тепловым эффектом окисления. Данный факт также наглядно демонстрируется на графике на рисунке 2.12, где

показано увеличение температуры реакционной зоны в процентах от первоначального значения при увеличении доли углерода и кремния в шихте.

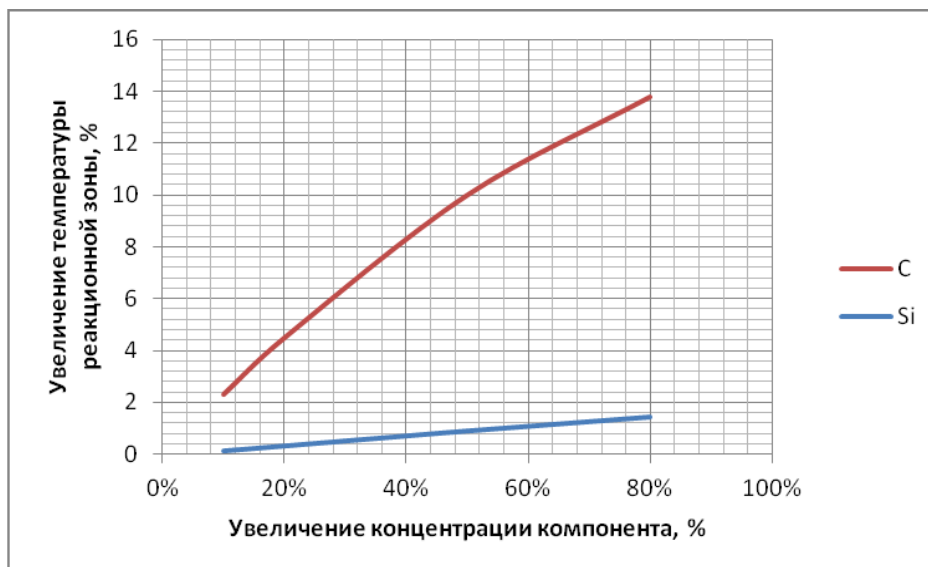


Рисунок 2.12 – Зависимость температуры реакционной зоны кислородного конвертера от концентрации компонентов в шихте (в процентах от первоначального значения).

Марганец, несмотря на высокий тепловой эффект окисления и в связи с низким значением активности, обычно содержится в расплаве не в таких количествах, при которых может существенно менять температуру реакционной зоны.

2.2.5.2 Температура реакционной зоны дуговой сталеплавильной печи

Расчет температуры реакционной зоны в электродуговой печи включает в себя прежде всего расчет температуры электрической дуги. Для дуговой сталеплавильной печи основными приходными статьями при расчете локального теплового баланса являются тепло, переданное от электрической дуги реакционной зоне, и тепло химических реакций. Расходные статьи (рис. 2.13 и 2.14) следующие: тепло, затраченное на нагрев реакционной зоны, и тепло, затраченное на нагрев металла.

Преобразование электрической энергии в тепловую в дуговой сталеплавильной печи осуществляется в основном (на 85 – 90%) в электрических дугах, горящих в рабочем пространстве между графитированными электродами и металлом. Дуговой разряд переменного тока, происходящий в дуговой сталеплавильной печи, осуществляется в

атмосфере газа, находящегося в зоне действия дуги, паров материала электродов и расплавленного металла [57].

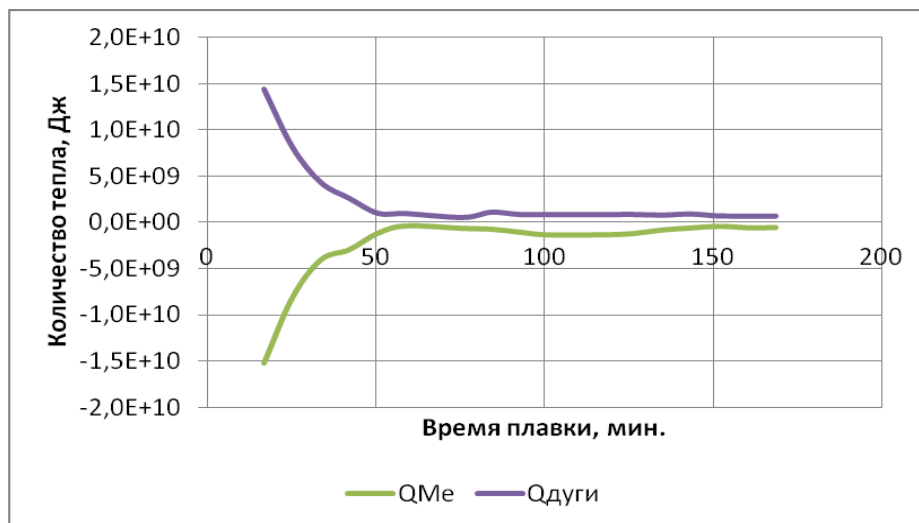


Рисунок 2.13 – Статьи теплового баланса для электродуговой печи: тепло, затрачиваемое на нагрев металла (Q_{Me}) и тепло, передаваемое дугой ($Q_{дуги}$)

Дуги, горящие в парах металлов, качественно отличаются от дуг, горящих в атмосфере воздуха. При этом меняется характер горения дуги, она превращается из газовой в парогазовую. Такая дуга испускает линейчатое излучение на фоне сплошного спектра - газ дает селективное излучение, атомы металлов - сплошное. В дугах, горящих в парах металлов, интенсивность сплошного излучения значительна и распределение излучения приближается к планковскому, свойственному черному телу [58].

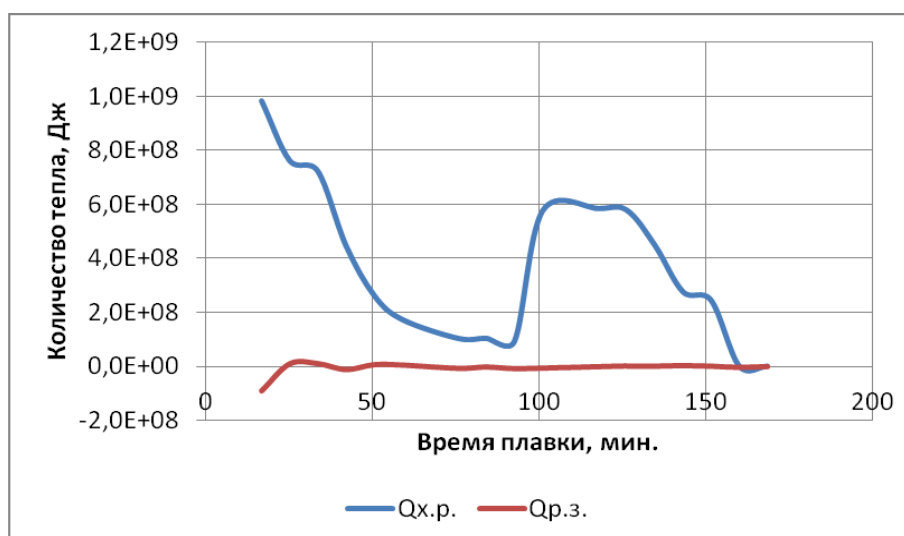


Рисунок 2.14 – Статьи теплового баланса для электродуговой печи: тепло, затрачиваемое на нагрев реакционной зоны ($Q_{p.з.}$) и тепло химических реакций ($Q_{x.p.}$).

При разработке моделей электрических дуг сталеплавильных печей использованы допущения [58]:

- 1) дуга в сталеплавильных печах представляет собой излучающий канал цилиндрической формы и моделируется цилиндрическим источником излучения;
- 2) температура на оси дуги одинакова по всей высоте цилиндра;
- 3) теплоотдача от дуги осуществляется преимущественно излучением (на 90 % согласно [58]);
- 4) дуга излучает как абсолютно черное тело, то есть поверхностью.

Вольтамперная характеристика электрической дуги

$$U_o = a + b \cdot l_o \quad (2.54)$$

где U_o – напряжение на дуге, В; a – сумма анодно-катодного падения напряжения, В; b – градиент напряжения в столбе дуги, В/мм; l_o – длина дуги, мм.

По данным [58], поверхностная плотность излучения электрической дуги оценивается величиной 8000-9000 кВт/м². В начале периода расплавления дуга горит в атмосфере печи в колодце, образованном теплоемким металлом с высокой теплопроводностью. Потенциал ионизации газов, в котором горит дуга, относительно высок; градиент напряжения в дуге 10-12 В/мм [58]. Длина дуги на этом этапе плавки 15-30 мм, что определяет высокую объемную плотность энергии. Металл под дугой разбрызгивается, дуга перебрасывается с одного куска металла на другой. Металл интенсивно испаряется, из печи идет густое облако бурого дыма, состоящего в основном из окислов железа.

Как только электрод достигнет "лужи" металла на подине, покрытой слоем шлака, потенциал ионизации дуги снижается (вследствие более низкого потенциала ионизации кальция по сравнению с потенциалом ионизации углерода и железа), уменьшается градиент падения напряжения в столбе дуги, длина дуги увеличивается в 3-4 раза, уменьшается температура дуги, несколько снижается концентрация отсасываемой пыли в печном газе.

Градиент падения напряжения вдоль вертикальной оси столба дуги в конце периода расплавления составляет 0,8-1,2 В/м [58], то есть уменьшается в 10 раз, на порядок увеличивается длина столба дуги по сравнению с аналогичным показателем начала расплавления и составляет в конце периода расплавления 150-250 мм (большой размер дуги для 100-200-тонных печей).

В электрических дугах степень ионизации связана с температурой столба дуги уравнением Саха:

$$\frac{x^2}{1-x^2} P = 3,6 \cdot 10^{-2} T^{2,5} e^{\frac{11600 U_i}{T}} \quad (2.55)$$

где P – давление, Па; T – температура, К; U_i – потенциал ионизации газа, В; x – степень ионизации газа.

При установившейся степени ионизации температура столба дуги должна быть тем выше, чем больше потенциал ионизации газов, из атомов которых образуются заряженные частицы. В начале периода расплавления дуга горит в парах углерода и железа, потенциал ионизации которых соответственно 11, 22 и 7,83 В. Потенциал ионизации смеси газов определяется тем элементом, входящим в состав смеси, потенциал ионизации которого меньше. В этот период плавки температура дуги определяется потенциалом ионизации железа. Температура дуги снижается при достижении электродом лужи жидкого металла, покрытого слоем шлака, так как потенциал ионизации кальция меньше потенциала ионизации железа и равен 6,10 В. Этим явлением можно объяснить снижение испарения металла по ходу периода расплавления при работе на той же ступени напряжения.

При работе печи на переменном токе электрические параметры дуги: ток, напряжение, мощность постоянно изменяются в соответствии с изменением значения и направления тока, металл и электрод попеременно становятся то катодом, то анодом. При проведении расчета теплообмена излучением в дуговых сталеплавильных печах необходимо исходить из средних параметров излучения дуги.

В работе [58] предложено выражение для определения температуры дуги:

$$T = 100 \cdot \sqrt[4]{\frac{0,9 I_d U_d}{C_s \cdot d_d \cdot \pi \cdot l_d}} \quad (2.56)$$

Следовательно, чтобы уменьшить температуру дуги, необходимо увеличить длину дуги, то есть увеличить напряжение на дуге, снизив ток дуги.

Полученные в данной работе значения температуры электрической дуги, температуры реакционной зоны и температуры расплава приведены на графиках на рисунке 2.15.

Полученные значения согласуются с данными работ [39, 60-63], в которых указано, что температура реакционной зоны составляет 2053-3129 К.

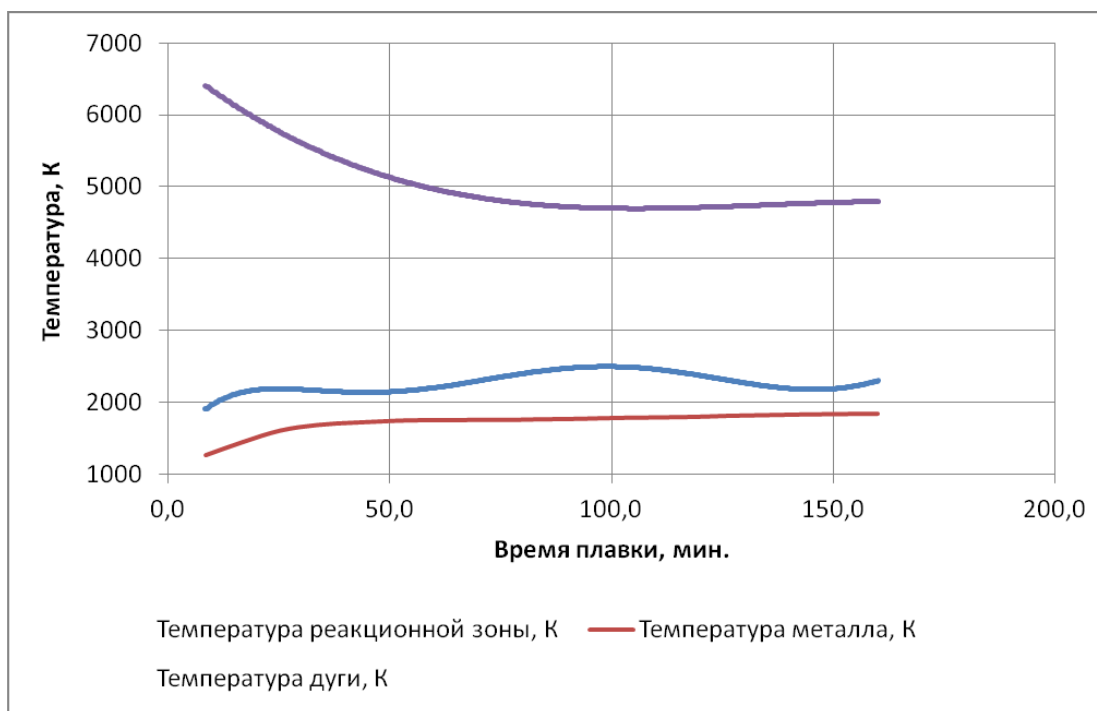


Рисунок 2.15 – Температура дуги, температура реакционной зоны и температура расплава в электродуговой печи.

2.2.6 Коэффициент теплоотдачи

Для определения коэффициента теплоотдачи в реакционной зоне необходимо воспользоваться теорией теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкости, который отличается весьма большой сложностью. В зависимости от конкретных внешних условий наблюдается большое многообразие гидродинамических форм потока при кипении и чрезвычайная сложность отвечающих им количественных закономерностей для теплоотдачи. Поэтому строгой теории для процесса теплоотдачи при кипении жидкости пока не существует [64].

Чаще всего количественная связь между коэффициентом теплоотдачи и факторами, от которых он зависит, устанавливается экспериментальным путем с использованием теории подобия. При моделировании теплообменных процессов применяются следующие безразмерные комплексы (критерии подобия) [65].

Тепловой критерий Нуссельта

$$Nu_T = \frac{\alpha d}{\lambda} \quad (2.57)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К), λ — коэффициент теплопроводности Вт/(м·К); d — характерный размер, м.

Физические свойства среды, в которой происходит тепло- или массообмен, характеризуются тепловым и диффузионным (иногда его называют критерием Шмидта, Sc) критериями Прандтля:

$$Pr_T = \frac{\nu}{a} \quad (2.58)$$

где $a = \frac{\lambda}{C_p \rho}$ — коэффициент температуропроводности, м²/с; $\nu = \frac{\eta}{\rho}$ — кинематическая вязкость, м²/с.

Характер движения жидкости или газа при вынужденной конвекции определяется критерием Рейнольдса

$$Re = \frac{w_{Me} d}{\nu} \quad (2.59)$$

где w — скорость потока в данной точке, м/с. Природа критерия Рейнольдса чисто гидродинамическая, так как в его выражение входят лишь величины, характеризующие режим движения жидкости.

Для определения α используют уравнения связи между критериями подобия, полученные по результатам холодного моделирования [65].

В теории подобия доказывается, что в случае вынужденной конвекции критерий Нуссельта является функцией критериев Рейнольдса и Прандтля:

$$Nu_T = f(Re, Pr) \quad (2.60)$$

Вид этих зависимостей определяют при обработке экспериментальных данных. Уравнение подобия (2.60) было положено в основу обобщения большого числа опытных данных при кипении различных жидкостей (включая жидкие металлы). В результате обобщения получена формула [65]

$$Nu_T = c Re^n Pr^{0,65} \quad (2.61)$$

Значения постоянных при кипении жидких металлов составляют:

при $Re \leq 0,01$ $c = 0,0625$; $n = 0,5$;

при $Re \geq 0,01$ $c = 0,125$; $n = 0,65$.

Зависимость справедлива в области значений величин

$$Re = 10^{-5} \div 10^4; Pr = 0,86 \div 7,6; w_{Me} \leq 7 \text{ м/с}$$

для широкого диапазона давлений насыщения (до окологкритических давлений).

Для нахождения числа Рейнольдса для реакционной зоны необходимо вначале определить скорость движения металла в зону продувки под воздействием струи. Сложность гидродинамических явлений в этой зоне исключает в настоящее время

возможность решения системы дифференциальных уравнений, описывающих движение металла под воздействием газового потока. Поэтому найти истинную скорость циркуляции пока не представляется возможным. Однако можно предполагать, что скорость движения металла в зоне продувки по порядку величины не превосходит скорости, с которой металл выталкивается из реакционной зоны при ее образовании [13]. Тогда

$$w_{Me} = n^{1/6} A r_0^{1/6} (g d_0)^{1/2} \quad (2.62)$$

Согласно уравнению (2.62), скорость циркуляции металла в зоне продувки определяется критерием Архимеда на выходе из сопла, диаметром и положением сопла.

Приведенное выше соотношение получено на основе допущения о сохранении постоянства импульса по длине струи и не учитывает уменьшения импульса по мере возрастания H / d_0 . Поэтому указанные уравнение не позволяет сравнивать между собой скорость циркуляции металла при разных положениях фурмы [13].

После расчета критериев находим значение коэффициента теплоотдачи

$$\alpha = \frac{Nu_T \lambda}{d} \quad (2.63)$$

2.2.7 Коэффициент излучения

Величина плотности потока результирующего излучения нагреваемого металла q^{pez} , Вт/м², определяется по формуле [66]

$$q^{pez} = \varepsilon_{np} \sigma_0 (T_{\kappa}^4 - T_i^4) = \varepsilon_{np} C_0 \left(\left(\frac{T_{\kappa}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_i}{100} \right)^4 \right), \quad (2.64)$$

где ε_{np} — приведенная степень черноты; $\sigma_0 = 5,7 \cdot 10^{-8} \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ — константа Стефана - Больцмана; $C_0 = 5,7 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ — константа излучения черного тела; T_{κ} , T_i — температуры источника и приемника излучения, К.

Наибольшую трудность представляет определение приведенной степени черноты, расчетные выражения которой для наиболее часто встречающихся практических случаев представлены в [66].

Для печей непрерывного действия (рисунок 2.12)

$$q_m^{pez} = \varepsilon_{np} C_0 \left(\left(\frac{T_z}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right) \quad (2.65)$$

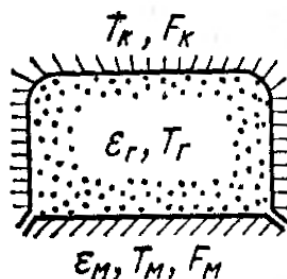


Рисунок 2.16 – Обозначения основных параметров печи для расчета коэффициента излучения

Для расчета ε_{np} используется формула В.Н. Тимофеева [66]

$$\varepsilon_{np} = \varepsilon_M \frac{\omega + 1 - \varepsilon_z}{\left[\varepsilon_M + \varepsilon_z (1 - \varepsilon_M) \right] \frac{1 - \varepsilon_z}{\varepsilon_z} + \omega}, \quad (2.66)$$

где $\omega = F_K / F_M$ - степень развития кладки;

$$K = \varepsilon_M + \varepsilon_z (1 - \varepsilon_M) \quad (2.67)$$

$$T_K = \sqrt[4]{T_M^4 + \frac{\omega + 1 - K}{K \frac{1 - \varepsilon_z}{\varepsilon_z} + \omega} \cdot \frac{1}{(T_z^4 - T_M^4)}} \quad (2.68)$$

Геометрические размеры рабочей зоны конвертера находят по следующим формулам [56].

Диаметр по футеровке

$$D_p = 0,664 V^{0,226} \quad (2.69)$$

Высота рабочего пространства

$$H_p = 2,655 V^{0,233} \quad (2.70)$$

Глубина ванны

$$h = 0,451 T_K^{0,251} \quad (2.71)$$

где V - объем рабочего пространства, m^3 , T_K - вместимость конвертера, т.

Геометрические размеры рабочего пространства дуговых сталеплавильных печей являются стандартизированными либо находятся по паспортным данным печи.

2.2.8 Давление насыщенных паров металлов

Из теории испарения чистого металла получена формула, позволяющая определить давление насыщенных паров металла [45]

$$\lg p = \frac{A}{T} + B \quad (2.72)$$

где $A = \frac{L}{2,303RT} = \frac{L}{19,15}$; B – постоянная величина для данного вещества.

Если учесть температурную зависимость теплоты испарения, то можно получить более точное уравнение:

$$\lg p = A - \frac{B}{T} + C \ln T + DT \quad (2.73)$$

где A, B, C, D – константы, определяемые из термодинамических функций.

В таблице 2.3 приведены константы A, B, C, D для основных компонентов сталеплавильного процесса, а на рисунке 2.13 приведены графики зависимости логарифма давления насыщенных паров железа, марганца и кремния от температуры.

На рисунках 2.17-2.19 представлены графики зависимости давления насыщенных паров компонентов расплава от температуры в конвертере и ДСП.

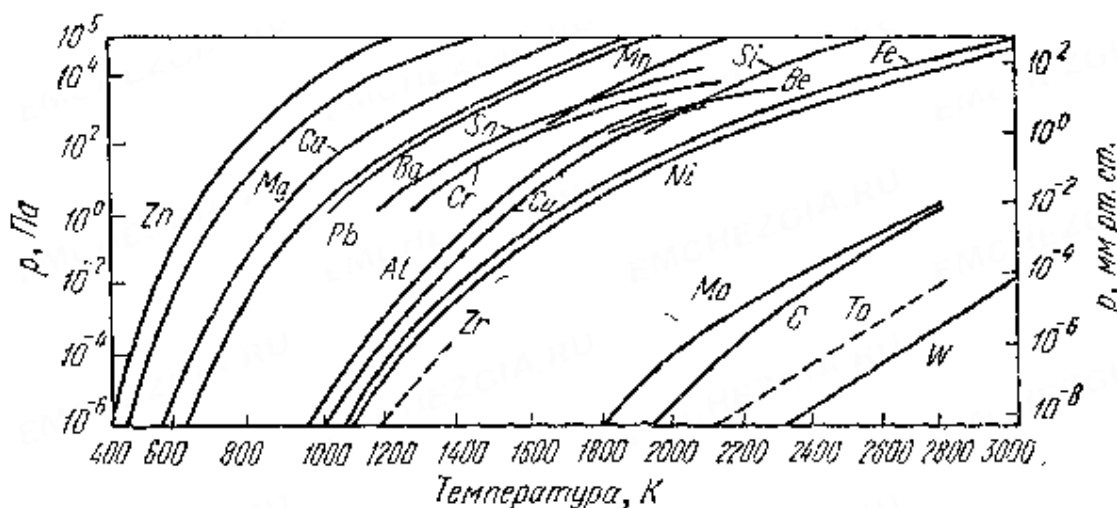


Рисунок 2.17 – Зависимость упругости паров некоторых металлов от температуры

Из графиков 2.17 – 2.19 видно, что величина давления насыщенных паров металлов находится в экспоненциальной зависимости от температуры. Это означает, что при достижении некой температуры влияние ее на давление насыщенных паров металла становится существенным, а при низких значениях температуры давление насыщенных паров меняется слабо.

Таблица 2.3 – Давление насыщенных паров элементов в жидком агрегатном состоянии

$$\lg p = A - \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot \lg T$$

Элемент	Состав пара молекул	A	B	C	D
Железо	Fe	–25,93396	14124,50	0,00113331	10,59505
Марганец	Mn	–124,59871	–3087,32	–0,00506798	40,93850
Кремний	Si	167,86162	41545,36	0,00417574	–47,00394
Цинк	Zn	–7,91900	5330,735	–0,00161644	5,59972
Свинец	Pb	13,65907	10330,87	0,00015450	–1,81309
Хром	Cr	165,22012	44507,12	0,00366345	–45,49926
Медь	Cu	–285,06133	–14786,86	–0,01263166	91,90151
Никель	Ni	30,68264	19678,72	0,00038550	–6,08393
Алюминий	Al	12,40857	15992,58	–0,00000342	–0,99926
Ванадий	V	32,55270	29250,50	0,00041350	–6,50413
Титан	Ti	296,01329	65632,18	0,00787692	–85,14729

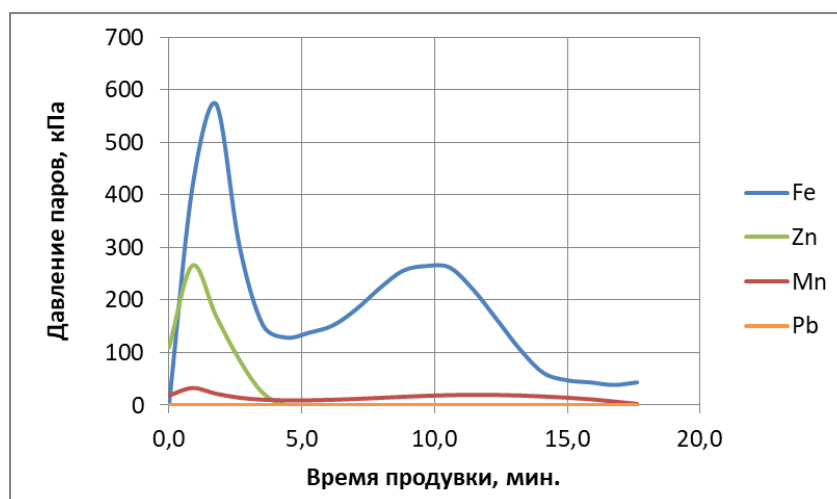


Рисунок 2.18 – Давление насыщенных паров компонентов расплава при температуре испарения в кислородном конвертере в зависимости от времени плавки



Рисунок 2.19 – Давление насыщенных паров железа в зависимости от температуры активной зоны испарения

2.2.9 Расчет скорости дистилляции компонентов расплава

Для лучшего понимания процесса образования плавильной пыли рассмотрим отдельные аспекты кинетической теории газов и некоторые теоретические основы перегонки металлов в вакууме, поскольку формула (2.1) испарения паров металлов была изначально выведена для процесса дистилляции металлов в вакууме. Также в данном разделе приведены допущения, принятые при создании модели процесса пылеобразования.

В общем случае понятия скорость испарения и скорость дистилляции не являются тождественными. Первая определяется лишь параметрами испарения, а вторая, кроме того, зависит от геометрии дистиллятора и условий конденсации. В условиях плавки стали в металлургических печах предпочтительнее использовать термин «скорость дистилляции», поскольку плавильная пыль является результатом не только испарения металла в высокотемпературной зоне, но и конденсации паров в области низких температур.

Скорость испарения с поверхности практически не зависит от давления над ней и определяется энергией поверхностных частиц или температурой испарения [67]. Однако при наличии над поверхностью испарения слоя газа (пара) часть испарившихся частиц претерпевает соударения и возвращается на поверхность испарения. Таким образом, в результате диффузионных процессов скорость переноса вещества, представляющая интерес с точки зрения дистилляционных процессов, всегда меньше скорости испарения с поверхности.

При малых скоростях испарения и низких остаточных давлениях, когда длина свободного пробега атомов больше размеров испарителя, и, следовательно, столкновением атомов в паровой фазе можно пренебречь, имеет место молекулярный режим испарения. При условии молекулярного режима испарения вывод кинетической теории газов показывает, что скорость испарения w_M связана с равновесной упругостью пара p_u^0 выражением

$$w_M = p_u^0 \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_u}} \quad (2.74)$$

где T_u — температура испарения, M — молекулярный вес металла; w_M измеряется массой испарившегося вещества с единицы площади за единицу времени.

Выражение (2.74) справедливо для тех случаев, когда все атомы, соударяющиеся с поверхностью испарения, конденсируются на ней. Это условие является основным при выводе формулы (2.74). Если оно не соблюдается, то в формулу, связывающую скорость

испарения с упругостью пара, вводится дополнительный коэффициент α

$$w_M = \alpha p_u^0 \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_u}} \quad (2.75)$$

Коэффициент испарения α , называемый коэффициентом конденсации или коэффициентом Лэнгмюра, представляет собой отношение числа конденсирующихся на поверхности частиц к числу частиц, столкнувшихся с ней. Он зависит в основном от состояния и чистоты поверхности, а также от различия молекулярного состава пара и конденсированной фазы. Значение α может меняться в широких пределах, но не превышает 1. Данный коэффициент применяется в случае вакуумного рафинирования металлов. Значение коэффициента Лэнгмюра для реальных сплавов подбирается в результате пробного расчета по данной формуле и сравнения с экспериментальными данными, т.е. является параметром адаптации модели [46].

Обычным при дистилляции является вязкостное течение пара, когда часть испарившихся атомов возвращается на поверхность и действительная скорость испарения равна

$$w = w_M - w_p \quad (2.76)$$

где w_p – скорость реиспарения.

Учитывая, что скорость испарения и реиспарения могут быть формально связаны с некоторыми значениями упругостей паров, реальную скорость испарения можно записать в виде

$$w = a (p_u^0 - P) \quad (2.77)$$

где $a = \alpha \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_u}}$ – постоянная для данного вещества величина при определенной температуре испарения, $P = p_u + p_{ост}$ – суммарное давление над поверхностью испарения, складывающееся из парциального давления пара (p_u) и давления остаточных газов ($p_{ост}$).

При условии $p_{ост} \ll p_u$ отношение скоростей испарения при вязкостном и молекулярном режимах истечения пара примет вид

$$\frac{w}{w_M} = 1 - \frac{p_u}{p_u^0} \quad (2.78)$$

где отношение $\frac{p_u}{p_u^0}$ – степень насыщения пара, меняется от 0 до 1 при изменении условий

от молекулярного до равновесного испарения.

Основная трудность расчетов скорости дистилляции металлов связана с неопределенностью величины p_u . Трудность усугубляется тем, что парциальное давление p_u не остается постоянным во всем объеме, а уменьшается по мере удаления от поверхности испарения. По мнению некоторых авторов [68], можно принять парциальное давление равным упругости пара при температуре испарения. Однако в случае значительных расхождений с экспериментами данными стоит понимать, что такое равенство справедливо лишь при равновесных условиях.

При вязкостном режиме истечения паров скорость испарения определяется главным образом скоростью переноса пара от поверхности испарения к поверхности конденсации. При ее расчете необходимо учитывать градиент давления пара, остаточное давление газа, геометрию системы и ряд других факторов. В общем случае при стационарном процессе скорость дистилляции можно определить из уравнений, полученных приравниванием скоростей испарения, диффузии пара и конденсации [67].

Скорость диффузии пара, согласно расчету Левиса и Чанга [69], можно выразить в дифференциальной форме следующим образом

$$\frac{w_o R T_u}{M D P} dx = - \frac{dp}{P - dp} \quad (2.79)$$

В применении к процессу дистилляции в этой формуле w_o (г/см²·с) – скорость диффузии пара металла, M – молекулярный вес пара, D (см²/с) – коэффициент диффузии пара, P (дин/см²) — суммарное давление паров и газов, T_u – температура пара, dp – изменение давления пара на пути dx . В выражении (2.79) произведение DP можно считать постоянным, поскольку коэффициент диффузии пара в первом приближении обратно пропорционален давлению.

Проинтегрируем уравнение (2.79) от $x = 0$ и $p = p_u$ до $x = l$ и $p = p_\kappa$ (рис. 2.20).

$$w_o = \frac{M D P}{R T l} \ln \frac{(P - p_\kappa)}{(P - p_u)} = b \ln \frac{(P - p_\kappa)}{(P - p_u)} \quad (2.80)$$

Для вычисления истинной скорости испарения Карман [70] предложил использовать систему уравнений (2.78) и (2.80) согласно которой

$$w = w_o = w_M \left(1 - \frac{p_u}{p_0} \right) = b \ln \left(\frac{P - p_\kappa}{P - p_u} \right) \quad (2.81)$$

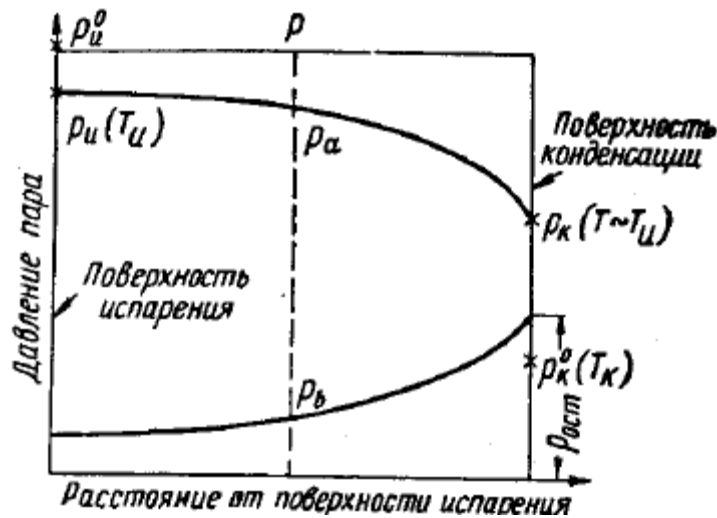


Рисунок 2.20 – Схема процесса дистилляции металла:

p_u и p_k – парциальные давления паров металла над поверхностями испарения и конденсации; p_u^0 и p_k^0 – равновесные упругости паров на поверхностях испарения и конденсации; $p_u^0 > p_u$; $p_k^0 > p_k$. Действительное парциальное давление пара металла в объеме p_a падает от p_u (при температуре T_u) до p_k (при температуре T). Общее давление P постоянно во всем объеме и равно $P = p_a + p_b$. Остаточное давление p_b увеличивается до $p_{ост}$ у поверхности конденсатора, где $p_{ост}$ – давление остаточных газов, измеряемое манометром.

Эти уравнения позволяют исключить неизвестное p_u и рассчитать w по заданным p_u^0 , T_u и T_k . Однако, данная система уравнений может быть использована для расчетов только при условии, что $p_k \ll p_u$.

Подробный расчет скорости дистилляции предложил Девей [71, 72]. Действительную скорость испарения в соответствии с уравнением (2.77), можно выразить в следующем виде:

$$w_u = a(p_u^0 - p_u) \quad (2.82)$$

Подобным образом скорость конденсации равна

$$w_k = a p_k - a_k p_k^0 \quad (2.83)$$

где

$$a_k = \alpha' \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_k}} \quad (2.84)$$

Как было сказано выше,

$$w_u = w_d = w_k \quad (2.85)$$

$$a(p_u^0 - p_u) = a p_k - a_k p_k^0 = b \ln \frac{p_{ост}}{p_{ост} + p_k - p_u} \quad (2.86)$$

Исключая из системы уравнений (2.86) неизвестные величины p_u и p_κ с помощью уравнений (2.82) и (2.83), получим

$$w = b \ln \frac{p_{осм}}{p_{осм} - p_u^0 + \frac{2w}{a} + \frac{a_\kappa p_\kappa^0}{a}} \quad (2.87)$$

$$p_u^0 = p_{осм} + \frac{a_\kappa p_\kappa^0}{a} + \frac{2w}{a} - p_{осм} e^{-w/b} \quad (2.88)$$

При условии, что $w \gg b$, выражение (2.88) может быть упрощено. В частности, если $w > 8b$ (это условие соблюдается в широкой области температур, если $p_{осм}$ достаточно мало), т. е.

$$p_u^0 > \frac{16b}{a} + p_{осм} + \frac{a_\kappa p_\kappa^0}{a} \quad (2.89)$$

формула (2.87) принимает вид

$$w = \frac{a}{2} \left(p_u^0 - p_{осм} - \frac{a_\kappa p_\kappa^0}{a} \right) \quad (2.90)$$

Дальнейшие упрощения выражения (2.90) могут быть сделаны, если температура конденсации мала (например, равна комнатной) или $p_{осм}$ значительно ниже p_u^0 . Тогда при условиях $a_\kappa < a$ и $p_{осм} < p_u^0$ величина

$$w = \frac{a p_u^0}{2} \quad (2.91)$$

Как следует из выражения (2.91), полученного при соблюдении всех указанных допущений, скорость дистилляции будет в два раза меньше скорости молекулярного испарения. Практически скорость испарения с увеличением температуры непрерывно увеличивается, но при переходе от молекулярного к вязкостному течению в определенном интервале температур наблюдается уменьшение приращения скорости, хотя в целом зависимость w от T_u является плавной. Экспериментально показано, что в широкой области условий испарения скорость дистилляции при вязкостном течении пара $w = (0,7 - 0,9) w_M$ [67].

Применение выражений (2.87), (2.88), (2.89), (2.91) для расчета скорости дистилляции возможно при следующих условиях:

1. Интенсивное перемешивание расплава, благодаря чему можно пренебречь диффузией компонентов к реакционной зоне и принять, что градиенты температуры и концентрации примесей в ней отсутствуют.
2. Отличием между адиабатическим и изотермическим переносом пара можно

пренебречь (как показано в [67], данное отличие не превышает 10 %).

3. Течение пара от конденсатора к испарителю можно не учитывать.
4. Остаточное давление ниже парциальной упругости пара дистиллируемого металла. Это условие вытекает из формулы (2.21), так как при $p_{ост} < p_u$ w принимает отрицательное значение.

По формуле (2.1) была рассчитана скорость дистилляции компонентов расплава от времени продувки и температуры реакционной зоны в кислородном конвертере и ДСП (рисунки 2.21–2.24). Скорость дистилляции определяется в первую очередь давлением насыщенных паров рассматриваемых компонентов. Графики скорости дистилляции подтверждают тот факт, что наиболее легкоплавкие компоненты расплава испаряются в большей мере, чем железо. Однако их концентрация и активность в расплаве мала, поэтому в общей массе пыли большую долю составляют пары железа.

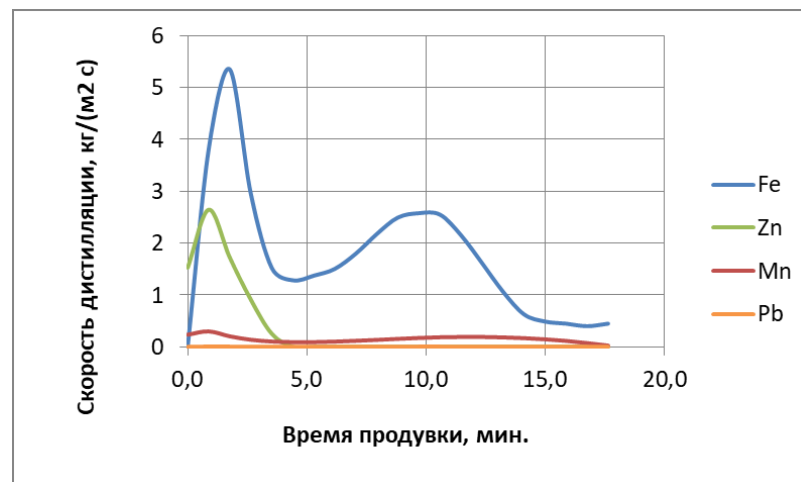


Рисунок 2.21 – Скорость дистилляции компонентов в кислородном конвертере

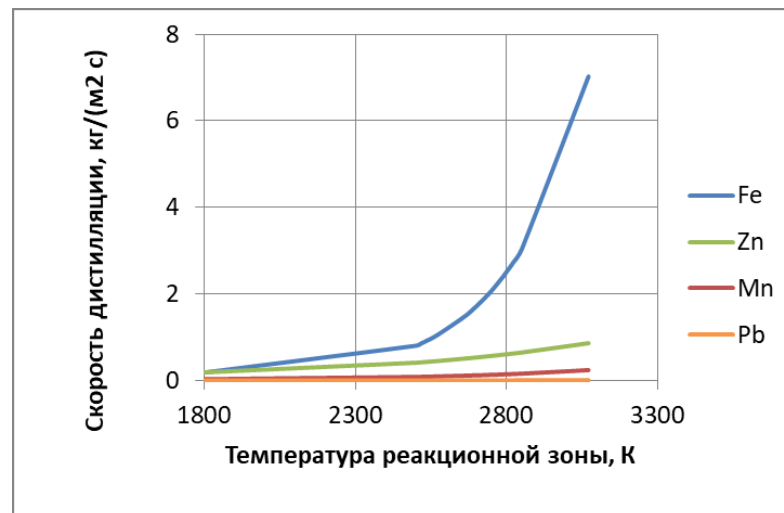


Рисунок 2.22 – Зависимость скорости дистилляции компонентов плавильной пыли от температуры реакционной зоны в кислородном конвертере

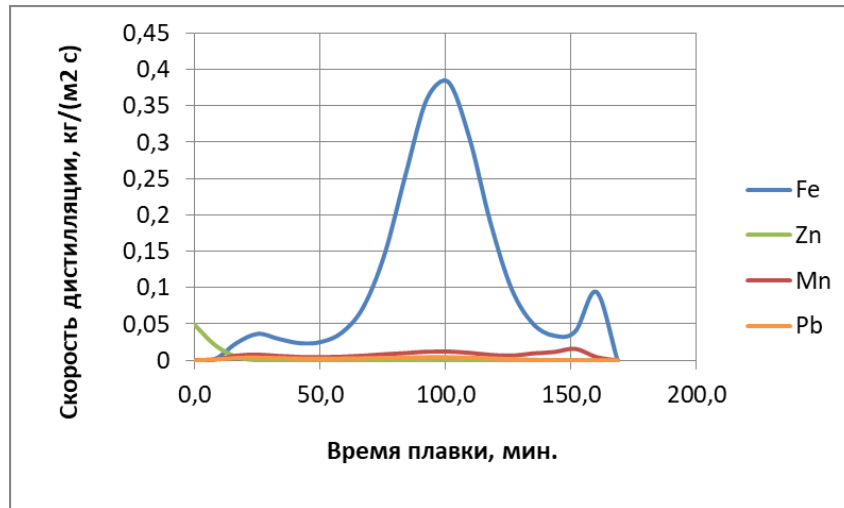


Рисунок 2.23 – Скорость дистилляции компонентов расплава в ДСП-100
(в зоне действия электрической дуги)



Рисунок 2.24 – Зависимость скорости дистилляции железа от температуры испарения в ДСП-100

Скорость дистилляции компонентов расплава демонстрирует близкую к экспоненциальной зависимость от температуры активной зоны испарения. Отсюда следует, что наибольшее влияние на процесс образования пыли оказывает температура реакционной зоны: в кислородном конвертере она напрямую зависит от скорости окисления примесей, в электропечи – от подводимой энергии.

По формуле (2.1) был произведен расчет массы образующейся в результате испарения пыли (рис. 2.25-2.26). Для ДСП рассматривались две активные зоны испарения: в зоне действия электрической дуги и создаваемая кислородной струей в период продувки расплава.

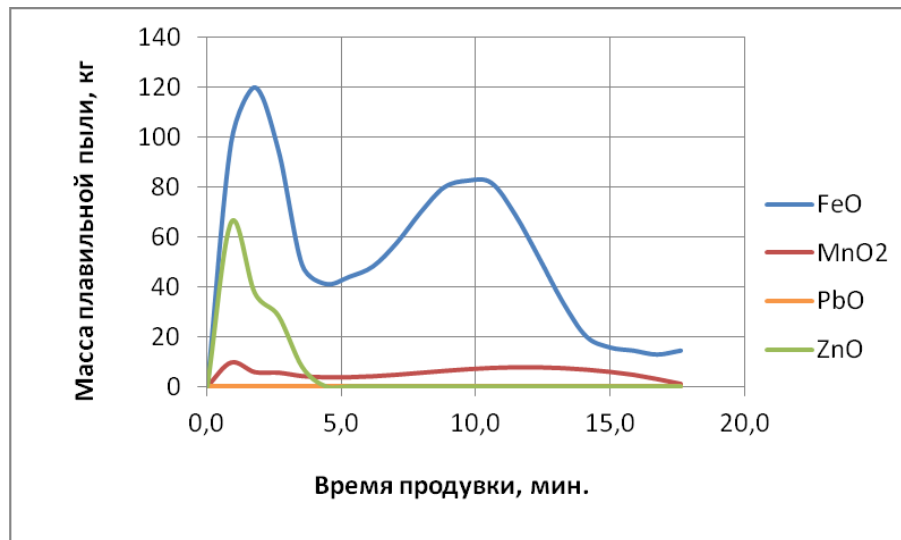


Рисунок 2.25 –Вынос пыли при продувке стали из 100-т кислородного конвертера

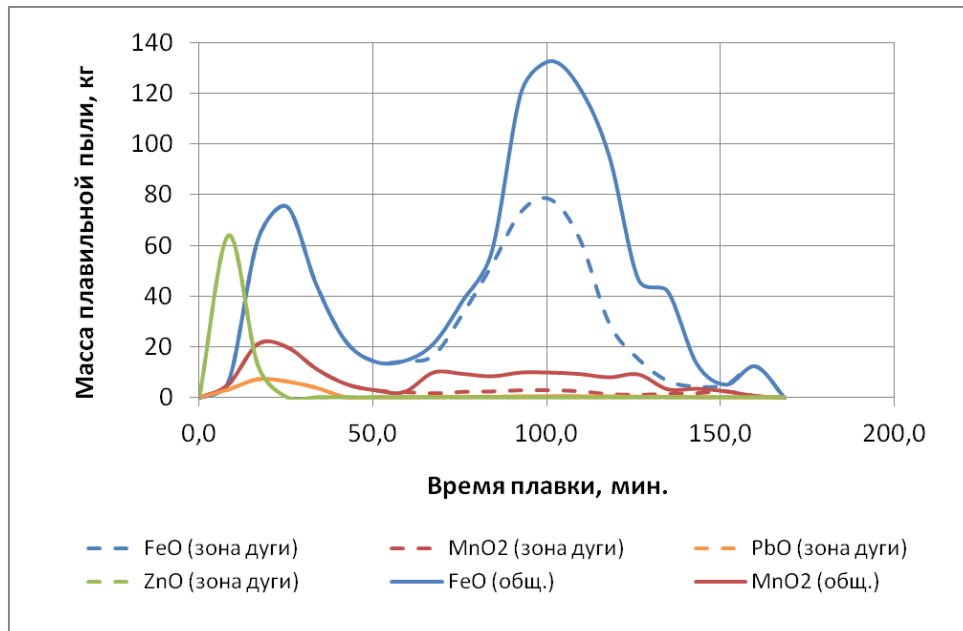


Рисунок 2.26 –Вынос пыли при плавке стали в ДСП-100

Общая масса выбросов пыли согласно расчета составляет 13,5 кг/т стали для выплавки стали в кислородном конвертере и 12,0 кг/т стали при выплавке в электродуговой сталеплавильной печи, что соответствует несколько заниженным показателям образования плавильной пыли в данных печах.

Сопоставление с экспериментальными данными [17, 18] (рис. 2.27-2.28) позволило вывести коэффициенты, учитывающие влияние диспергационного механизма на массу образующейся пыли. Для кислородного конвертера данная поправка составляет 10 %. Для ДСП итоговое соотношение плавильной пыли, образующейся по испарительному и пузырьковому механизму, составило 68 % и 32 % соответственно.

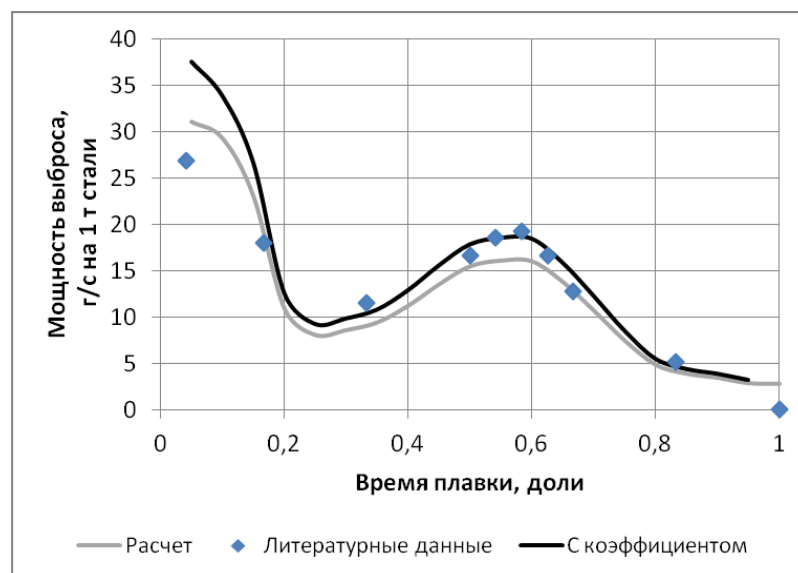


Рисунок 2.27 – Сопоставление расчетных и экспериментальных данных для учета влияния действия диспергационного механизма образования пыли в конвертере

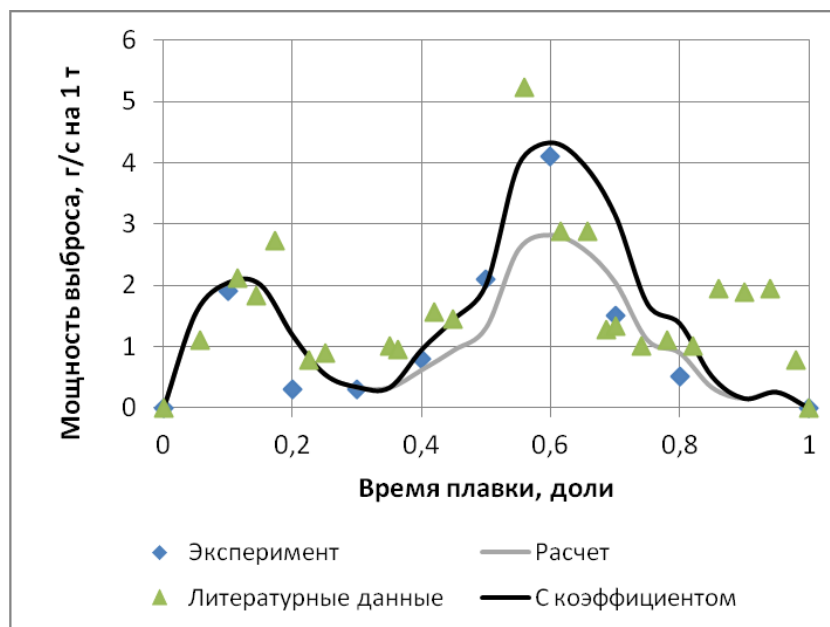


Рисунок 2.28 – Сопоставление расчетных и экспериментальных данных для учета влияния действия диспергационного механизма образования пыли в ДСП

В таблицах 2.5-2.6 приведены результаты расчета массы плавильной пыли, образующейся при выплавке стали в кислородном конвертере и электродуговой печи.

Таблица 2.5 – Масса плавильной пыли, образующейся в 100-т конвертере, кг/т

Время, мин.	FeO	MnO ₂	SiO ₂	PbO	ZnO	Сумма	С поправкой на пузырьковый механизм
Итого	10,97	1,08	0,00	0,01	1,39	13,46	14,8

Таблица 2.6 – Масса пыли, образующейся при выплавке стали в ДСП-100, кг/т

Компонент	FeO	MnO ₂	SiO ₂	PbO	ZnO	Сумма	С поправкой
Под дугой	6,29	0,94	0,00	0,21	0,76	8,20	
При продувке	3,18	0,60	0,00	0,03	0,00	3,81	
Итого	9,47	1,54	0	0,24	0,76	12,01	15,88

2.2.10 Расчет химического состава сталеплавильной пыли

Для определения химического состава плавильной пыли необходимо предварительно определить массу всех основных испарившихся компонентов расплава. Сумма данных величин принимается за 100% плавильной пыли. Затем по общей массе пыли определяется процентная доля каждого компонента, то есть химический состав образующейся пыли.

В таблицах 2.7-2.8 и на графиках на рисунках 2.29 и 2.30 приведены результаты расчета химического состава плавильной пыли, образующейся при выплавке стали в кислородном конвертере и электродуговой печи.

Пыль, образовавшаяся в результате разрыва пленки расплава, имеет химический состав, аналогичный составу расплава.

Таблица 2.7 – Химический состав плавильной пыли, образующейся при продувке стали в кислородном конвертере

Компонент (в пересчете на оксид)	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
Итого	81,54	8,02	0,01	0,07	10,33

Таблица 2.8 – Химический состав плавильной пыли, образующейся при выплавке стали в ДСП

Компонент (в пересчете на оксид)	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
Итого	75,93	9,75	0,02	1,48	12,82

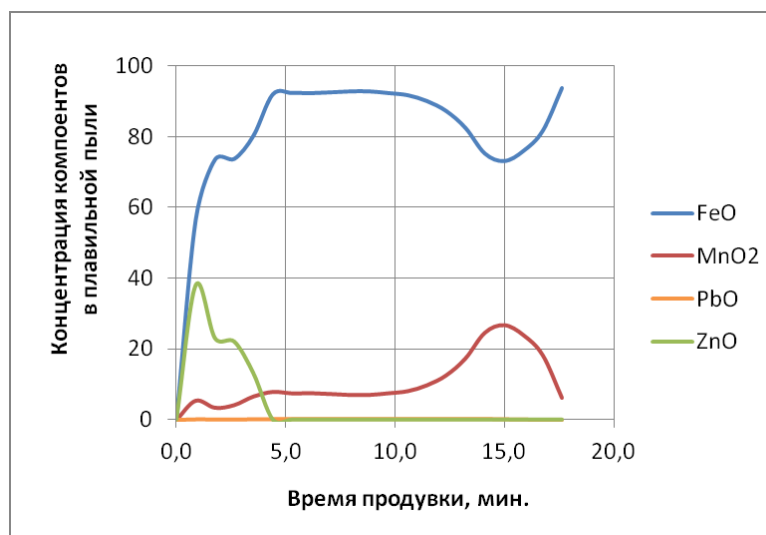


Рисунок 2.29 – Изменение химического состава плавильной пыли из конвертера

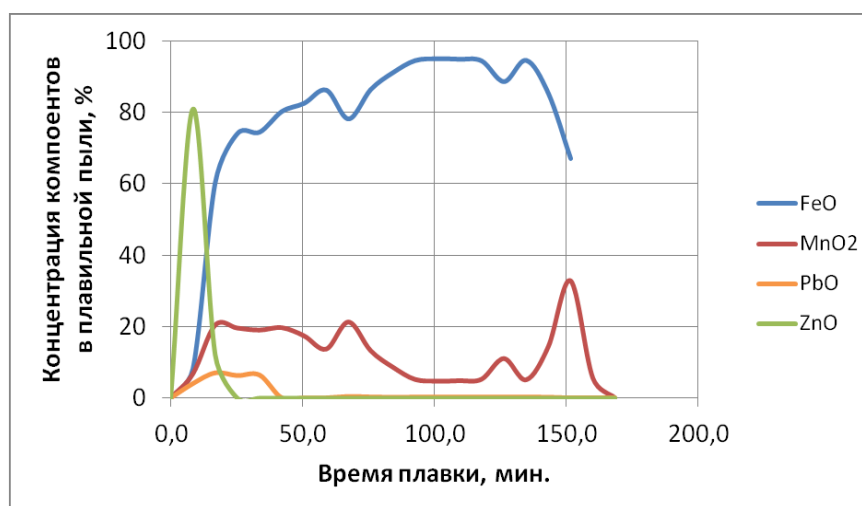


Рисунок 2.30 – Изменение химического состава плавильной пыли из дуговой печи

Как видно из графиков (рис. 2.29-2.30), основную массу плавильной пыли составляют оксиды железа, цинка и марганца. Содержание других элементов, входящих в состав шихты невелико. Содержание цинка и свинца в пыли значительно в начальные моменты плавки, а оно снижается в результате уменьшения их концентрации в расплаве. Данные расчетные графики дают возможность предложить отдельный сбор плавильной пыли в начальный и конечный момент плавки для получения обогащенного цинком вторичного ресурса. Сделать это в условиях конвертерное плавки вполне возможно, так как в конвертерах, работающих без дожигания CO, со сбором его в газгольдер, осуществляется дожигание первых порций газа, бедных монооксидом углерода, поэтому они могут очищаться отдельно с выведением из газового потока пыли с высоким содержанием цинка. Очистка газов, отходящих от электродуговых печей, осуществляется

в матерчатых фильтрах, которые отличаются секционной конструкцией. Для отдельного сбора пыли в течение первого периода плавки на очистку могут работать одни секции, а затем – другие.

2.2.11 Расчет дисперсного состава сталеплавильной пыли

Для расчета размера капли конденсата паров металла, образующейся над расплавом, используем уравнение Максвелла, согласно которому прирост массы капли в результате конденсации подчиняется уравнению [73]:

$$\frac{dm}{dt} = 4\pi r D (C - C_0) , \quad (2.92)$$

где dm/dt – скорость прироста капли, кг/с; r – ее радиус, м; D – коэффициент диффузии, м²/с; C – концентрация пара в газовой фазе над расплавом, кг/м³; C_0 – концентрация насыщенного пара, кг/м³.

Заменим в уравнении (2.92) массу капли m , кг, на ее радиус

$$m = 4/3 \cdot \pi r^3 \rho , \quad (2.93)$$

где ρ – плотность конденсирующегося вещества, кг/м³.

Подставив в уравнение (2.92) уравнение (2.93) и разделив переменные, получим:

$$r dr = D (C - C_0) d\tau / \rho , \quad (2.94)$$

где τ – время, с.

Проинтегрировав это уравнение от нуля (пренебрегая размером центра конденсации) до r и от 0 до τ , получим:

$$r^2 = 2 D (C - C_0) \tau / \rho , \quad (2.95)$$

Из данного уравнения следует, что размер образующейся капли дистиллята над расплавом, а, следовательно, и размер частицы пыли, зависит от концентрации пара в газовой фазе, величины концентрации насыщения паров металла, коэффициента диффузии паров металла в газовой среде и времени конденсации.

Для расчета коэффициента диффузии паров металла в газовой среде используем уравнение Эйнштейна-Стокса

$$D = \frac{k_B T}{6 \pi \mu r_a} , \quad (2.96)$$

где μ – вязкость среды, Па·с; k_B – постоянная Больцмана, равная $1,38 \cdot 10^{-23}$ Дж/К; r_a – радиус диффундирующей частицы, м. В данном случае диффундирующей частицей является атом паров металла, размер которого равен 10^{-10} метра.

Расчет по этой формуле коэффициента диффузии дает результат $D=0,13 \cdot 10^{-5}$ м²/с. Учитывая, что вязкость газов зависит от температуры, в математическую модель должна быть внесена формула Сазерленда.

$$\mu = \mu_0 \frac{T_0 + C'}{T + C'} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}, \quad (2.97)$$

где μ – динамическая вязкость, Па·с, при заданной температуре T ; μ_0 – контрольная вязкость, Па·с, при некоторой контрольной температуре T_0 (для воздуха $\mu_0 = 18,27 \cdot 10^{-6}$ Па·с); T – заданная температура среды, К; T_0 – температура среды при нормальных условиях, К; C' – постоянная Сазерленда для того газа, вязкость которого требуется определить (для воздуха $C' = 120$).

Концентрацию паров металла над расплавом можно определить по уравнению:

$$C = \frac{M_u}{V} = \frac{w_o F}{V}, \quad (2.98)$$

где V – объем газа, отходящего от расплава в единицу времени, м³/с.

По мере конденсации пара в газовом потоке концентрация его будет падать от начального значения, определяемого по уравнению (2.98), до величины концентрации насыщения при температуре конденсации, т. е. температуры газовой фазы над расплавом. Значение концентрации насыщения определится по формуле:

$$C_{nac}^{\kappa} = M P_{nac}^{\kappa} / R T, \quad (2.99)$$

где M – молярная масса металла, кг/моль; P_{nac}^{κ} – давление насыщенных паров при температуре конденсации, Па; T_c – температура газовой фазы над расплавом, К; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К).

Текущую концентрацию паров металла над расплавом C_{τ} можно описать уравнением вида

$$C_{\tau+\Delta\tau} = C_{\tau} - \Delta C \quad (2.100)$$

где ΔC – уменьшение концентрации паров металла в газовом потоке за время $\Delta\tau$ может быть определено как

$$\Delta C = N \rho F_{\kappa} \Delta r / V, \quad (2.101)$$

где N – число центров конденсации; ρ – плотность металла, кг/м³; Δr – изменение радиуса капли за время $\Delta\tau$, м; F_{κ} – площадь капли, м², равная:

$$F_{\kappa} = 4\pi r^2, \quad (2.102)$$

Подставив в уравнение (2.100) уравнение (2.95), а также (2.101) и (2.102) получим:

$$C_{\tau} = C_{\tau+\Delta\tau} - 4\pi rND (C_{\tau+\Delta\tau} - C_0) \tau/V, \quad (2.103)$$

Согласно уравнению (2.103) концентрация паров в газовом потоке будет линейно убывать по мере роста капель. При неизвестном количестве центров конденсации среднюю за период концентрацию паров металла в газовом потоке можно принять равной

$$C_{cp} = (C + C_{\kappa}^{nac})/2, \quad (2.104)$$

Откуда величина радиуса капли определится по формуле:

$$r = \sqrt{D (C - C_{\kappa}^{nac})/\rho}, \quad (2.105)$$

Известно, что в аэрозольном облаке, каким является газовая фаза над расплавом, постоянно идет два процесса: испарения и конденсации. Направление, в котором сдвигается процесс, можно определить по степени пересыщения S , которая определяется по уравнению Кельвина [74]:

$$S = p/p_{nac} = \exp\left(\frac{2\sigma M}{RT\rho r}\right), \quad (2.106)$$

где p – давление паров металла над расплавом, Па; p_{nac} – давление насыщения, Па; σ – поверхностное натяжение жидкого металла, Н/м; M – молярная масса вещества расплава, кг/моль; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); T – температура газовой фазы над расплавом, К; ρ – плотность металла, кг/м³; r – радиус капли, м.

Согласно данному уравнению, капля будет расти до тех пор, пока величина пересыщения не станет равна или меньше единицы, т. е. пока давление паров металла над расплавом не станет равно давлению насыщения. Это совпадает с мнением исследователей, занимавшихся процессами образования аэрозолей [73, 74]. Уменьшение этой величины происходит по мере конденсации паров, однако рассчитать время этого процесса и изменение концентрации пара над расплавом сложно из-за невозможности рассчитать количество центров конденсации. В связи с этим за время роста капель примем период времени от момента появления капли конденсата до момента ее затвердевания, т. е. время движения капли от поверхности расплава до начала низкотемпературной зоны $T < 1500$ °С, где она должна затвердеть.

$$\tau_{пост} = L/w_z, \quad (2.107)$$

где L – длина высокотемпературной зоны, м, w_z – скорость газа, м/с.

Таким образом, согласно предложенному математическому описанию, к числу факторов, определяющих размеры плавильной пыли относятся: температура поверхности

расплава и ее площадь, температура газа над расплавом, количество центров конденсации и время пребывания частиц в зоне конденсации.

С помощью предложенного математического описания был проведен расчет выбросов плавильной пыли из 130-тонного конвертера с учетом его габаритных размеров и расхода кислорода на плавку [75]. За величину температуры поверхности испарения принимали температуру реакционной зоны в диапазоне 1400 °С – 2500 °С. Площадь реакционной зоны условно принята равной 2/3 от площади зеркала металла в конвертере. За длину высокотемпературной зоны принимали расстояние от поверхности расплава, до горловины конвертера. Расход дымовых газов определяли по удельному расходу кислорода на плавку 45-50 м³/т. Результаты полученных расчетов приведены на рисунке 2.31.

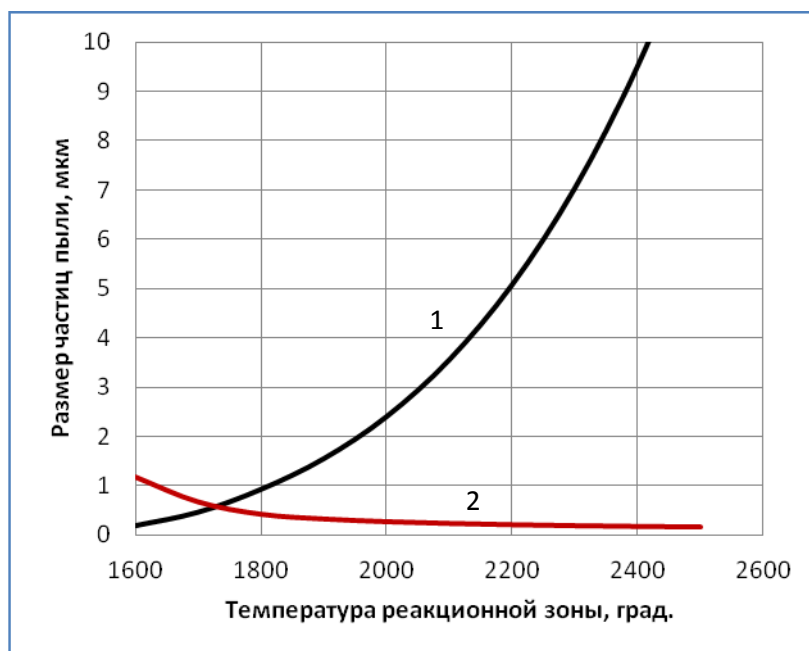


Рисунок 2.31 – Зависимость размера частиц конвертерной пыли (кривая 1) и критического ее размера (кривая 2) от температуры реакционной зоны.

Как следует из рисунка 2.31, размер частиц плавильной пыли, по мере роста температуры реакционной зоны, увеличивается по закону, близкому к квадратичной зависимости. Расчетный размер частиц плавильной пыли согласуется с экспериментальными данными о размере частиц конвертерной пыли, выбрасываемой из полости 130-тонного конвертера в различные периоды плавки, приведенными в работе [11].

На рисунках 2.32 и 2.33 представлены результаты расчета размера частиц плавильной пыли в зависимости от времени плавки в кислородном конвертере и дуговой

сталеплавильной печи. Из данных графиков видно, что чем больше концентрация пыли в газах, т.е. чем выше температура реакционной зоны, и чем выше температура газов, тем крупнее плавильная пыль. Чем меньше концентрация плавильной пыли и ниже температура отходящих газов, тем мельче частицы пыли.

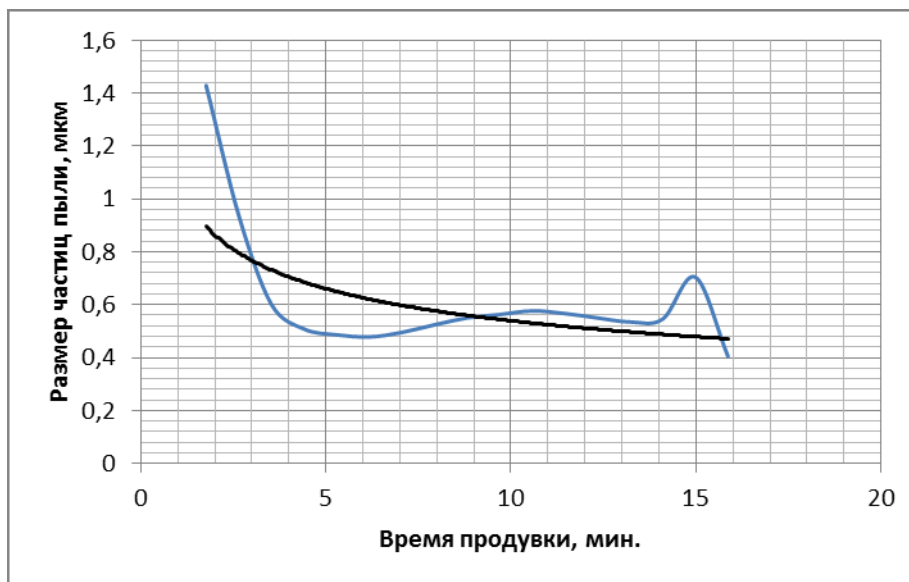


Рисунок 2.32 – Размер частиц плавильной пыли в 100-т кислородном конвертере

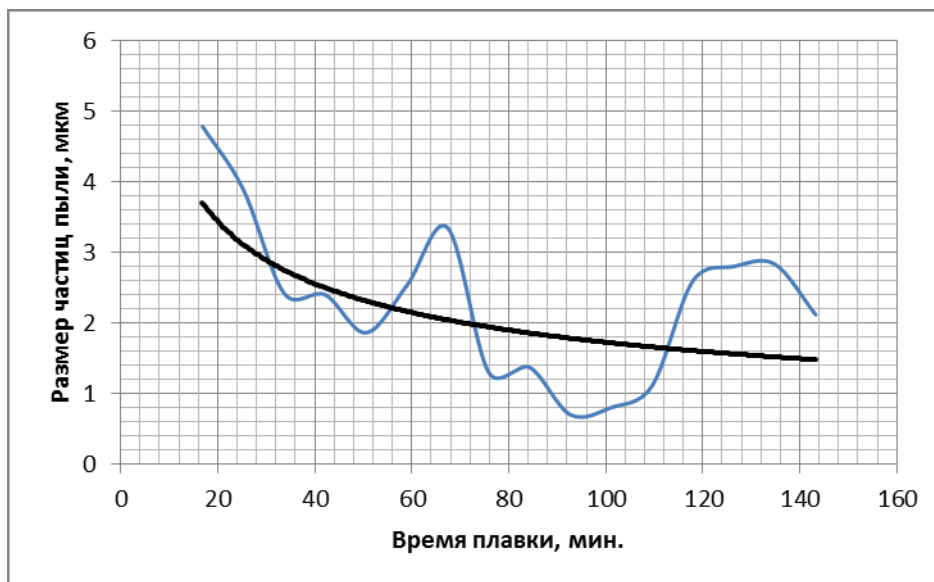


Рисунок 2.33 – Размер частиц плавильной пыли в ДСП-100

2.3 Расчет массы плавильной пыли при выплавке цветных металлов и сплавов

Предложенная модель образования пыли может быть использована также для случаев выплавки не только стали, но и сплавов, в том числе сплавов цветных металлов. Для подтверждения универсальности модели был произведен расчет пылеобразования при выплавке латуни в индукционной тигельной печи. Ниже приведены результаты расчета.

На графиках на рис. 2.34 представлены результаты расчета температуры слоя, в котором выделяется основное количество тепла в результате индукции, $T_{инд}$, температуры расплава $T_{Ме}$, а также температуры реакционной зоны $T_{р.з.}$.

На рис 2.34 и 2.35 представлены графики скорости дистилляции цинка (по основной оси) и меди (по вспомогательной оси), а также график итоговой скорости образования пыли в зависимости от времени плавки (рис 2.36) и температуры реакционной зоны (рис. 2.37).

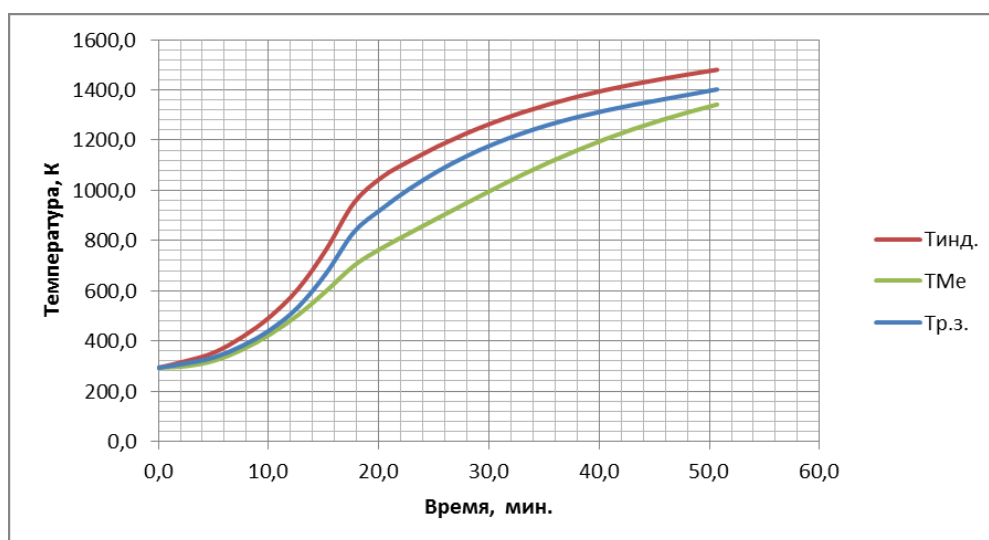


Рисунок 2.34 – График изменения температуры при плавке латуни в индукционной тигельной печи

Суммарные выбросы пыли при выплавке Латуни 63 в открытой индукционной печи вместимостью 1 т составляют 0,534 кг (0,410 кг меди и 0,134 кг цинка), что приемлемо согласуется с известными данными [37], которые составляют 0,4 кг меди на 1 т расплава и 0,6 г цинка на каждые 1 кг цинка в расплаве (для Латуни 63 данный показатель составляет 0,222 кг цинка).

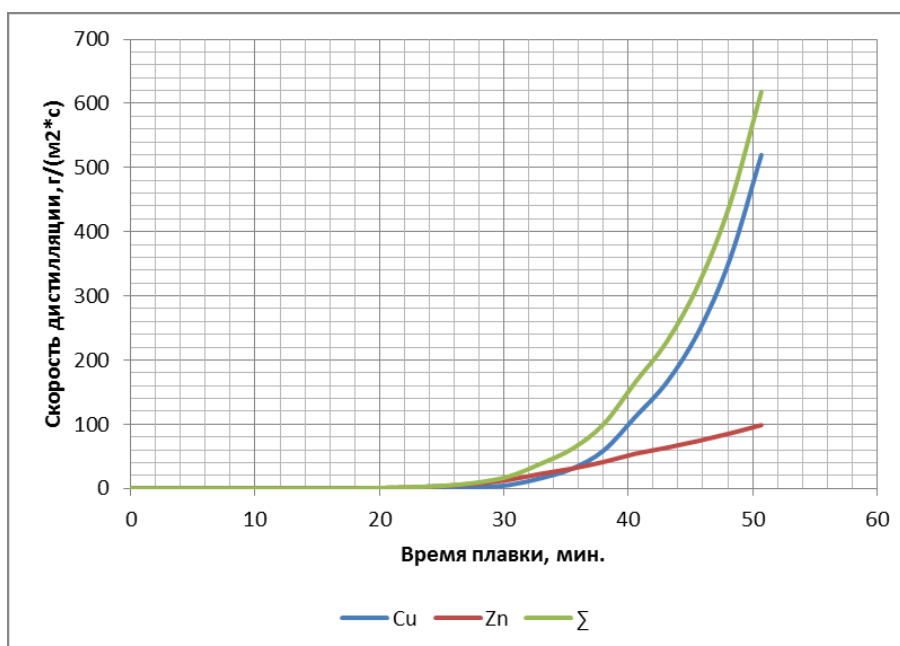


Рисунок 2.35 – Зависимость скорости дистилляции меди и цинка от времени плавки

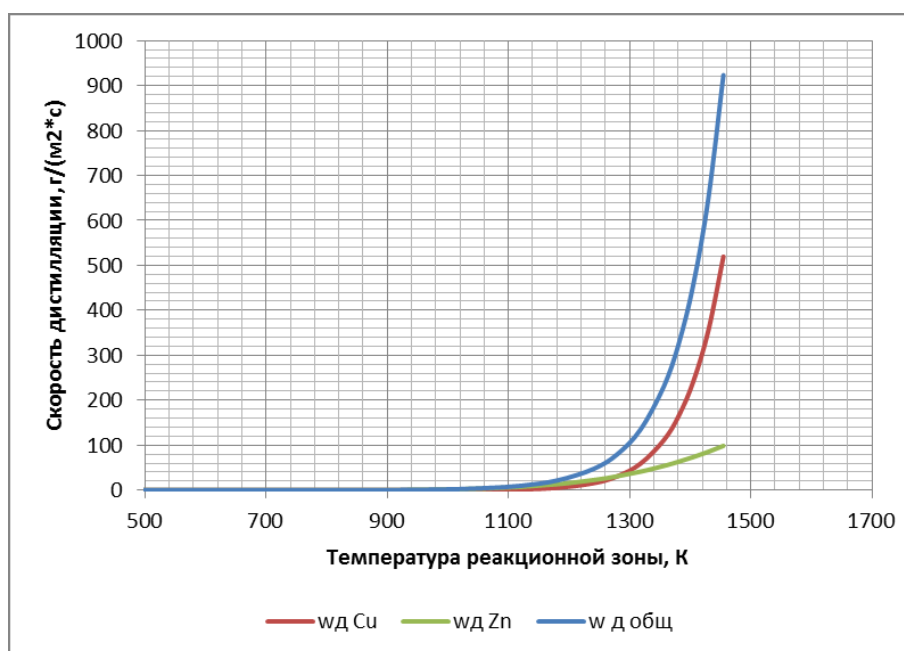


Рисунок 2.36 – Зависимость скорости дистилляции меди и цинка от температуры реакционной зоны

По полученным графикам зависимости массы пыли от времени плавки и от температуры реакционной зоны (рис. 2.37 и 2.38) видно, что образование пыли возрастает экспоненциально с ростом температуры реакционной зоны. Отсюда следует, что для снижения выбросов пыли следует понизить температуру поверхностного слоя металла (путем лучшего перемешивания ванны, повышения температуры газа над расплавом).



Рисунок 2.37 – Образование пыли при расплавлении латуни в индукционной тигельной печи в зависимости от времени плавки

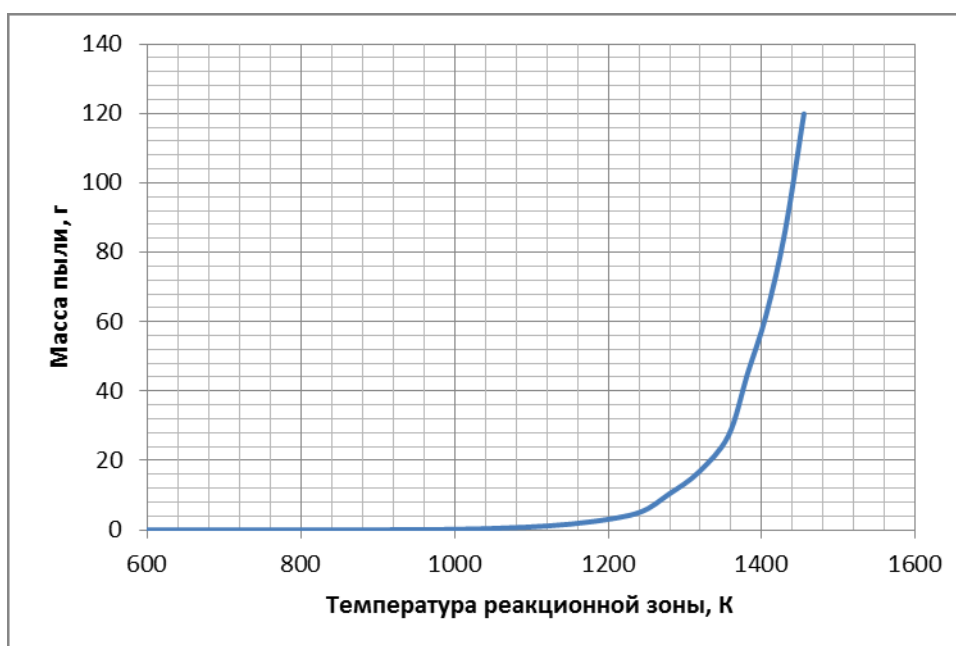


Рисунок 2.38 – Зависимость образования пыли от температуры реакционной зоны

2.4 Способы снижения выбросов плавильной пыли

Основной целью разработки математической модели является определение путей снижения выбросов плавильной пыли. Численное исследование предложенной математической модели образования пыли позволило подтвердить расчетным методом некоторые ранее предложенные способы снижения выбросов пыли [48].

Способы снижения выбросов делятся на два основных вида: первичные мероприятия, направленные на подавление процесса образования отхода, и вторичные – улучшение способа отвода загрязненной газо-воздушной смеси и усовершенствование газоочистного оборудования. В сталеплавильном производстве применяют оба вида природоохранных мероприятий.

Известно, что наибольшие пылевые выбросы в помещении сталеплавильного цеха образуются при сливах чугуна в конвертер, сливе стали из печи в ковш, из ковша в изложницы или в кристаллизатор установки непрерывной разливки стали. Значительная часть пыли выбрасывается в помещение цеха с выбивающимися из печи газами, а также во время завалки в печь или ковша сыпучих добавок. Все выбросы носят неорганизованный характер и эвакуируются из здания цеха через окна и аэрационные фонари.

Выброс пыли из конвертерных печей РФ в 6 раз больше, чем из таких же печей в Европе [48], по следующим причинам. Прежде всего, это перегрев реакционной зоны за счет выгорания большого количества кремния, во-вторых, дополнительный разогрев этой зоны за счет «передува» плавки, а во-вторых, отсутствие пара в дутье. В конвертерном производстве стран ЕС для снижения температуры реакционной зоны и уменьшения расхода дефицитного и дорогостоящего кислорода в дутье печи добавляют пар, выработанный в котлах-утилизаторах [48]. Благодаря эндотермическому эффекту диссоциации пара реакционная зона конвертера охлаждается, что приводит к сокращению выбросов пыли. В основе известных способов подавления пылеобразования путем подачи инертного газа на поверхность расплава, лежит идея подавления развития экзотермических реакций на его поверхности.

Влияние экзотермических реакций на образование пыли при переливах металла подтверждается и тем фактом, что при сливах чугуна в конвертер выбросы пыли значительно превышает выбросы при сливе из печи более чистой по примесям стали. Другим важным подтверждением влияния окислительных реакций на образование пыли является увеличение этого процесса при интенсификации подвода окислителя к поверхности расплава. Так, при сливе чугуна даже по открытым желобам из доменной печи количество выделяющейся пыли значительно меньше, чем при сливе чугуна в ковш. В первом случае подвод окислителя к поверхности расплава осуществляется путем диффузии кислорода через ламинарную пленку воздуха над поверхностью расплава. При сливе чугуна в ковш в виде свободной струи, за счет способности ее присоединять в свой объем окружающий ее воздух, транспорт кислорода к поверхности расплава осуществляется с большей скоростью, что ускоряет процесс окисления примесей, и, как

следствие, повышает температуру поверхности расплава, скорость испарения металла и скорость пылеобразования. Всплывающие на поверхность металла газовые пузыри, разрываясь, разбрызгивают металл. За счет поверхности капель прирастает поверхность испарения, а, следовательно, и масса образующейся пыли. Чем больше присоединенная к струе металла масса воздуха, тем больше всплывет пузырей, больше образуется брызг металла, больше поверхность испарения и больше образуется пыли. Такой механизм образования плавильной пыли согласуется с наблюдавшимся на практике эффектом уменьшения пылеобразования при снижении скорости слива чугуна, расстояния между сливным желобом и поверхностью расплава в чугуновозном ковше, а также при сливе металла по стенке ковша в виде настильной струи [48].

Как было установлено, существенное влияние на образование плавильной пыли при операциях с жидким чугуном оказывает наличие кремния в расплаве. С учетом того, что кремний имеет большое сродство к кислороду и высокую скорость окисления, его взаимодействие с кислородом воздуха начинается еще до сталеплавильной ванны, т. е. во время контактов жидкого металла с воздухом в периоды слива чугуна из доменной печи, заливки в миксер, промежуточные ковши и сталеплавильную печь. В результате все переливы высококремнистого чугуна на воздухе протекают с большим пылевыделением.

Исходя из вышесказанного, большой выброс пыли при операциях с жидким чугуном на металлургических предприятиях можно объяснить повышенным содержанием кремния в производимом металле. На предприятиях стран СНГ из-за стремления максимально связать серу в доменной плавке, увеличивают основность шихты, что требует последующего перегрева плавки для повышения вязкости шлака, а перегрев плавки приводит к большему растворению в металле кремния (0,8 – 1,4 % Si). Высококремнистый чугун дает возможность перерабатывать в сталеплавильных ваннах большее количество лома, что положительно оценивается сталеплавильщиками. В странах ЕС и Японии выплавляют низкокремнистый чугун (0,4 % Si), а также используют его придоменную десиликонизацию путем вдувания прокатной окалины около самой летки печи. Эти меры значительно сокращают угар металла и выделение пыли при всех последующих операциях с жидким чугуном. Лом на этих предприятиях предпочитают перерабатывать в электродуговых печах.

Следовательно, доменные технологии выплавки низкокремнистого чугуна и его придоменной десиликонизации можно рассматривать как высокоэффективные ресурсосберегающие и природоохранные мероприятия, уменьшающие угар металла и образование пыли при всех операциях с жидким чугуном. При переливах чугуна и стали с низким содержанием примесей вынос пыли минимален.

Другим способом сокращения выбросов является организация переливов чугуна под специальным укрытием и отводом образующихся газов на очистку. Использование передвижных миксеров, не только позволяет сократить теплотери при переливах чугуна, но и упраздняет один перелив (из чугуновозного ковша в миксер), что на треть сокращает выбросы пыли при переливах чугуна в сталеплавильных цехах.

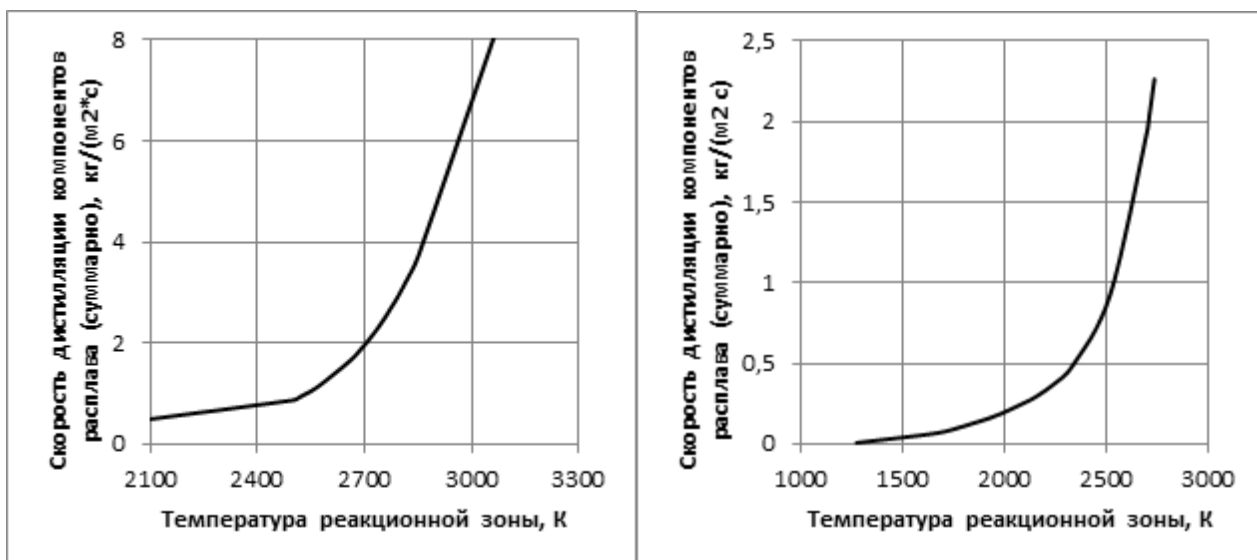
При сливах чугуна в сталеплавильный агрегат сложно организовать эффективное пылеподавление выбросов пыли инертным газом. Более экономично использовать для локализации и очистки газов вытяжной зонтик, который монтируется над местом слива металла, и направлять уловленный дымовой газ на автономную газоочистку. Такая мера позволяет снизить выбросы пыли на 89-95 %. Установка аспирационной системы, снабженной системой газоочистки, над местом слива металла из печи уменьшает выброс пыли от этого источника на 49-53 %.

Из-за высоких расходов на строительство и эксплуатацию локальных аспирационных систем, установленных на каждом участке перелива жидкого металла, их заменяют единой системой очистки вентиляционных газов, отходящих из сталеплавильного цеха. Эффективность этого мероприятия по защите окружающей среды зависит от герметичности стен цеха. Газоочистные аппараты в этом случае удобно размещать на крыше цеха, что уменьшает длину подводящих трубопроводов и экономит занимаемые газоочисткой площади.

Анализ результатов численного исследования математической модели процесса пылеобразования в сталеплавильных печах подтвердил, что основным фактором, влияющим на массу образующейся плавильной пыли, является температура реакционной зоны, определяемая теплом окисления примесей или подводом энергии извне. Полученная расчетная зависимость скорости дистилляции компонентов расплава от температуры реакционной зоны представлена на графиках на рисунке 2.39.

Отсюда следует, что наиболее эффективным способом снижения выбросов плавильной пыли из конвертеров и ДСП является уменьшение температуры реакционной зоны в сталеплавильных печах.

Численное исследование разработанной математической модели (рис. 2.40) показало, что ограничение температуры реакционной зоны до значения 3000 К (2727 °С) в кислородном конвертере снизит выбросы плавильной пыли на 12 % (1,8 кг/т), а при установлении верхнего предела температуры реакционной зоны, равного 2700 К (2427 °С) – на 40 % (6 кг/т) относительно значения, рассчитанного для максимальной температуры реакционной зоны без ограничения (3160 К).



а) в кислородном конвертере

б) в дуговой сталеплавильной печи

Рисунок 2.39 – Зависимость скорости дистилляции от температуры реакционной зоны

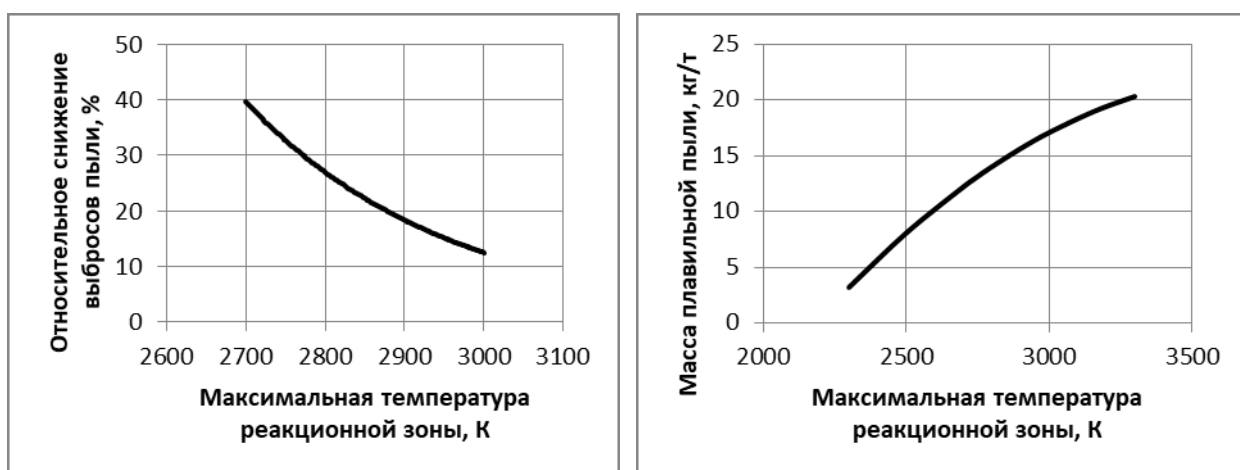


Рисунок 2.40 – Изменение массы плавильной пыли при установлении верхнего предела значения температуры реакционной зоны в кислородном конвертере

В электродуговой печи максимальное значение температуры реакционной зоны было рассчитано для большего временного интервала, чем для кислородного конвертера (50 с), поэтому кратковременные пиковые значения не выявлены. Если принять, что температура реакционной зоны в ДСП на протяжении более 20 минут составляет 2733 К, то снижение температуры реакционной зоны в ДСП всего лишь на 33 °С (до 2700 К) позволит сократить выбросы плавильной пыли на 2 % (0,5 кг/т стали), а ограничение температуры до 2500 К приведет к уменьшению выделения плавильной пыли на 22 % (7,5 кг/т). Графики результатов расчета снижения выбросов пыли из ДСП при установлении верхнего предела значения температуры реакционной зоны в процентном соотношении и в кг на 1 т выплавляемой стали представлены на рисунке 2.41.

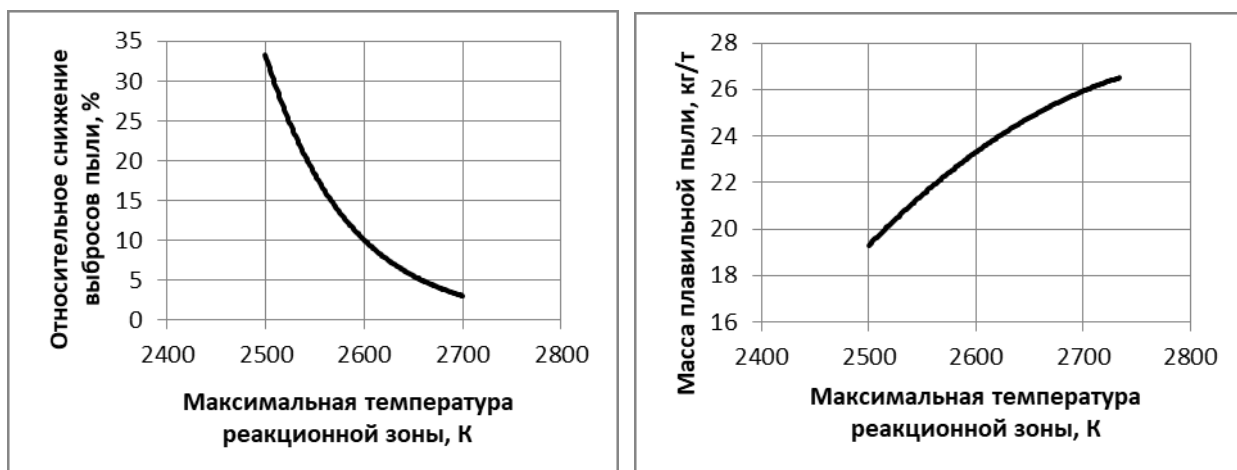


Рисунок 2.41 – Изменение массы плавильной пыли при установлении верхнего предела значения температуры реакционной зоны в дуговой сталеплавильной печи

Регулирование температуры реакционной зоны представляет собой довольно сложную задачу, поскольку данный технологический параметр зависит от многих факторов и может быть рассчитан только при составлении теплового баланса для данной области расплава.

Предложенная математическая модель содержит в себе расчет теплового баланса и температуры реакционной зоны. Благодаря этому было подтверждено, что в кислородном конвертере наибольшее влияние на температуру реакционной зоны оказывает тепло окисления примесей, которое определяется содержанием углерода и кремния в шихтовых материалах. В дуговой сталеплавильной печи величина температуры реакционной зоны определяется в первую очередь мощностью электрической дуги (температурой дуги). Однако, влияние содержания примесей, имеющих высокий тепловой эффект окисления, также имеет место.

Как видно из графиков на рис. 2.42, удельный показатель образования пыли существенно меняется в зависимости от содержания углерода и кремния в шихте. Согласно проведенного расчета для кислородного конвертера, повышение содержания кремния в шихтовых материалах с 2 % до 3 % приведет к увеличению массы плавильной пыли, выделяющейся из конвертера, на 60 % (6,2 кг/т стали). Влияние содержания углерода в исходном сырье не так существенно влияет на увеличение выбросов пыли: повышение содержания углерода с 3 % до 4 % повлечет за собой увеличение выбросов плавильной пыли на 18 % (1,9 кг/т).

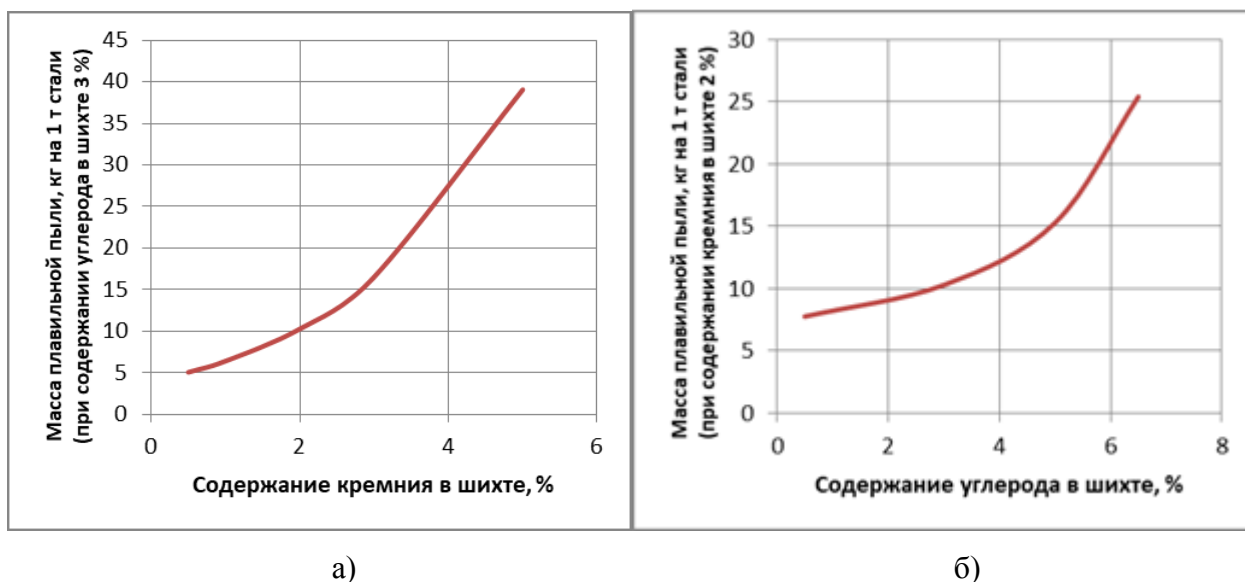


Рисунок 2.42 – Зависимость массы плавильной пыли от содержания кремния (а) или углерода (б) в шихтовых материалах кислородного конвертера

Согласно проведенного расчета для дуговой сталеплавильной печи (рис. 2.43), повышение содержания кремния в шихтовых материалах с 2 % до 3 % приведет к увеличению массы плавильной пыли, выделяющейся из ДСП, на 30 % (3,2 кг/т стали). Влияние содержания углерода в исходном сырье не так существенно влияет на увеличение выбросов пыли: повышение содержания углерода с 3 % до 4 % повлечет за собой увеличение выбросов плавильной пыли на 8 % (0,9 кг/т).

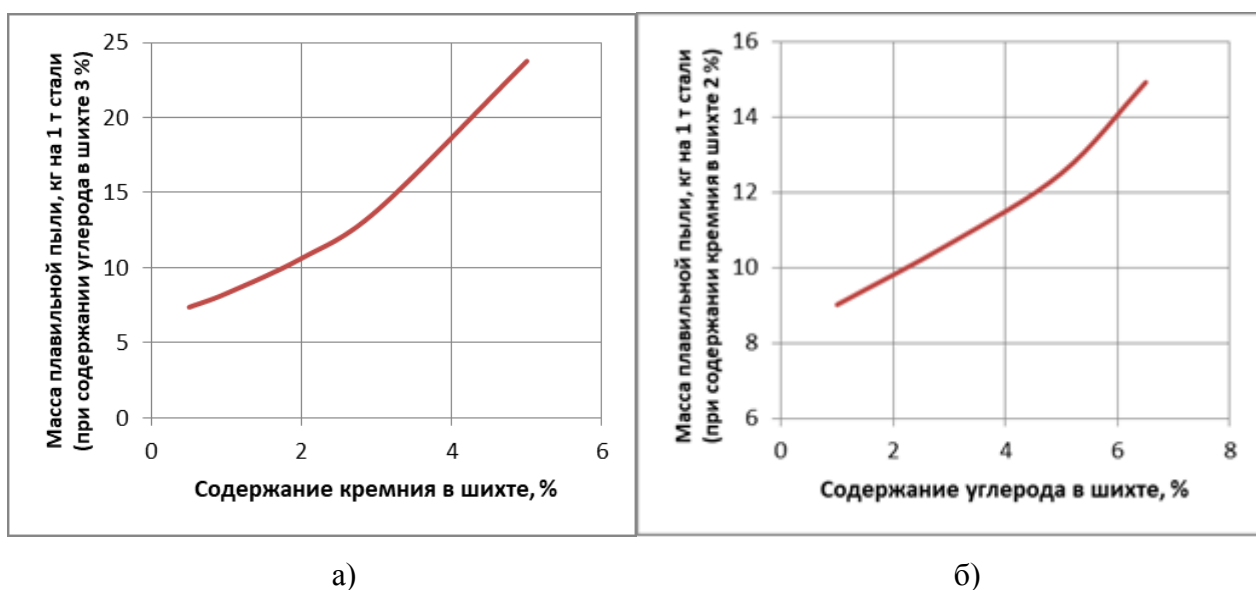


Рисунок 2.43 – Зависимость массы плавильной пыли от содержания кремния (а) или углерода (б) в шихтовых материалах дуговой сталеплавильной печи

Таким образом, расчетным путем подтверждено, что содержание кремния в шихте наиболее сильно сказывается на процесс образования пыли в кислородном конвертере. Исходя из этого, рекомендуется при необходимости переплавлять высококремнистый чугун в дуговых сталеплавильных печах, а не в кислородных конвертерах. Однако это мероприятие не позволит уменьшить значительные неорганизованные выбросы пыли при заливке чугуна в ДСП.

Температура реакционной зоны в дуговой сталеплавильной печи, а, следовательно, и масса выбросов плавильной пыли определяются в первую очередь количеством энергии, вводимой в ДСП. Регулирование отдаваемой мощности в дуговых печах осуществляется путем изменения вторичного напряжения печного трансформатора, а при постоянном напряжении – путем изменения тока в электрическом контуре печи. Для поддержания заданного значения тока фазы и, соответственно, мощности дуги, используется система автоматического перемещения электродов. Таким образом, изменение одного параметра электрического режима работы печи влечет прямое или косвенное изменение другого параметра, поэтому выявить однозначное влияние каждого из них на массу выбросов пыли не представляется возможным.

Наиболее показательна зависимость интенсивности образования плавильной пыли от активной мощности печи (рис. 2.44). Как видно из графика зависимости изменения массы плавильной пыли от процента изменения мощности печи (рис. 2.44, б), уменьшение мощности печи на 5 % приведет к сокращению выбросов плавильной пыли на 15 %.

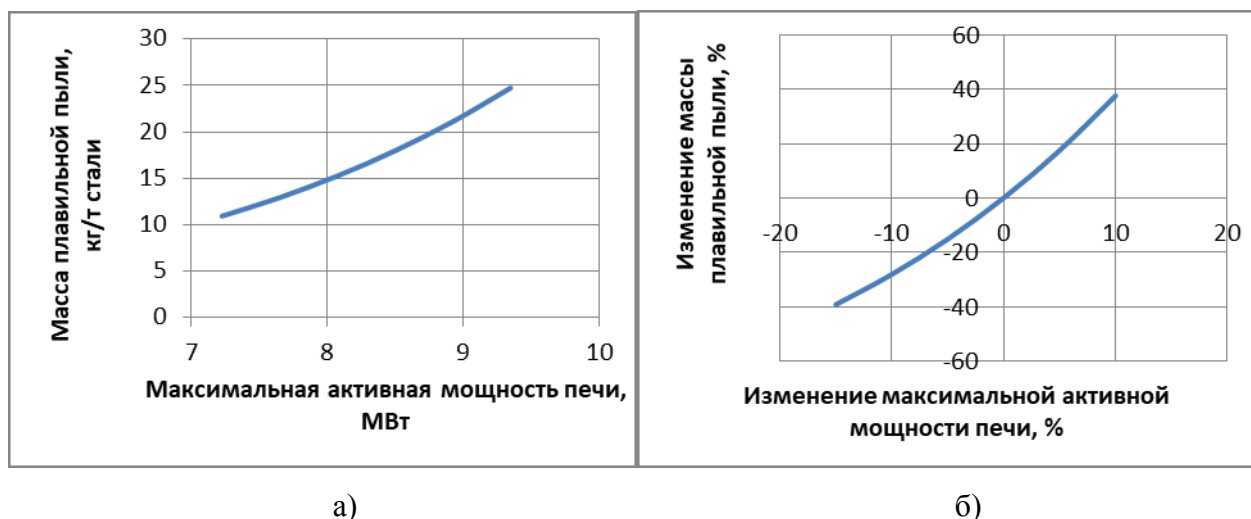


Рисунок 2.44 – Изменение массы плавильной пыли, образующейся в ДСП, от мощности печи

Уменьшение мощности и силы тока дуги, помимо влияния на температуру дуги и температуру реакционной зоны, приведет к некоторому снижению площади реакционной зоны. Однако это снижение незначительно. Существенно повлиять на размер реакционной зоны в дуговой сталеплавильной печи можно лишь уменьшив интенсивность кипения расплава в ванне. В кислородном конвертере площадь реакционной зоны зависит от расхода кислорода, который, в свою очередь, определяется ёмкостью печи. Поэтому уменьшение размеров реакционной зоны также возможно лишь путем подавления процесса кипения ванны и образования всплесков.

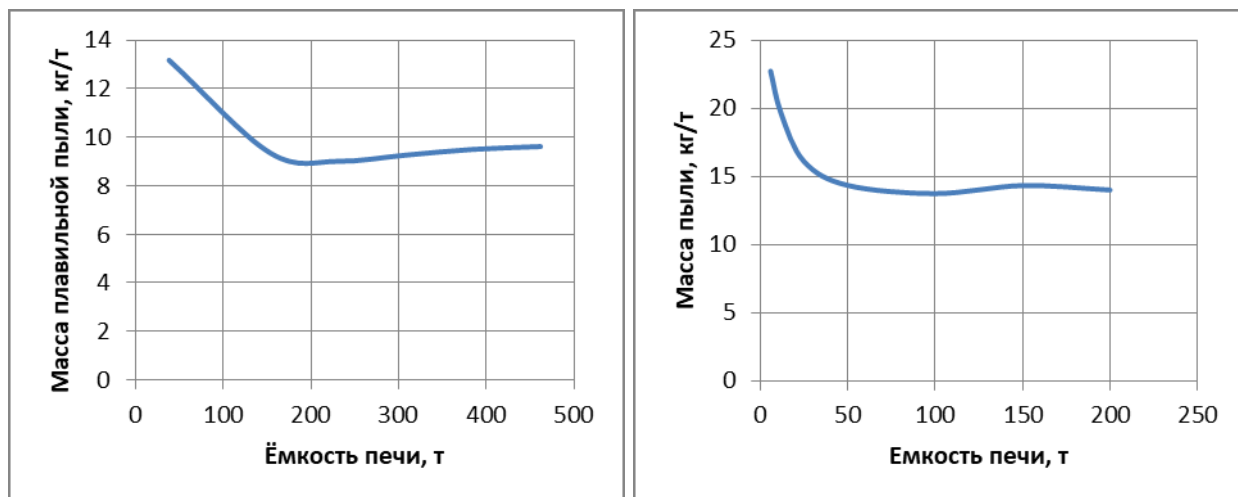
Значительное снижение выбросов пыли дает использование многосопловых фурм, которые генерируют газовые пузыри небольшого размера. Газ в этих пузырях быстро прогревается до температуры реакционной зоны, что сокращает скорость дистилляции металла. Кроме того, такой режим продувки уменьшает образование брызг, а, следовательно, поверхность испарения. Значительное влияние на брызгообразование оказывает и форма фурменного отверстия. Серповидные сопла образуют минимальное разбрызгивание металла [48].

Существенное снижение пылевыведения в конвертерах с донной продувкой объясняется падением температуры в первичных реакционных зонах, обусловленным расходом тепла на нагрев топлива и развитием эндотермических реакций диссоциации подаваемого топлива (метана, пропана, нефти) и продуктов его горения. Также причиной уменьшения выбросов плавильной пыли является то, что испарение паров металла происходит газовые пузыри, образующиеся в нижней части ванны. В таком закрытом объеме выше остаточное давление паров, быстрее наступает состояние равновесия и соответственно образуется меньшее количество плавильной пыли. Кроме того, уменьшение выбросов и выноса в конвертерах с донной продувкой обусловлено значительным рассредоточением дутья, так как в днище находится 10–15 сопел и они расположены на большой площади, а в конвертере с верхней продувкой металла сопел обычно 4–6 и они расположены на малом участке в пределах одной фурмы. Помимо этого, пылевыведение при донной продувке ослабляется конденсацией паров железа и его окислов и значительной фильтрацией конденсированных частиц во время их всплывания через толщу металла и шлака.

Анализ выбросов плавильной пыли из сталеплавильных агрегатов различной ёмкости показал, что удельный выброс пыли (кг на 1 т выплавляемой стали) выше у печей малой ёмкости, а после некоторого значения ёмкости печи остается практически неизменным (рис. 2.45). Это связано с тем, что в печах малой ёмкости выше удельное время выплавки 1 т стали (общая продолжительность выплавки 1 т стали в

6-тонной ДСП составляет 26 минут, а в 100-тонной – около 2 минут, время интенсивного пылевыведения – 100 с и 18 с (условно, на 1 т соответственно).

Следовательно, зная характер данной зависимости, следует отдавать предпочтение печам большой вместимости, как характеризующимся более низкими значениями удельного показателя образования пыли: при проектировании цеха рекомендуется выбирать кислородный конвертер ёмкостью не менее 150 т или дуговую сталеплавильную печь ёмкостью 50 т и выше.



а) кислородного конвертера

б) дуговой сталеплавильной печи

Рисунок 2.45 – Зависимость удельного показателя образования плавильной пыли от ёмкости печи

Расчет химического состава образующейся пыли показал, что плавильная пыль, обогащенная легкоплавкими компонентами, образуется в первой половине плавки, в периоды, соответствующие наименее интенсивному пылевыведению. Этот факт открывает новые возможности утилизации плавильной пыли, которые были затруднены вследствие неизвестного химического состава данного вторичного ресурса.

Расчет дисперсного состава плавильной пыли подтвердил преобладание в общей массе пыли частиц размера менее 1 мкм. Исследование устойчивости образующихся капель конденсата металла в потоке конвертерных газов с помощью уравнения Кельвина показало, что при средней температуре конвертерных газов капли критического размера, находящиеся в квазистатическом равновесии с парами жидкости, имеют диаметр 0,5 мкм, а при максимальных температурах реакционной зоны устойчивы все капли размером выше 0,11 мкм. Поэтому газоочистное оборудование должно быть рассчитано на улавливание пыли размером от 0,1 мкм. В ином случае, для повышения эффективности ее улавливания пылеочистными аппаратами различного типа необходимо использовать

различные способы ее коагуляции: на каплях жидкости, в электростатическом, магнитном и акустическом полях. Следует отметить, что проведенные численные исследования математического описания образования плавильной пыли показывают, что значительно увеличить размер частиц плавильной пыли в процессе ее образования невозможно, так как это обусловлено закономерностями процессов испарения и конденсации паров жидкости.

2.5 Анализ полученных результатов

В работе предложена универсальная методика расчета массы плавильной пыли, образующейся при операциях как с черными, так и с цветными металлами. В данной методике учтены все основные параметры, влияющие на качественный, количественный и дисперсный состав плавильной пыли. Расчетная методика позволяет также прогнозировать характеристики пыли для их корректировки в некоторых пределах и снижения выбросов плавильной пыли.

По результатам расчетов установлено, что скорость дистилляции и, следовательно, масса пыли находятся в экспоненциальной зависимости от температуры реакционной зоны. Очевидно, что наиболее эффективным мероприятием по снижению выбросов пыли является снижение температуры реакционной зоны, особенно при достижении $T_{p.z.}$ высоких значений (более 2300 K). Тем не менее, корректировку данного параметра следует проводить в пределах, не нарушающих технологический регламент плавки, поскольку это может привести к ухудшению экономических и экологических показателей всего процесса.

До настоящего момента одним из главных недостатков металлургической пыли, препятствующий ее использованию в качестве вторичного ресурса, был нестабильный химический состав пыли. Полученные расчетные данные позволяют определить не только динамику образования пыли и общую ее массу, но и химический состав пыли в каждый момент продувки сталеплавильной ванны. Это дает возможность отслеживать и в перспективе корректировать в некоторых пределах состав получаемой пыли, что открывает новые возможности для ее использования в качестве сырья для иных переделов или производств.

Уточненные расчетным путем значения температуры и площади поверхности реакционной зоны, а также изменение мощности выбросов пыли со временем, свидетельствуют в пользу решающей роли испарительного механизма образования пыли при выплавке металлов и сплавов над иными механизмами пылеобразования.

О преобладании испарительного механизма образования пыли в конвертере свидетельствует тот факт, что основная масса пыли представлена высокодисперсными частицами. Как видно из приведенных данных о размере частиц, основная часть плавильной пыли имеет размер ниже 3 мкм. Пыль такого малого размера может образоваться только лишь в результате испарения паров металла. Размер частиц пыли, образовавшейся по диспергационному механизму, колеблется в пределах 3-60 мкм. Наличие в пыли частиц свыше 250 мкм может также объясняться выносом из печи сыпучих добавок извести и легирующих материалов.

В работе были выведены соотношения массы плавильной пыли, образующейся в результате испарения и разрыва пузырей: в кислородном конвертере влияние пузырькового механизма невелико и составляет 10 %, в электропечи по испарительному механизму образуется 68 % пыли, по диспергационному -32 %.

Исследование зависимости размера частиц плавильной пыли от температуры газа над расплавом показало, что такая зависимость существует, но она не столь велика, как зависимость от температуры реакционной зоны и имеет экстремальный характер. При повышении температуры газа от гипотетического нуля до наблюдаемой температуры конвертерного газа 1600 °С размер частиц пыли увеличивается на 30 %, а затем начинает несколько уменьшаться, что происходит в результате уменьшения разницы давлений насыщенного пара при температурах испарения и конденсации.

Другим фактором, оказывающим существенное влияние на размер частиц конвертерной пыли, является время образования капли, как показано выше – величина нерасчетная из-за невозможности определения количества центров конденсации. Исходя из уравнения (2.103), можно только сказать, что большое количество центров конденсации уменьшает это время и должно уменьшать размер капель, а, следовательно, и размер частиц пыли.

Исследование устойчивости образующихся капель конденсата металла в потоке конвертерных газов с помощью уравнения Кельвина показало [75], что при температуре конвертерных газов, равных обычно 1600-1700 °С, капли критического размера, находящиеся в квазистатическом равновесии с парами жидкости, имеют диаметр 0,5 мкм, что соответствует экспериментальным данным о величине медианного размера конвертерной пыли [16]. При низких концентрациях пара в газовой фазе, имеющей место при низкой температуре реакционной зоны, неустойчивы частицы размером 1 мкм. При максимальных температурах реакционной зоны устойчивы все капли размером выше 0,11 мкм. Эти расчетные данные согласуются с экспериментальными, согласно которым в конвертерной пыли не наблюдаются частицы пыли меньше 0,1 мкм, так как, образуясь, они

тут же испаряются. По мере уменьшения температуры газа будет уменьшаться и давление насыщения, вплоть до того момента, пока все пары металла не сконденсируются.

Известно, что начальная часть газохода конвертера состоит из подвижной водоохлаждаемой юбки и П-образного газохода с водоохлаждаемыми стенками, который служит котлом-утилизатором тепла отходящих газов. При работе конвертера с дожиганием СО в горловине конвертера, юбка весь период плавки находится в поднятом состоянии, давая возможность подсасываться в газоход воздуху для дожигания СО. Этот процесс идет с выделением тепла. Расчеты показывают, что температура дымового газа за счет горения СО может подняться до 2700 °С, что может бы спровоцировать испарение уже образовавшейся капли и уменьшение размера частиц пыли. Однако проведенные нами расчеты показывают, что и при такой высокой температуре конвертерного газа, при низких концентрациях пара над расплавом будут испаряться только капли размером 1,6 мкм, а при высоких – 0,17 мкм. Все стальные капли сохраняют устойчивость.

Проведенные численные исследования математического описания образования плавильной пыли показывают, что значительно увеличить размер частиц плавильной пыли в процессе ее образования невозможно, так как это обусловлено закономерностями процессов испарения и конденсации паров жидкости. Для повышения эффективности ее улавливания пылеочистными аппаратами различного типа необходимо использовать различные способы ее коагуляции: на каплях жидкости, в электростатическом, магнитном и акустическом полях.

В ходе проведенного анализа установлено, что повышенный выброс плавильной пыли из конвертеров, работающих на территории РФ, объясняется переплавом высококремнистого чугуна, а из электродуговых печей – эксплуатацией печей переменного тока. Для снижения выбросов плавильной пыли наиболее эффективны мероприятия по уменьшению температуры реакционной зоны, такие, как улучшение перемешивания расплава, использование шихтовых материалов с низким содержанием кремния, эксплуатация дуговых печей постоянного тока и др. При этом целесообразно выплавлять сталь в кислородных конвертерах ёмкостью не менее 150 т или дуговых сталеплавильных печах ёмкостью от 50 т, так как они характеризуются наименьшими удельными показателями образования плавильной пыли. Для улучшения улавливания выбросов плавильной пыли следует усовершенствовать конструкцию укрытия печей и не допускать образования неорганизованных выбросов в атмосферу в периоды наиболее интенсивного пылевыведения, а также использовать газоочистное оборудование, рассчитанное на улавливание пыли размеров менее 1 мкм, и применять способы коагуляции частиц пыли.

ВЫВОДЫ К РАЗДЕЛУ 2

1. Показано, что плавильная пыль образуется преимущественно путем испарения компонентов расплава.
2. На основании известных уравнений теории испарения и конденсации жидкостей предложено математическое описание процесса образования пыли, дающее возможность оценить размер, химический состав и массовый выброс пыли.
3. Полученные результаты после введения поправочного коэффициента, учитывающего влияние пузырькового механизма, хорошо коррелируются с имеющимися экспериментальными данными.
4. Установлено, что основным фактором, влияющим на массу образующейся плавильной пыли, является температура реакционной зоны. В кислородном конвертере наибольшее влияние на $T_{p.z.}$ оказывает тепло окисления примесей, которое определяется содержанием углерода и кремния. В дуговой сталеплавильной печи величина $T_{p.z.}$ определяется мощностью электрической дуги (температурой дуги) и скоростью окисления примесей в зоне продувки расплава кислородом.
5. Показано, что основным фактором, влияющим на размер частиц плавильной пыли, является температура поверхности расплава, определяющая концентрацию паров металла в газовой фазе. При росте этой температуры одновременно увеличивается выброс пыли и ее размер.
6. Показано, что в потоке конвертерного газа наибольшую устойчивость сохраняют капли размером 0,5 мкм, что определяет дисперсный состав конвертерной пыли.
7. Значительно увеличить размер частиц плавильной пыли в процессе ее образования невозможно, для этого следует использовать различные способы ее коагуляции.

РАЗДЕЛ 3

ПРОЕКТ ИНЖЕНЕРНОЙ МЕТОДИКИ РАСЧЕТА ВЫБРОСОВ ПЛАВИЛЬНОЙ ПЫЛИ

На основе предложенной в данной работе математической модели образования пыли была создана методика расчета выбросов плавильной пыли от кислородных конвертеров и дуговых сталеплавильных печей различной вместимости.

Предложенная методика позволяет рассчитать величину максимальных разовых $M_n^{м.р.}$, г/с, и валовых выбросов плавильной пыли $M_n^{вал.}$, т/год, для процессов выплавки различных марок стали. Также с помощью данной расчетной методики определяется химический состав плавильной пыли.

В основу методики определения массы выбросов плавильной пыли легли выражения и допущения, представленные ниже. Первым этапом расчета является нахождение величины **выделения** плавильной пыли из сталеплавильного агрегата. **Выбросы** плавильной пыли в атмосферный воздух, в свою очередь, будут определяться эффективностью системы газоотведения и газоочистки, характеристиками аспирационной системы цеха и другими особенностями рабочего помещения.

Расчет выбросов плавильной пыли заключается в следующем:

1. Сбор исходных данных:

- химический состав шихтовых материалов;
- активность компонентов расплава;
- величина расхода кислорода в кислородном конвертере;
- диаметр электродов дуговой сталеплавильной печи;
- продолжительность плавки.

Для определения максимальных разовых выбросов плавильной пыли необходимо проводить расчет для случая выплавки стали с наивысшим содержанием углерода и легирующих элементов. Для расчета годовых валовых выбросов следует использовать усредненные данные о плавках всех марок стали за год и при необходимости провести статистическую обработку массива исходных данных.

2. Определение скорости дистилляции компонентов расплава по номограммам, приведенным на рисунках 3.1 или 3.2.

Согласно теории испарительного образования плавильной пыли, масса испарившегося с поверхности расплава компонента M_i , г/с (без учета концентрации данного компонента в шихте), может быть определена по уравнению:

$$M_i = w_{oi} \cdot F_{p.з.}, \quad (3.1)$$

где $w_{\partial i}$ – скорость дистилляции i -го компонента шихты, г/(с·м²);

$F_{p.z.}$ – площадь реакционной зоны (области наиболее высокой температуры, где происходит наиболее интенсивное испарение компонентов расплава), м².

Скорость дистилляции i -го вещества определяется по соответствующей номограмме, представленной на рисунках 3.1 (а-ж) и 3.2 (а-ж). На данных номограммах ось x представляет собой концентрацию углерода в исходной шихте, также для i -го вещества необходимо выбрать кривую, соответствующую начальной концентрации кремния в шихтовых материалах. По оси y находится значение $w_{\partial i}$. Данные номограммы были составлены по результатам составления теплового баланса для реакционной зоны с целью определения ее температуры. Установлено, что наибольшее влияние на температуру реакционной зоны оказывает содержание углерода и кремния – веществ, имеющих наибольший тепловой эффект окисления и высокую активность в расплаве.

В случае, когда температура реакционной зоны превышает температуру кипения компонента шихты, предполагается, что скорость дистилляции данного компонента принимает свое максимальное значение (прямая линия на графике) и значения, приведенные в таблице 3.1. Поэтому для легкоплавких и высоколетучих компонентов, таких как цинк, свинец и др., температура кипения которых ниже температур выплавки стали, значения скорости дистилляции приведены в таблице. Соответственно, для остальных компонентов горизонтальная линия на номограммах является максимальным значением $w_{\partial i}$. Если для вещества, приведенного в таблице 3.1, отсутствует график, это означает, что при температурах выплавки стали скорость дистилляции рассматриваемого вещества практически сразу достигает максимального значения.

Полученное значение $w_{\partial i}$ следует умножить на соответствующий коэффициент активности компонентов в жидкой стали по формуле (2.20) и данным приложения.

3. Расчет величины реакционной зоны $F_{p.z.}$, м².

Размер реакционной зоны кислородного конвертера может быть определен с учетом сложных гидрогазодинамических закономерностей и теории подобия. Зависимость размера $F_{p.z.}^{KK}$ кислородного конвертера от расхода кислорода на продувку стали представлена на графике на рис. 3.3.

Размер площади реакционной зоны электродуговой печи в период наиболее интенсивного пылевыведения соответствует площади поверхности мениска (углубления, создаваемого электрической дугой, на поверхности жидкого металла) и может быть определен по графику зависимости $F_{p.z.}^{ДСП}$ от вместимости ДСП (рис. 3.4).

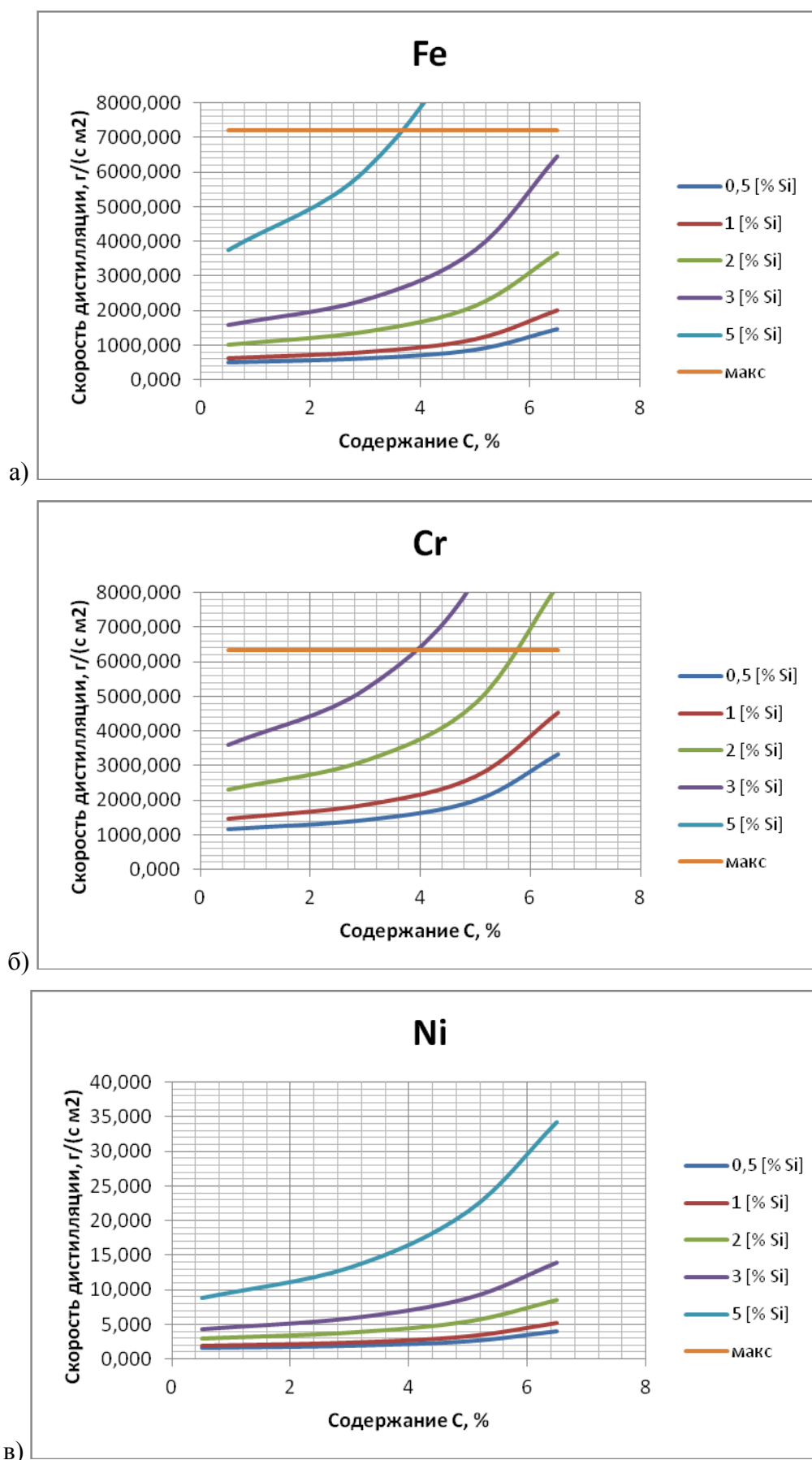
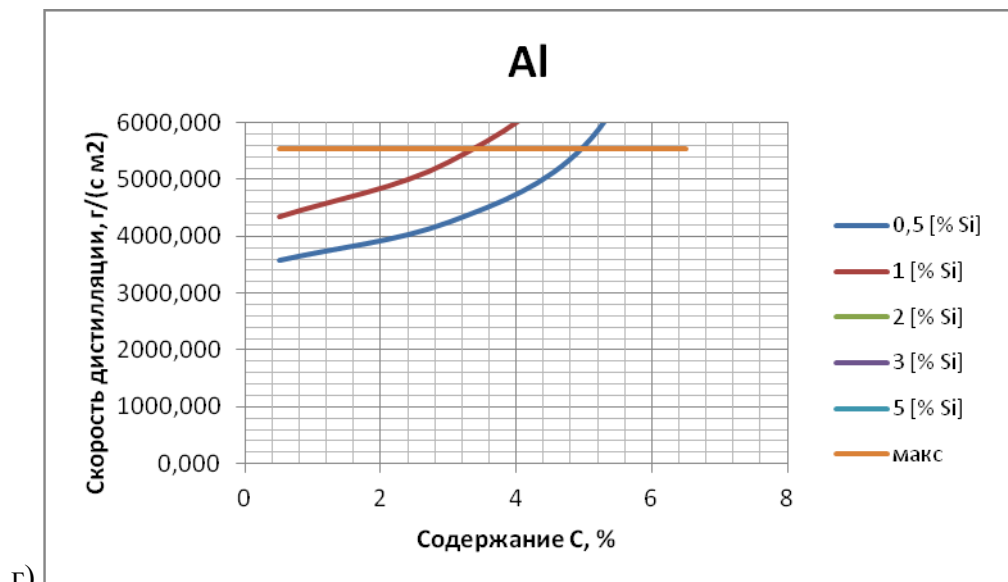
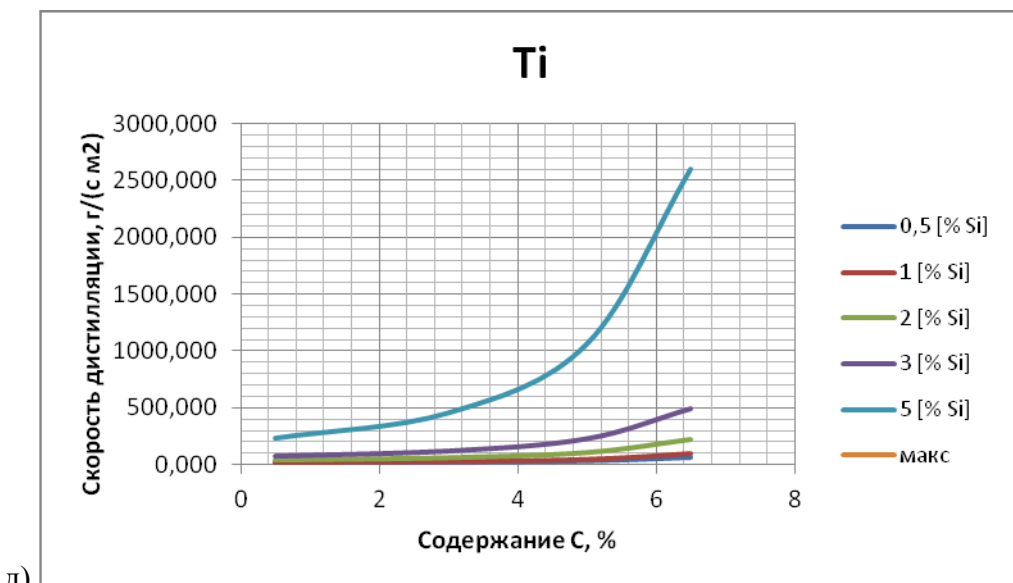


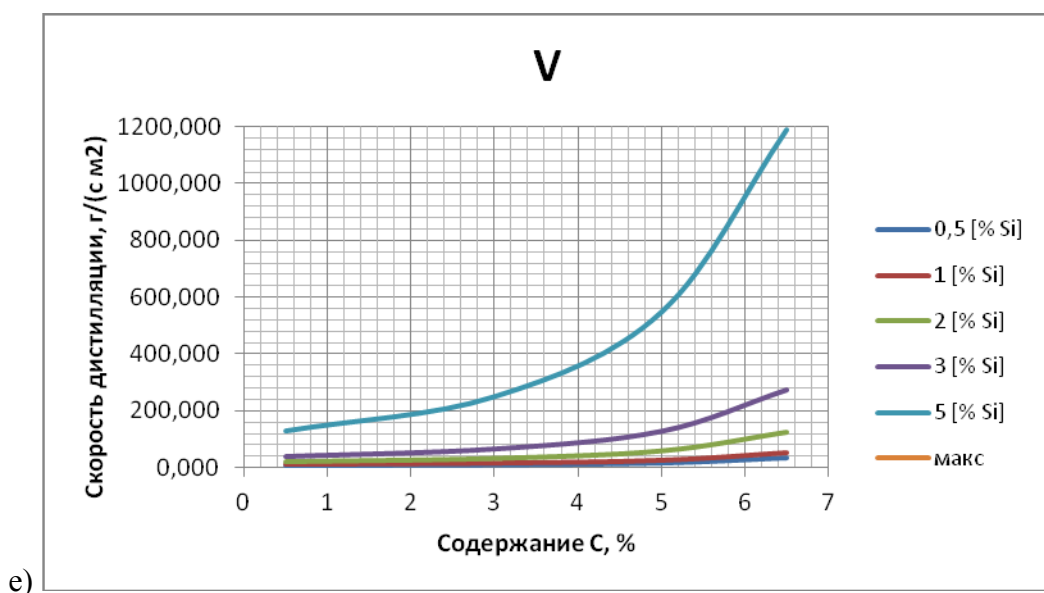
Рисунок 3.1 – Номограммы для определения скорости дистилляции компонентов расплава в кислородном конвертере



г)



д)



е)

Рис. 3.1 (Продолжение)

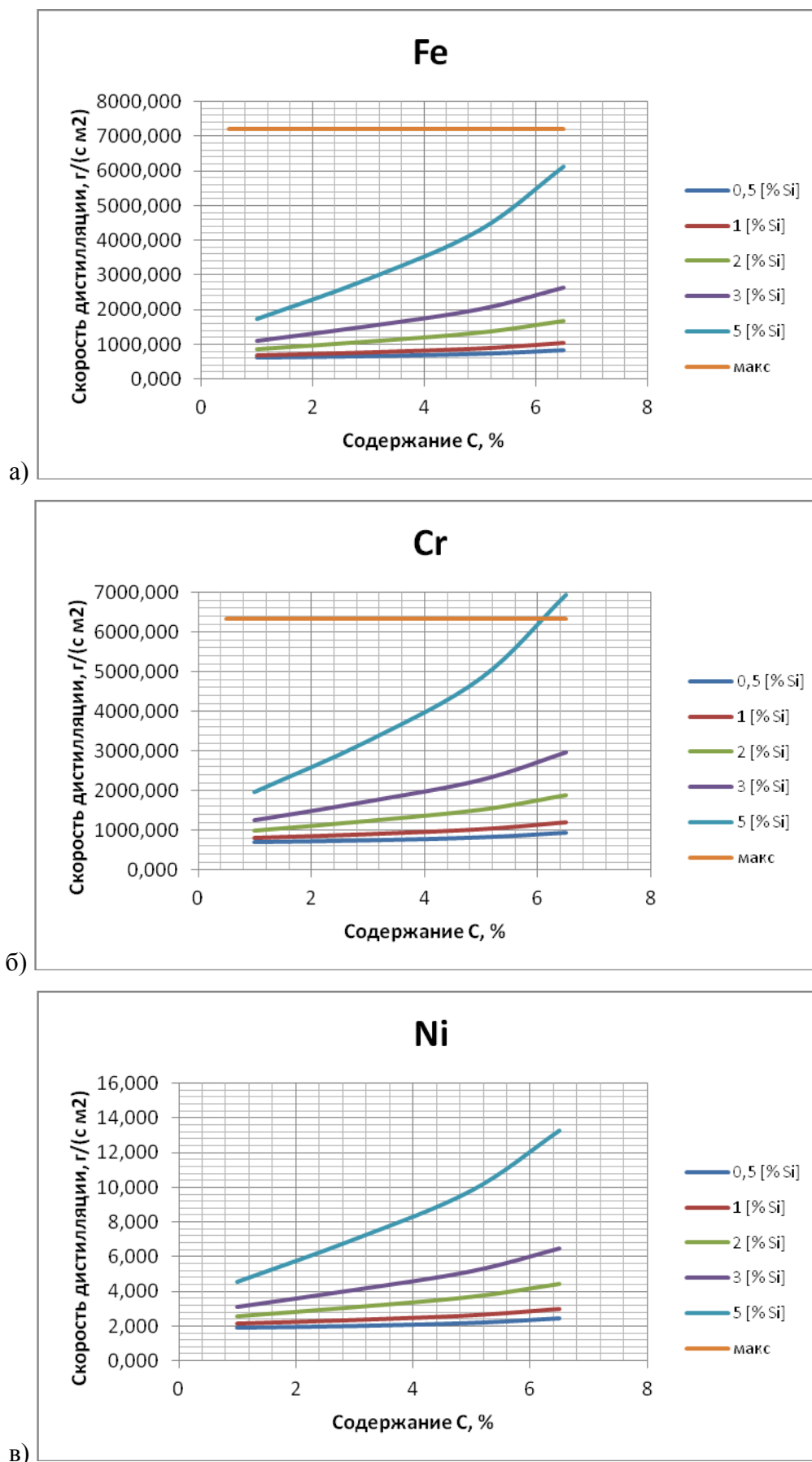
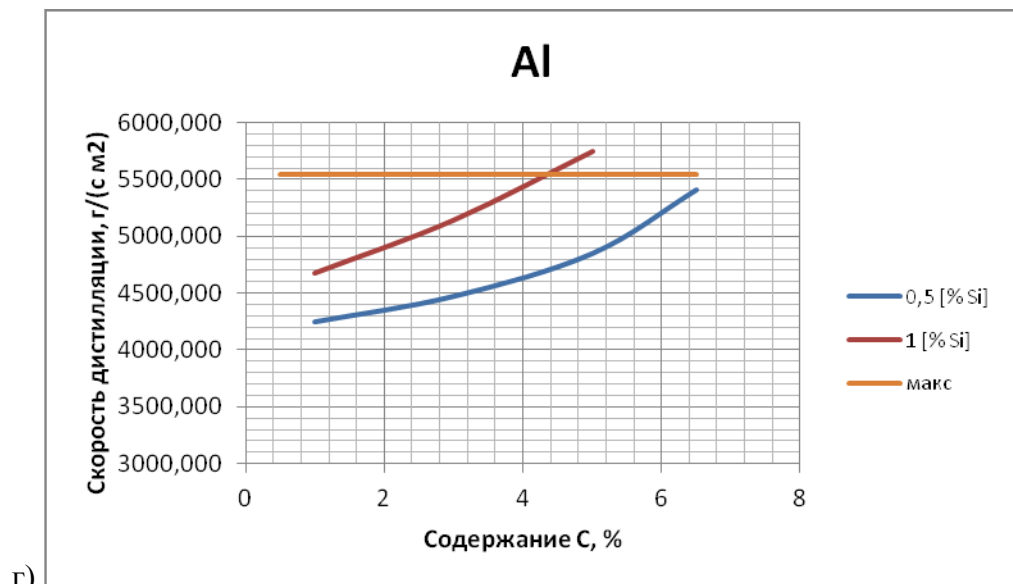
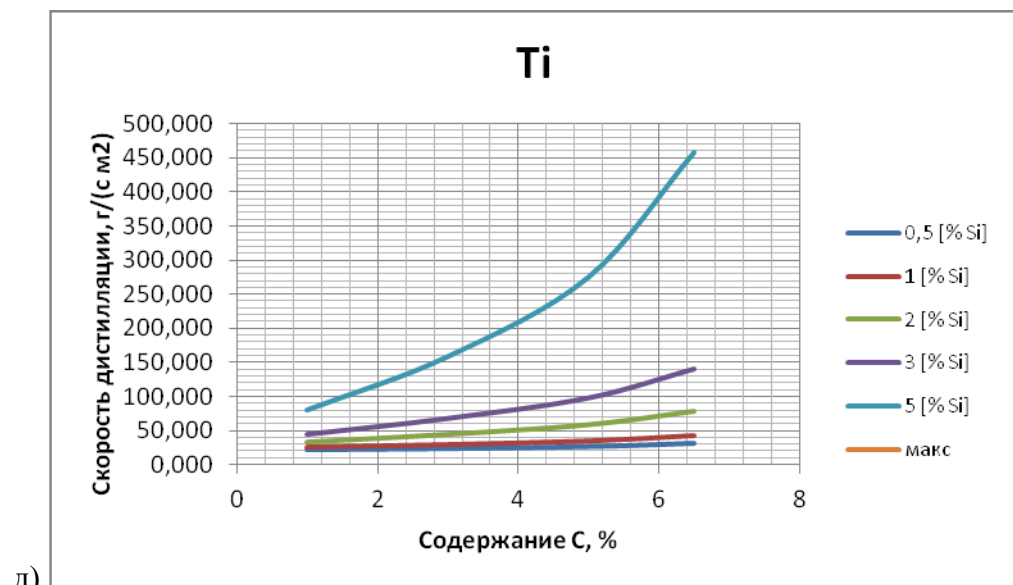


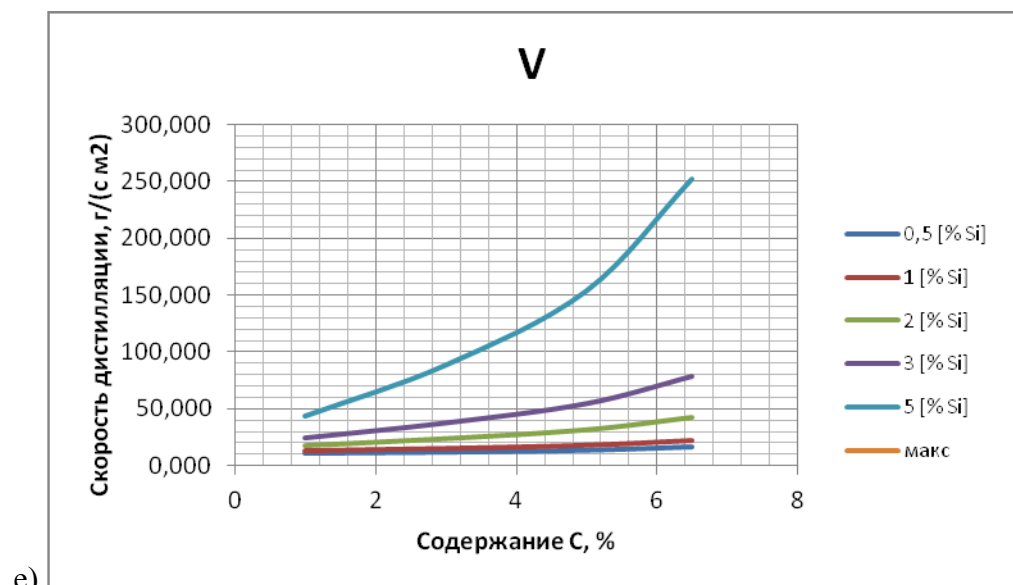
Рисунок 3.2 – Номограммы для определения скорости дистилляции компонентов расплава в дуговой сталеплавильной печи



г)



д)



е)

Рис. 3.2 (Продолжение).

4. Нахождение массы перешедших в пыль компонентов расплава путем умножения скорости дистилляции i -го компонента и на площадь реакционной зоны

$$M_i = w_{oi} \cdot F_{p.z.}, \quad (3.2)$$

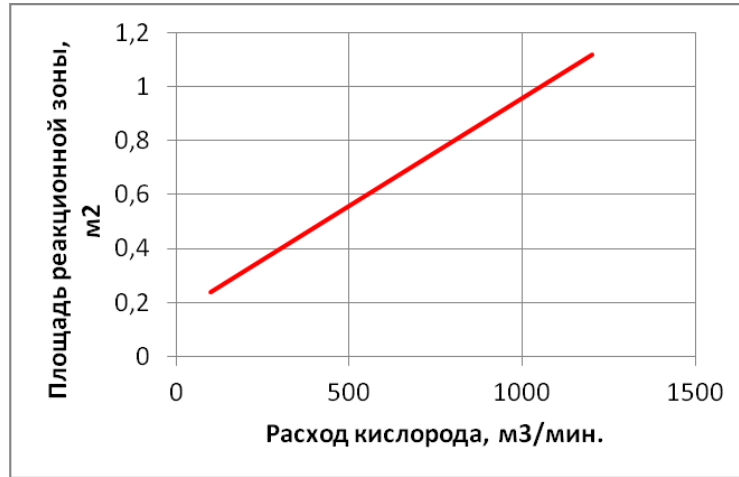


Рисунок 3.3 – Площадь реакционной зоны $F_{p.z.}^{KK}$ кислородных конвертеров

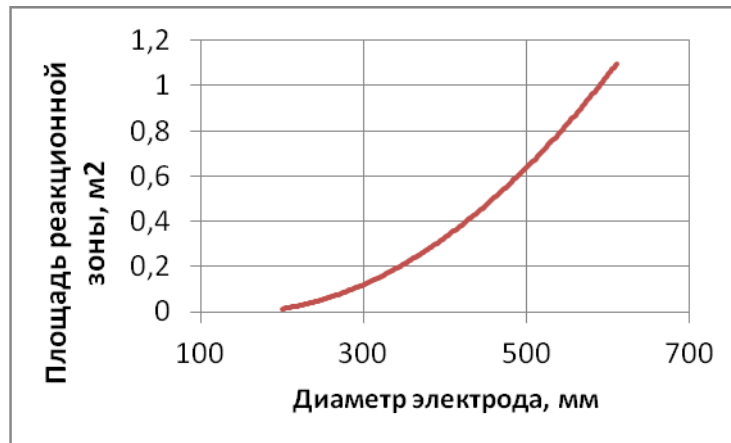


Рисунок 3.4 – Площадь реакционной зоны (мениска) $F_{p.z.}^{ДСП}$ ДСП

5. Общая масса плавильной пыли $M_{плав.пыль}^{м.р.}$, г/с, рассчитывается суммированием массы испарившихся паров каждого компонента шихты по формуле

$$M_{плав.пыль}^{м.р.} = \sum_i M_i = \sum_i w_{oi} \cdot F_{p.z.}, \quad (3.3)$$

6. Определение процентной доли каждого компонента, то есть химического состава образующейся плавильной пыли.

7. Осреднение максимальных разовых выбросов (приведение величины выбросов к 20-минутному интервалу).

По приведенным выше формулам рассчитываются максимальные разовые выбросы пыли, (г/с). При этом принято, что продолжительность выплавки стали в кислородном конвертере не превышает 20 минут, и полученное значение не требуется приводить к 20-минутному интервалу, как это обычно делается для кратковременных выбросов.

Для случая выплавки стали в ДСП значения максимальных разовых выделений, рассчитанные по приведенным выше формулам, также не требуют приведения к 20-минутному интервалу, поскольку принято, что период максимального пылевыведения в ДСП, имеет продолжительность 20 минут. Однако в случае, если этап продувки стали в дуговой сталеплавильной печи, составляет менее 20 минут, следует учитывать данный факт и проводить осреднение по формуле

$$M_{\text{плав. пыль}}^{\text{м.р. 20}} = \frac{M_{\text{плав. пыль}}^{\text{м.р.}} \cdot \tau_{\text{ок}}}{1200}, \quad (3.4)$$

где $\tau_{\text{ок}}$, с – время окисления расплава (продувки стали кислородом).

8. Расчет годовых валовых выбросов $M_{\text{плав. пыль}}^{\text{вал.}}$ от кислородного конвертера проводится с использованием значения максимальных разовых выбросов по формуле

$$M_{\text{плав. пыль}}^{\text{м.р. 20}} = \frac{M_{\text{плав. пыль}}^{\text{м.р.}} \cdot \tau_{\text{ок}}}{1200}, \quad (3.5)$$

Для расчета годовых валовых выбросов плавильной пыли от ДСП требуется сперва найти среднее значение массы образующейся плавильной пыли $M_{\text{плав. пыль}}^{\text{ср.}}$, г/с. Для этого максимальное значение выделения пыли требуется умножить на коэффициент 0,25. Данное условие обусловлено существенным различием интенсивности пылевыведения от периода плавки. Максимальное количество пыли образуется в окислительный период плавки, а в остальные периоды масса пыли значительно ниже.

$$M_{\text{плав. пыль}}^{\text{вал.}} = M_{\text{плав. пыль}}^{\text{ср.}} \cdot (3600 \cdot 24 \cdot 365 - \tau_{\text{ост}}) \cdot 10^{-6}, \quad (3.6)$$

где $\tau_{\text{ост}}$ – время остановок печи на ремонт и т.п., с.

Алгоритм разработанной методики расчета выделений плавильной пыли представлен на рис. 3.5.

Дальнейший расчет выбросов плавильной пыли в атмосферный воздух или воздух рабочей зоны проводится с учетом наличия и характеристик пылеочистного оборудования, способа отвода газовойоздушной смеси, геометрии аэрационных фонарей и других особенностей рассматриваемого производства. Источником исходных данных для данных расчетов является стандартная экологическая документация предприятия.

Пример расчета.

1. Исходные данные:

- химический состав шихтовых материалов:

Элемент	C	Mn	P	S	Si	Cu	Al	Ca	Pb	Zn
% в шихте	4,00	1,00	0,02	0,02	2,00	0,30	0,05	1,00	2,00	8,00

- активность компонентов расплава

Элемент	C	Mn	P	S	Si	Cu	Al	Ca	Pb	Zn
a_i , %	28,01	0,517	0,124	0,040	15,653	0,618	0,110	0,011	0,021	0,080

- вместимость дуговой сталеплавильной печи – 100 т.
- продолжительность плавки – 170 минут (продолжительность периода окисления – 30 минут).

2. Определим скорость дистилляции компонентов w_{di} г/(с·м²), по номограммам на рисунке 3.2. По оси х откладываем содержание углерода в исходной шихте – 4 %, кривая выбирается в соответствии с содержанием кремния в шихтовых материалах – соответствующая 2 % Si. Полученное значение следует умножить на соответствующее значение коэффициента активности данного компонента.

3. Определение площади реакционной зоны $F_{p.z.}^{ДСП}$ по величине вместимости ДСП по рисунку 3.4 – 0,3 м².

4. Расчет массы плавильной пыли по каждому компоненту расплава по формуле (3.2) (результаты приведены в таблице 3.1).

5. Нахождение общей массы плавильной пыли $M_{плав.пыль}^{м.р.}$, г/с, суммированием величин массы пыли по каждому веществу M_i (формула (3.3)).

6. Расчет химического состава плавильной пыли (за 100 % принимается суммарная масса пыли, по ней находится доля каждого компонента).

7. Расчет валового выделения плавильной пыли $M_{плав.пыль}^{вал.}$, т/год, по формуле (3.4).

8. Расчет максимальных разовых и валовых выбросов в атмосферном воздухе с учетом отвода и очистки газов.

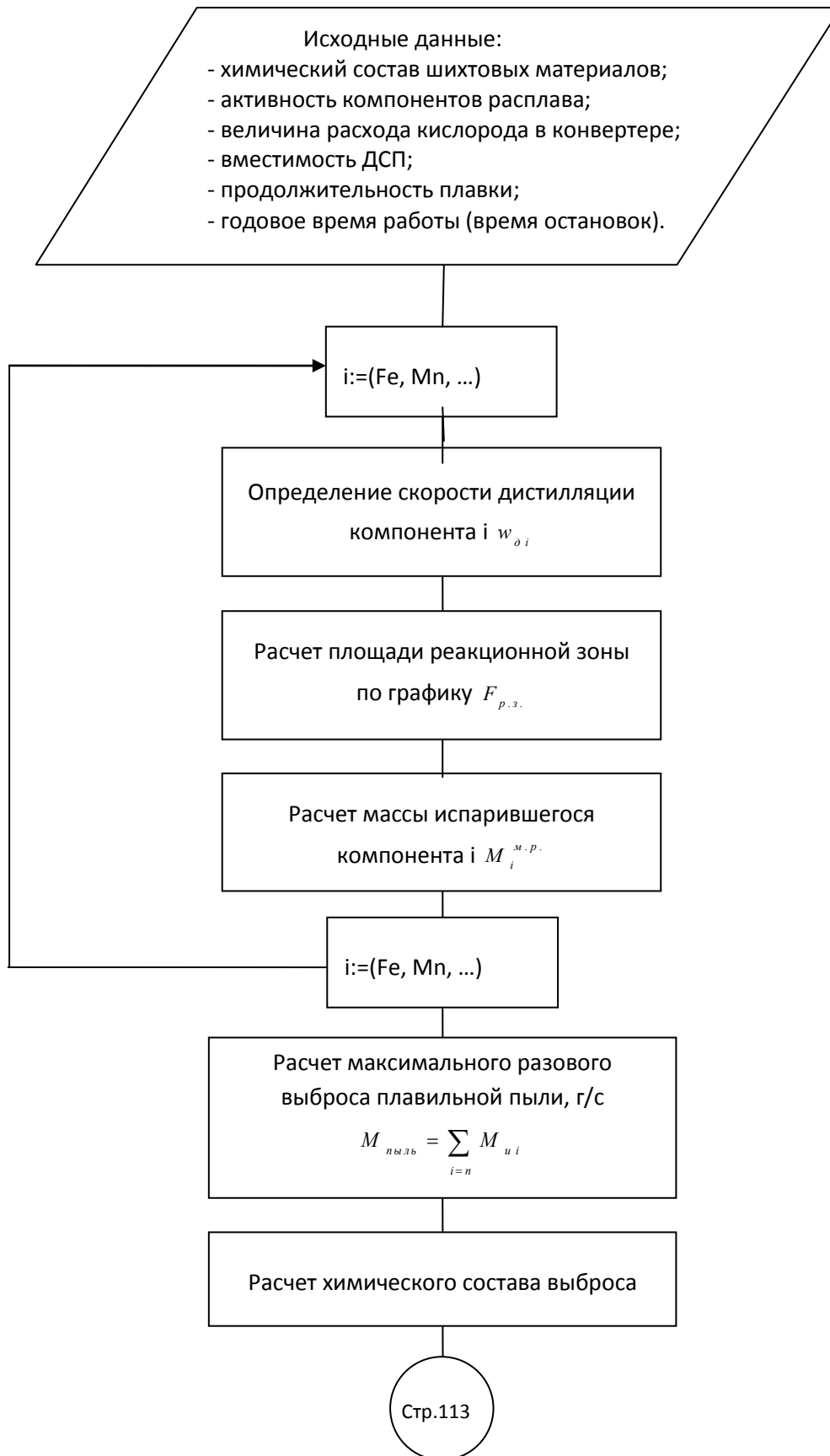


Рисунок 3.5 – Алгоритм методики расчета выделений плавильной пыли

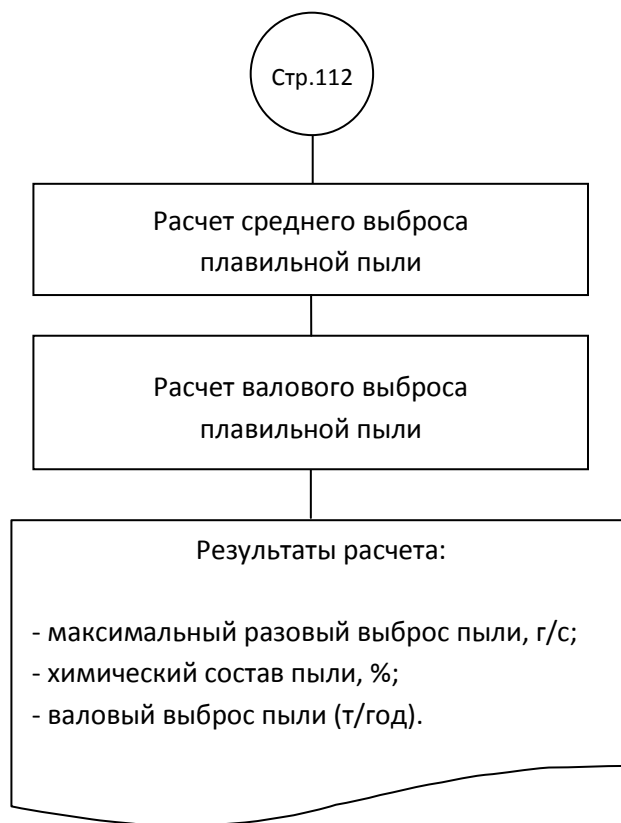


Рисунок 3.5 (Продолжение).

Таблица 3.1 – Результат расчета выделения плавильной пыли

Элемент	Fe	Mn	Cu	Al	Pb	Zn	Сумма
$M_i^{м.п.}$, г/с	360,0	12,6	0,4	1,8	1,0	29,8	490,2
Хим. состав, %	88,65	3,14	0,12	0,48	0,24	7,37	100
$M_{плав.пыль}^{вал.}$, т/год	2721,6	95,6	3,1	13,8	7,9	225,2	3706
Удельный показатель, кг/т	11,08	0,39	0,02	0,06	0,03	0,92	12,5

РАЗДЕЛ 4

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ВЫБРОСОВ ПЛАВИЛЬНОЙ ПЫЛИ

Для апробации предложенной математической модели проведено сопоставление полученных результатов с данными инструментальных измерений выбросов пыли, лабораторных исследований экспериментальных образцов, обобщенными данными из литературных источников и новейших публикаций.

Результаты инструментальных измерений получены в результате исследовательских работ совместно с научно-исследовательским институтом Охраны атмосферного воздуха АО «НИИ Атмосфера».

Результаты инструментальных измерений обычно представлены в виде показателя запыленности отходящих газов или воздуха рабочей зоны. Для апробации предложенной математической модели процесса пылеобразования и созданной на ее основе методике расчета выбросов пыли целесообразно повести сопоставление экспериментальных данных и результатов инструментальных замеров по следующим показателям:

- 1) мощность выделения (выброса до очистки) от одной печи (г/с);
- 2) валовое образование пыли от одной печи (т/год);
- 3) динамика изменения удельного показателя образования плавильной пыли (кг/т) в зависимости от времени плавки;
- 4) обобщенные данные о химическом составе плавильной пыли (%);
- 5) обобщенные данные о размере частиц пыли (мкм).

Дан анализ степени корреляции расчетных и экспериментальных данных и предложены гипотезы о причинах отклонений.

Также исследована возможность использования плавильной пыли в качестве сырья для наноматериалов и порошковой металлургии.

4.1 Определение выбросов плавильной пыли инструментальными способами

Для определения мощности выбросов (г/с) и валового показателя образования пыли (т/год) от сталеплавильных печей различной вместимости был произведен отбор проб пыли. Аккредитованной лабораторией был определен химический состав отобранных проб, после статистической обработки данных рассчитан химический состав пыли.

Отбор проб и измерение параметров газопылевых потоков проводили в соответствии с требованиями ГОСТ 17.2.4.06 [77], ГОСТ 17.2.4.07 [78], ГОСТ Р 50820 [79], ГОСТ Р 8.563 [80], РД 52.04.59 [81] и Методическими рекомендациями по отбору проб при определении концентраций взвешенных частиц (пыли) в выбросах промышленных предприятия ПНДФ 12.1.2-99 [82].

Для отбора проб выбросов из газохода использовались аспирационные устройства типа ПУ (зарегистрированные в Государственном реестре средств измерений за № 14531 - 97), дифманометры типа ДМЦ - 01 (№ 15594 - 96 Государственного реестра), термометры ТЦМ - 9210 (№14394 - 95 Государственного реестра), трубки напорные конструкции НИИОГАЗ по [77], трубки пылезаборные по [79].

Место для отбора проб и проведения измерений параметров потока выбросов выбиралось с таким расчетом, чтобы измерения обеспечивали получение достоверных результатов и были наиболее представительными. Пробы отбирались из нескольких ключевых мест: горловины печи, газохода и бункера пылеулавливающего устройства. Отбор проб производился при установившемся технологическом режиме работы печи.

После подготовительных мероприятий (выбор измерительного сечения и метода определения запыленности) собранная установка была проверена на герметичность. Перед проведением измерений предварительно определено поле скоростей газа. Отбор проб принято осуществлять при фиксированном расходе газа, обеспечивающем условия изокINETичности во входном сечении пылезаборного устройства.

Далее рассчитывается диаметр входного сечения наконечника, вычисляется расход отбираемого газа при н.у., полученные данные фиксируются в специальном журнале. После этого отобранные пробы взвешиваются, производится обработка результатов измерений и оценка погрешности отбора проб.

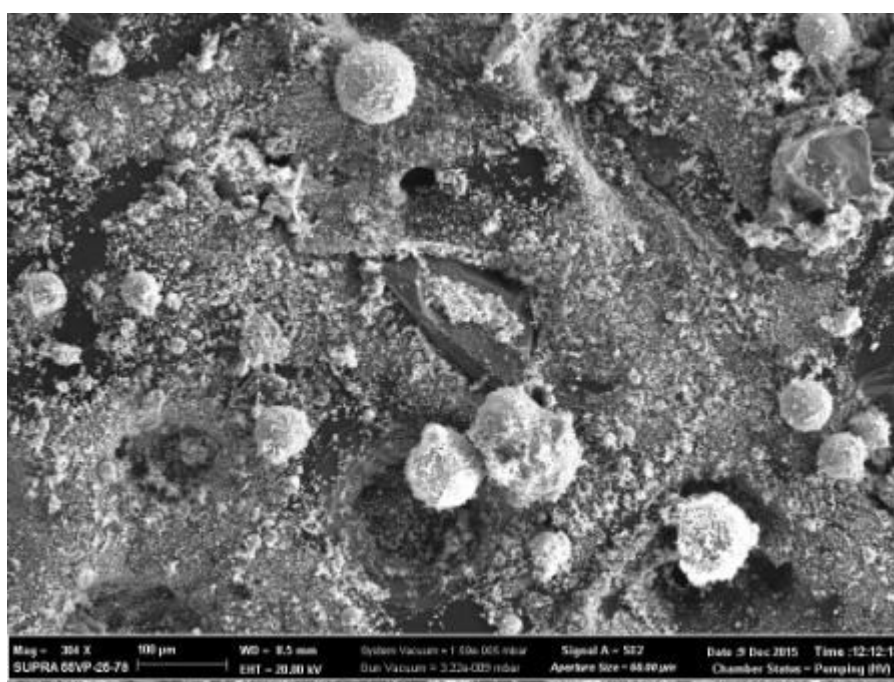
На рисунке 4.1 представлено фото одного из полученных образцов плавильной пыли.

Было проведено исследование формы и химического состава частиц пыли с помощью электронного сканирующего микроскопа Supra 55VP-25-78 фирмы Carl Zeiss (увеличение $\times 10000$). Результаты исследования приведены на рисунках 4.2 (а-д).

Из приведенных электронных фотографий видно, что плавильная пыль состоит преимущественно из конгломератов мельчайших частиц. При этом отсутствуют доказательства факта взрыва частиц (обломки неправильной формы). Наглядно видна разница в размерах частиц плавильной пыли и брызг металла (рисунок д).

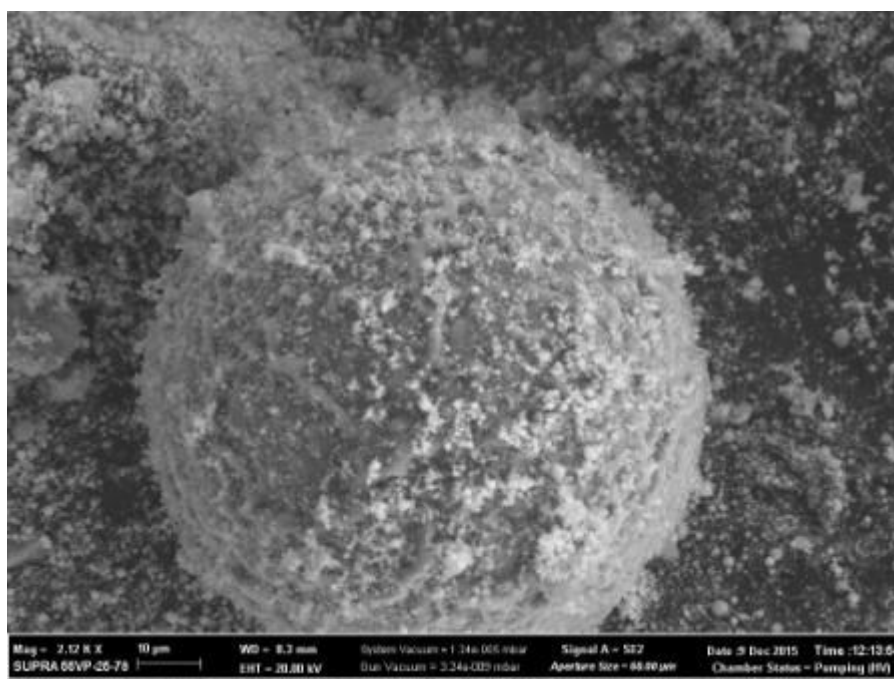


Рисунок. 4.1 – Проба плавильной пыли от ДСП.

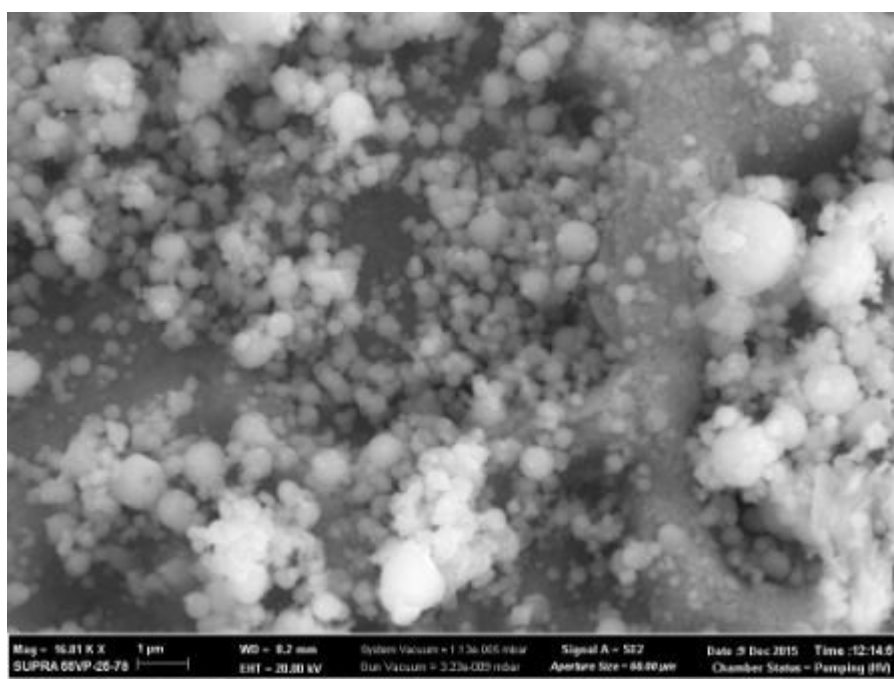


а). Общий вид исследуемого образца пыли

Рисунок 4.2 – Плавильная пыль от ДСП-100 при различном увеличении

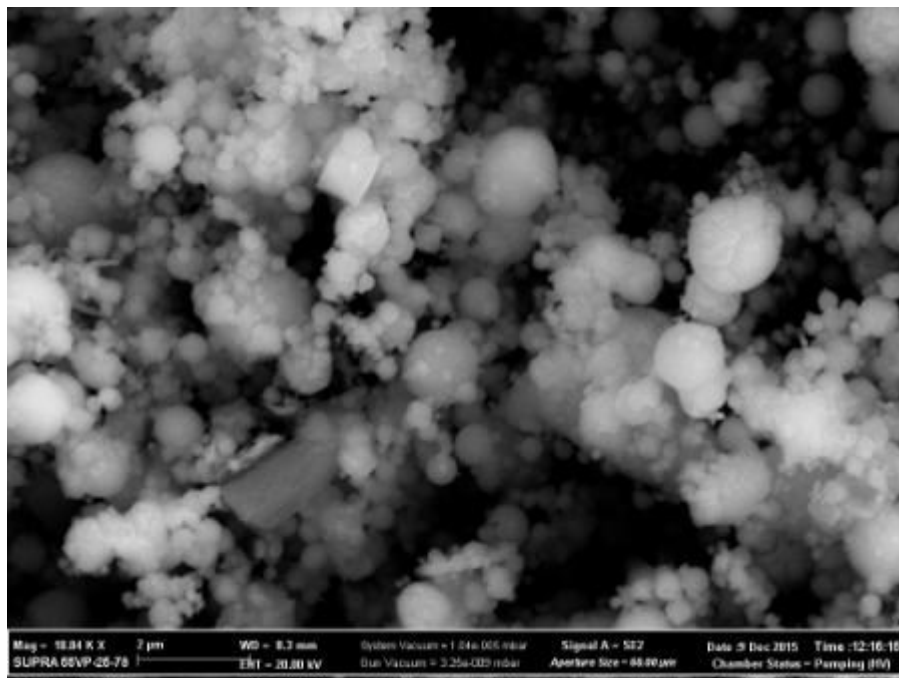


б). Конгломерат мельчайших частиц

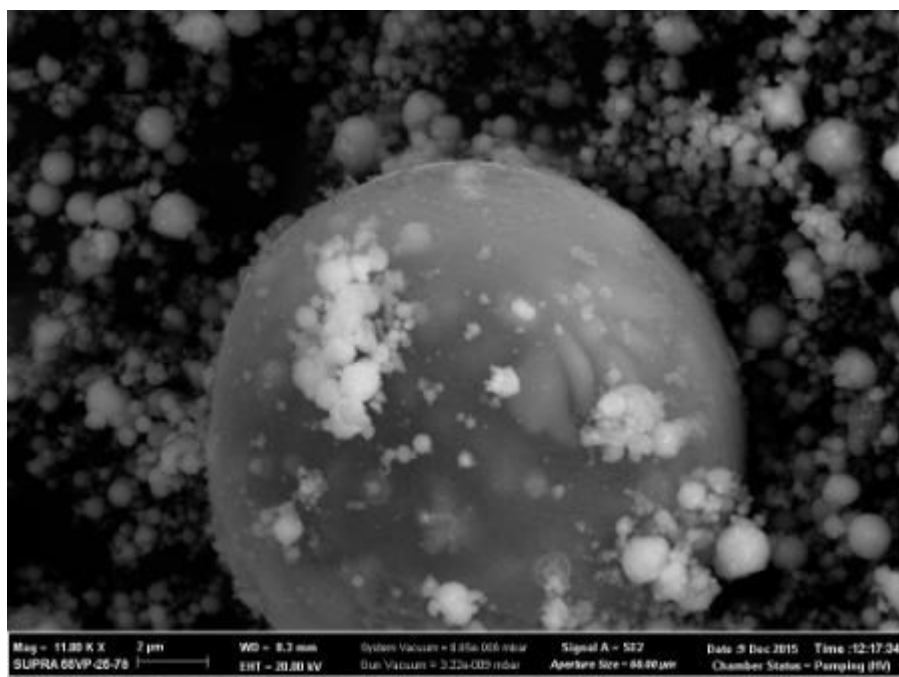


в). Мельчайшие частицы, образующие конгломерат

Рисунок 4.2 (Продолжение)



г). Кристаллические частицы в пыли



д). Капля металла

Рисунок 4.2 (Продолжение)

4.2 Определение дисперсности экспериментальных образцов пыли

Определение гранулометрического состава пыли было произведено по двум методикам: с помощью ситового анализа для отсева крупной фракции и оценки ее доли, а для частиц менее 200 мкм – с помощью лазерного анализатора размеров частиц «Микросайзер–201».

Метод определения гранулометрического состава, основанный на определении количественного распределения частиц по крупности рассевом на ситах, проводился согласно [83] (рисунок 4.3). Результаты исследования представлены на рисунке 4.4. Интегральная и дифференциальная кривые распределения частиц по размерам приведены на рисунках 4.5 и 4.6.



Рисунок 4.3 – Вибросита

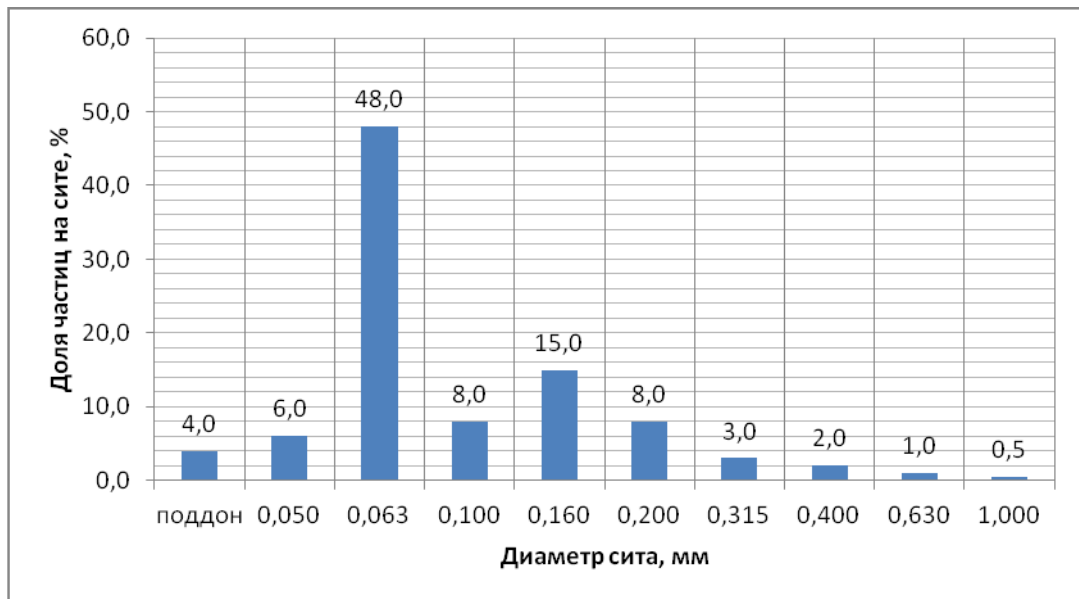


Рисунок 4.4 – Результат ситового анализа



Рисунок 4.5 – Дифференциальная кривая распределения частиц плавильной пыли

Как видно из полученных результатов, ситовый метод определения гранулометрического состава образца пыли позволяет определить размер конгломератов частиц и относительно крупной фракции, представляющей собой пыль сыпучих и брызги металла и шлака. Но даже при такой относительно грубой оценке дисперсного состава, стало очевидным, что более 2/3 массы всей навески имеет размер менее 100 мкм.

Для более детального изучения гранулометрического состава был использован более чувствительный метод, для которого предварительно произведено отделение крупной фракции пыли (более 100 мкм) и осуществлено ультразвуковое разделение конгломератов частиц.

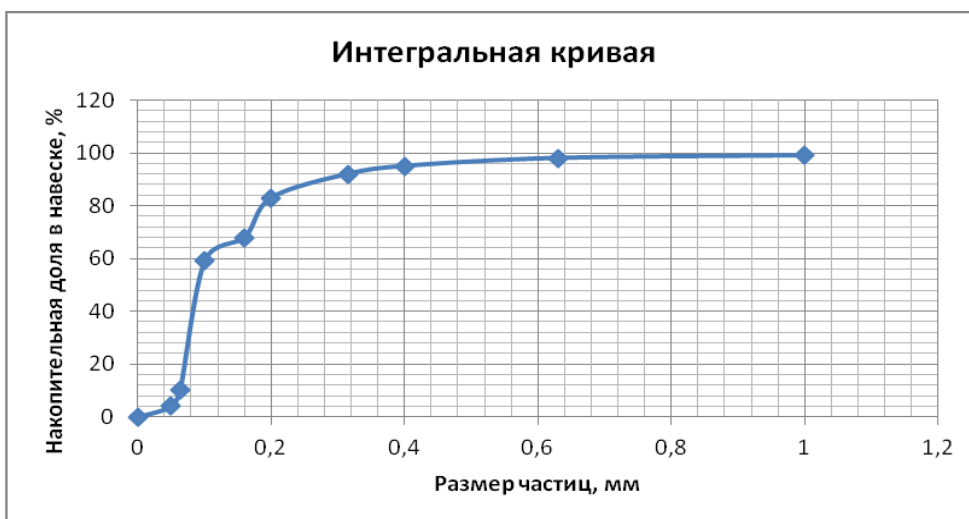


Рисунок 4.6 – Интегральная кривая распределения частиц плавильной пыли

Принцип действия лабораторного прибора «Микросайзер-201» основан на регистрации оптического излучения, рассеянного частицами в проточной кювете анализатора. В качестве источника света используется гелий-неоновый лазер. В оптико-аналитическом блоке лазерное излучение регистрируется под разными углами с помощью высокочувствительного многоэлементного детектора - фотодиодной матрицы. По измеренной зависимости интенсивности рассеянного излучения от угла рассеяния осуществляется расчет распределения частиц по размерам. Блок подготовки пробы обеспечивает смешивание порошка пробы с дисперсионной жидкостью, производит ультразвуковое диспергирование и циркуляцию полученной суспензии через проточную кювету. Представление выходных данных результатов измерений в виде таблиц и распределения частиц по размерам в виде дифференциальных кривых и дифференциальных гистограмм приведено на рисунке 4.6.

Анализ полученных результатов демонстрирует двухмодальность распределения частиц по размеру с ярко выраженными максимумами, соответствующими диаметрам 0,91-1,59 мкм и 16,6-21,8 мкм. При этом доля частиц размером менее 5 мкм составляет 68 %, от 5 до 50 мкм – 32 %. Данное обстоятельство может служить подтверждением теории об одновременном действии двух механизмов образования плавильной пыли. Мельчайшие частицы, условный размер которых в условиях проведения эксперимента (объединения в конгломераты) можно принять равным 0-5 мкм, образуются в результате испарения. Более крупные частицы, по всей вероятности, являются следствием действия пузырькового механизма. Соотношение – 68 % и 32 % – подтверждает сделанное при составлении математической модели предположение о соотношении влияния рассматриваемых механизмов.

Дата: Пок-ль преломления частиц = (1.800, 0.100) Пок-ль преломления растворителя = (1.333, 0.000)
Положение юветы: 22.40 Ультразвук = 200W Время диспергирования = 0с Коэфф. пропускания = 73

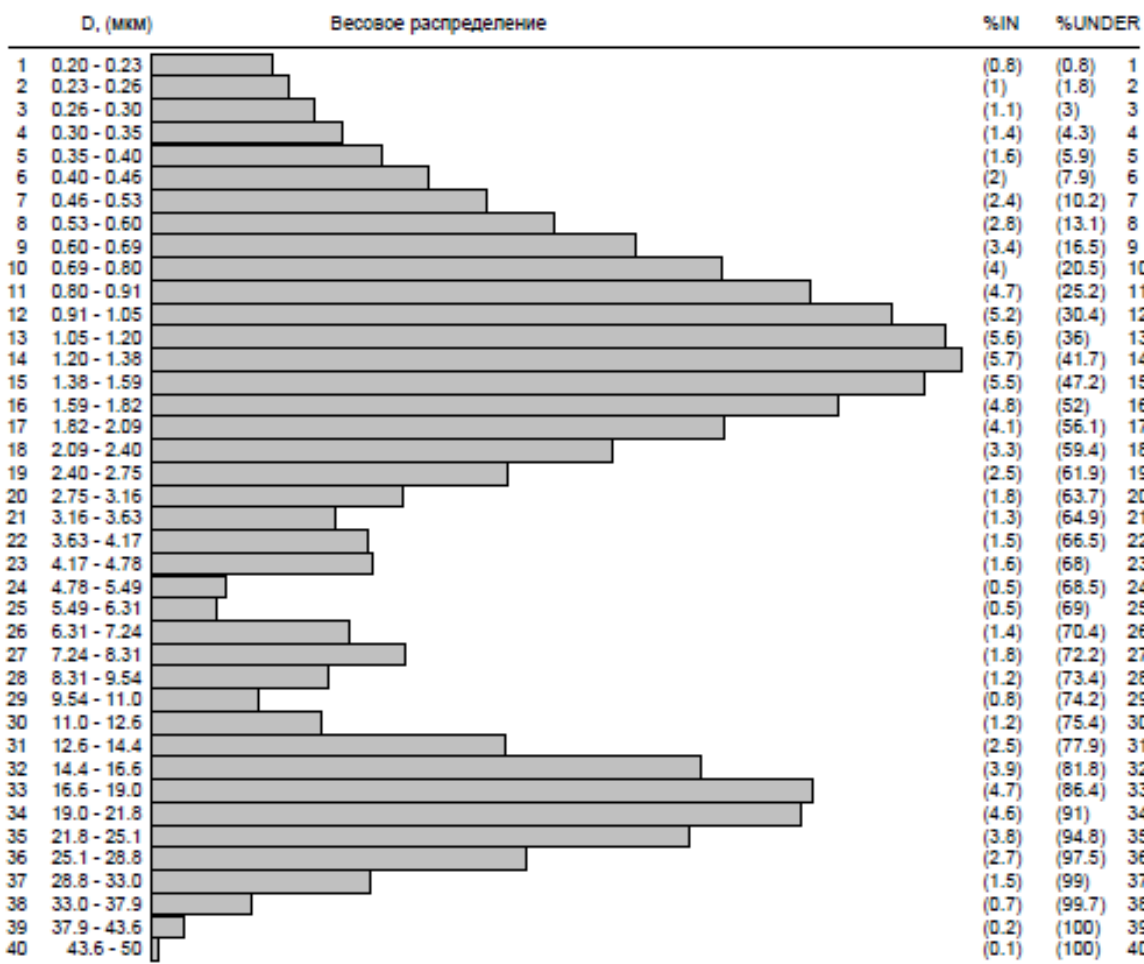


Таблица соответствия размеров частиц (D, мкм) заданным значениям весовой доли

	0.52	0.78	1.04	1.32	1.71	2.48	7.02	15.6	21.1	50
P, %	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100

Таблица весовой доли частиц (P, %), соответствующих заданным значениям размеров частиц

	4.3	13.1	30.4	52	63.7	68.5	73.4	81.8	97.5	100
D, (мкм)	0.35	0.60	1.05	1.82	3.16	5.49	9.54	16.6	28.8	50

В таблицах приводятся значения весовых долей, содержащихся в интервалах размеров меньше указанного диаметра

Рисунок 4.7 – Результаты исследования гранулометрического состава образца пыли на аппарате MicroSizer 201

4.3 Определение химического состава экспериментальных образцов пыли

Определение химического состава частиц была проведена с помощью сканирующего электронного микроскопа Supra 55VP-25-78 фирмы Carl Zeiss. Химический состав образца пыли, а также конгломерата мельчайших частиц представлен в Приложении Ж.

Расчетные значения доли каждого компонента в плавильной пыли близки к значениям, полученным в результате экспериментальных исследований. Отклонения по составу могут быть обусловлены сложностью разделения пробы на плавильную пыль и пыль сыпучих, в результате чего расчетные данные демонстрируют большее содержание железа и меньшее кальция и магния.

4.4 Сопоставление расчетных и экспериментальных данных

Для апробации предложенной математической модели образования плавильной пыли были использованы данные, накопленные в результате многолетних трудов АО «НИИ Атмосфера» по оценке выбросов пыли от металлургических печей. Для ДСП проведено сопоставление расчета с результатами обработки данных инструментальных замеров выбросов плавильной пыли в газоходе печи.

Наиболее показательным подтверждением достоверности предложенной модели является совпадение расчетных и экспериментальных данных о динамике образования плавильной пыли (рис. 2.27-2.28). Сравнение полученных графических зависимостей дает возможность утверждать о допустимой корреляции расчетных и экспериментальных данных. Рассчитанный коэффициент корреляции с учетом введенной поправки на влияние пузырькового механизма составляет:

- для кислородного конвертера $R=0,972$;
- для ДСП $R=0,84$.

Сопоставление экспериментальных и расчетных данных позволило вывести коэффициент, учитывающий влияние пузырькового механизма на образование плавильной пыли – увеличение массы пыли в окислительный период плавки на 50 %, т.о. соотношение плавильной пыли, образовавшейся по испарительному механизму, составляет в окислительный период 68 %, по диспергационному – 32 %.

На рисунках 4.8 и 4.9 представлены графики зависимости удельного образования плавильной пыли (кг/т) в кислородном конвертере и дуговой сталеплавильной печи.

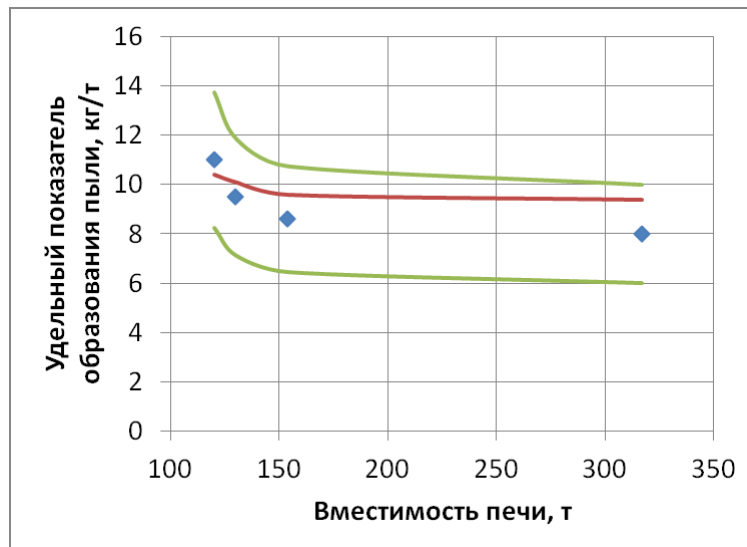


Рисунок 4.8 – Удельный показатель образования выбросов плавильной пыли из кислородного конвертера

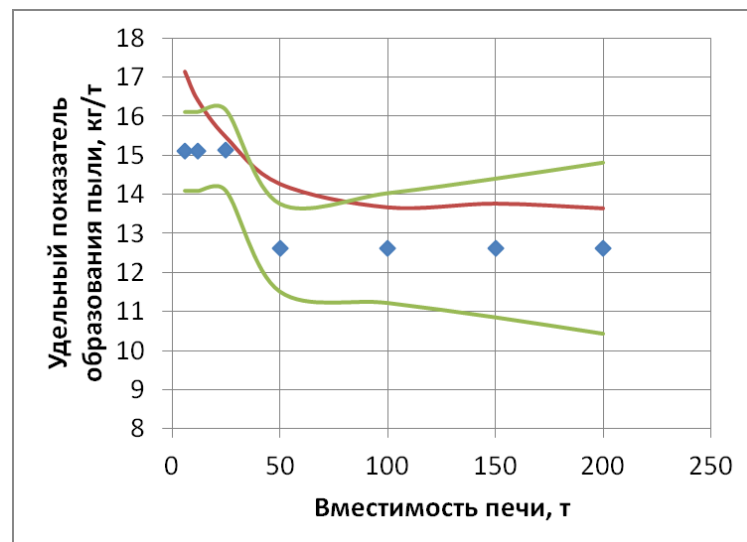


Рисунок 4.9 – Удельный показатель образования выбросов плавильной пыли из электродуговой печи

Результаты обработки данных, полученных в ходе инструментальных замеров выбросов пыли из ДСП приведена в таблице 4.1.

Для специалистов в области охраны окружающей среды наиболее важными показателями процесса являются мощность выбросов, г/с, и валовый показатель образования плавильной пыли, т/год. В настоящее время их определение осуществляется проведением дорогостоящих инструментальных измерений. На графиках на рисунках 4.10-4.13 представлены данные, полученные при инвентаризации выбросов вредных веществ от сталеплавильных печей, и расчетных данных.

Таблица 4.1

Сопоставление экспериментальных и расчетных данных

Время плавки	Масса выбросов пыли по результатам замеров, кг/т	Масса выбросов пыли по результатам расчета, кг/т
0-20 мин.	2,28	2,69
20-40 мин.	0,36	1,37
40-60 мин.	0,36	0,14
60-80 мин.	0,96	0,45
80-100 мин.	2,52	2,75
100-120 мин.	4,92	4,87
120-140 мин.	1,8	2,63
140-160 мин.	0,6	0,93
Итого	13,8	15,8
Отклонение	14,8 %	

Для сопоставления расчетных и экспериментальных значений была произведена статистическая обработка данных [84-86].

Для построения доверительных интервалов рассматриваемых параметров были использованы формулы для обработки совместных измерений по методу наименьших квадратов ($y = a + bx$).

Средние значения экспериментальных точек:

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum x_i; \quad \bar{y} = \frac{1}{n} \sum y_i; \quad (4.1)$$

где n – число экспериментов.

$$b = \frac{\sum (x_i - \bar{x})(y_i - \bar{y})}{\sum (x_i - \bar{x})^2}; \quad a = \bar{y} - b\bar{x}. \quad (4.2)$$

Среднее квадратическое отклонение коэффициентов a и b рассчитывается как

$$S_b^2 = \frac{1}{D} \frac{\sum d_i^2}{n-2}; \quad S_a^2 = \left(\frac{1}{n} + \frac{\bar{x}^2}{D} \right) \frac{\sum d_i^2}{n-2} \quad (4.3)$$

где
$$d_i = y_i - (a + bx_i); \quad D = \sum (x_i - \bar{x})^2, \quad (4.4)$$

Погрешность величины y при произвольном значении аргумента x рассчитывалась для доверительной вероятности $\alpha = 0,95$ как

$$\Delta_y = \sqrt{(2S_a)^2 + (2S_b x)^2}, \quad (4.5)$$

В экологических расчетах принято рассматривать пессимистичный сценарий или оценку сверху, с целью определения наибольшей нагрузки на окружающую среду, и, в случае необходимости, сокращения выбросов вредных веществ.

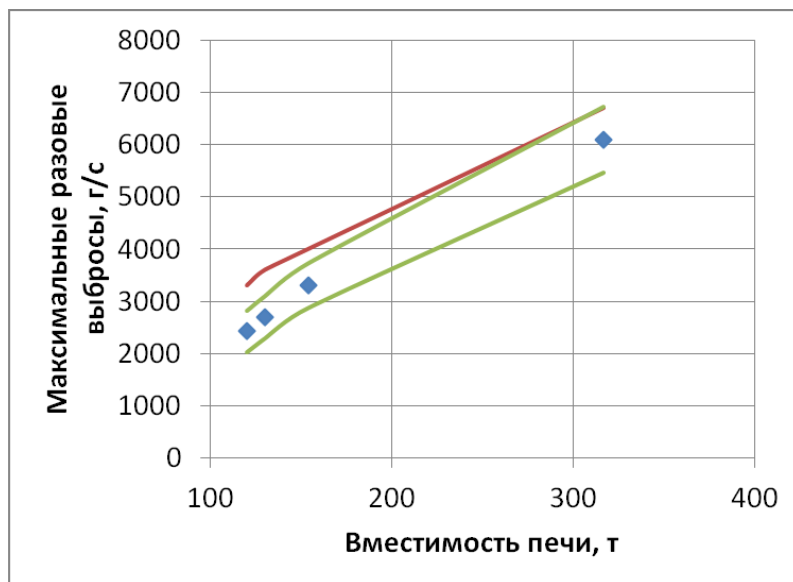


Рисунок 4.10 – Мощность выбросов плавильной пыли из кислородного конвертера

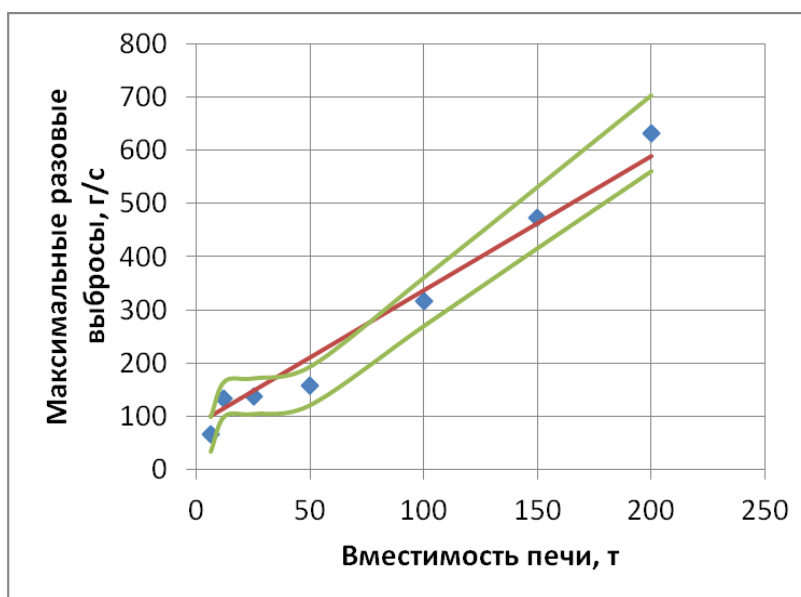


Рисунок 4.11 – Мощность выбросов плавильной пыли из ДСП (до очистки)

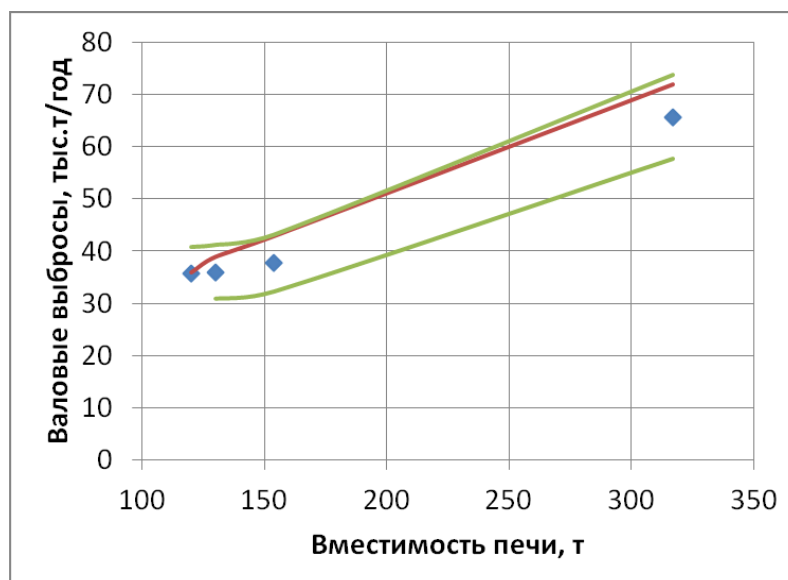


Рисунок 4.12 – Валовый показатель образования плавильной пыли в кислородном конвертере

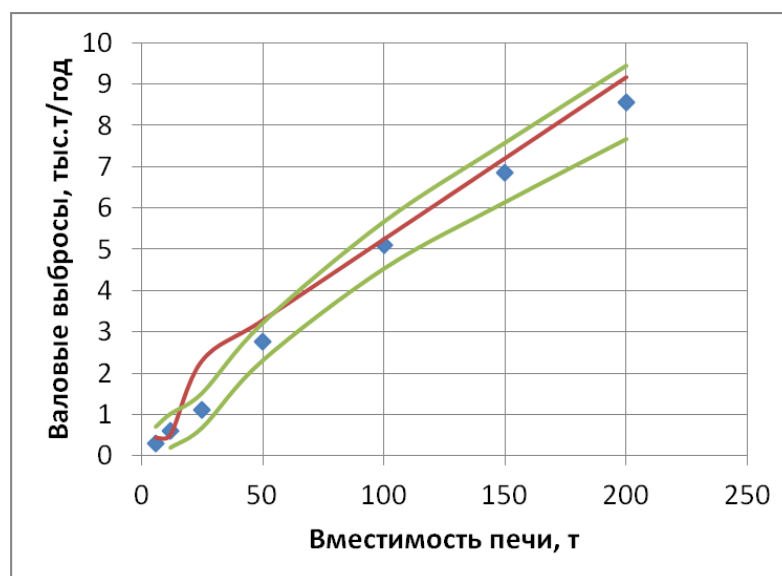


Рисунок 4.13 – Валовый показатель образования плавильной пыли в ДСП

Как видно из приведенных данных, расчетные значения лежат в доверительном интервале значений и могут использоваться в качестве оценки сверху, что предпочтительнее при установлении нормативов предельно допустимых выбросов.

4.5 Исследование возможности использования плавильной пыли в качестве порошкового материала

Для оценки возможности использования плавильной пыли было проведено экспериментальное исследование образца плавильной пыли, отобранной из газоочистки дуговой сталеплавильной печи. В первую очередь была произведена оценка формуемости экспериментальных образцов пыли (рис. 4.14).



Рисунок 4.14 – Образец пыли после прессования с усилием 8 т/м²

Опыт показал, что образец пыли без использования связующих веществ обладает неудовлетворительной формуемостью. Данный факт свидетельствует о невозможности использования плавильной пыли без дополнительной обработки в качестве сырья для порошковой металлургии и необходимости поиска иных способов утилизации пыли.

Альтернативным путем рециклинга плавильной пыли является ее использование в качестве пигментов для красок и бетонов [87-89].

Основной составляющей плавильной пыли черной металлургии является высший оксид железа гематит Fe_2O_3 , благодаря чему уловленная пыль имеет коричневую окраску, как большая часть железистых пигментов (рис. 4.15). Учитывая, что помимо гематита в состав плавильной пыли входят и другие оксиды железа: вюстит и магнетит, имеющие черный окрас, чем меньше в пыли гематита, тем более густой коричневый тон имеет плавильный пыль. Кроме того, в состав плавильной пыли входят и оксиды других металлов, в частности Al_2O_3 , ZnO , которые являются основой других пигментов Al_2O_3 – серебристого, а ZnO – белого. Их присутствие в плавильной пыли придает ей более светлый тон.



Рис. 4.15 – Железооксидные пигменты

Наличие в пыли значительного количества оксидов кальция и кремния – основных составляющих бетонов – делает плавильную пыль, отходящую непосредственно из печных агрегатов, пригодной для использования в качестве железооксидного пигмента для окрашивания бетонов [90]. Вредной составляющей плавильной пыли является сера, наличие которой в строительных материалах уменьшает их прочность, но количество во всех видах пыли невелико и вряд ли может существенно изменить свойства бетонов.

Цена на железооксидный пигмент для бетонов колеблется в пределах 70-100 рублей за килограмм. При такой цене обустройство всех неорганизованных выбросов плавильной пыли на предприятиях черной металлургии системой локализации и очистки не только позволит резко сократить загрязнение окружающей среды выбросами высокотоксичной пыли, но и, быстро окупив реконструкцию, будет давать предприятию большую прибыль. Без учета реализации пыли плавильных печей прибыль может составить 40 млн. долларов США в год [91].

В настоящее время одним из наиболее универсальных и рациональных способов утилизации мелкодисперсных отходов, которые по своему агрегатному физическому состоянию непригодны для непосредственного использования в технологических процессах и аппаратах, является брикетирование со связующими веществами и последующий переплав в металлургических печах.

Целью структурообразования мелких материалов является не только получение определенного размера кусков, но и создание в искусственных структурах комплекса заданных физико-химических свойств. В зависимости от области применения металлургического брикета возможно получение любого, отвечающего требованиям каждого конкретного металлургического передела и его шихты, состава брикета, с добавлением различных легирующих и флюсующих добавок, с заданными механическими свойствами.

Только брикетирование из-за особенности своего технологического цикла способно вернуть отходы в металлургический передел с достаточно высокой рентабельностью. Окускование мелкодисперсных пылей и шламов позволяет не только обеспечить предприятия дополнительными ресурсами железосодержащих материалов и уменьшить экологическую нагрузку на окружающую среду, но стабилизировать работу основных переделов – подготовки сырья и доменного производства.

Принципиальное отличие брикетов из железоуглеродных материалов от традиционной шихты по степени дисперсности компонентов, площади поверхности контакта оксидов железа с углеродом и газом сообщает системе новые качества. Восстановление при этом протекает интенсивнее и совместимо с высоким окислительным потенциалом газа в межкусковых полостях.

Наиболее экономически выгодным и экологически безопасным является холодное брикетирование [40]. Данный способ изготовления брикетов включает подготовку шихты, ее смешивание с увлажнением водным раствором и уплотнение смеси вибропрессованием. Воздействие на смесь вибрации в совокупности с прессованием позволяет получить брикет максимальной прочности и плотности. Формование брикета любой конфигурации и размера производится в многоместных пресс-формах. Далее применяют тепло-влажностную обработку при температуре 60 °С.

Предприятием ООО «ЭкоМашГео» были проведены исследования физико-механических свойств брикетов [92-94]. Изучались размягчаемость, пористость, термостойкость, осыпаемость, механическая прочность, истираемость, восстановимость и т. д. На основании экспериментальных исследований установлено, что железо-углеродосодержащие брикеты по своим механическим и металлургическим свойствам удовлетворяют, а в некоторых случаях и превышают те требования, которые были определены к металлургическому брикету. Получаемые брикеты по своему химическому составу, размерам и прочности отвечают требованиям и особенностям технологического процесса, в котором предполагается их использование.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной диссертационной работе рассмотрена проблема образования плавильной пыли – опасного отхода металлургического производства, который представляет собой мельчайшие частицы оксидов тяжелых металлов, загрязняющие атмосферный воздух.

До настоящего времени отсутствовала единая теория о механизме образования плавильной пыли, существовали две основные гипотезы: испарительная и диспергационная (пузырьковая). Мощность выбросов плавильной пыли и ее характеристики определялись путем проведения трудоемких и дорогостоящих инструментальных замеров. В данной работе предложен математический аппарат для анализа, учёта и минимизации выбросов плавильной пыли от сталеплавильных агрегатов, позволяющий отказаться от большей части экспериментальных исследований.

Основные результаты и выводы диссертационной работы:

1. На основе известных постулатов кинетической теории газов была составлена математическая модель процесса образования плавильной пыли, учитывающая влияние на процесс пылеобразования сразу двух механизмов: испарительного и диспергационного. Установлена определяющая роль испарения на процесс образования плавильной пыли, а влияние пузырькового механизма учтено соответствующим поправочным коэффициентом. Данная поправка была выведена путем составления расчетных и экспериментальных данных. Для ДСП соотношение массы плавильной пыли, образующейся в результате испарения и разрыва пузырей СО, составляет соответственно 68 % и 32 %. Данный факт также подтверждается экспериментальным исследованием дисперсного состава навески пыли, демонстрирующим аналогичное соотношение относительно мелких (менее 5 мкм) и более крупных (около 10 мкм).

2. Разработанная математическая модель позволяет определять массу образующейся пыли, ее химический и дисперсный состав и динамику данных параметров в зависимости от времени плавки.

3. В модель вошли известные уравнения скорости дистилляции расплава и размера реакционных зон плавки и разработанные автором расчетные уравнения для определения температуры активных зон испарения с учетом скорости выгорания примесей, а также уравнение Максвелла, определяющее рост капель конденсата

4. Адекватность предложенной математической модели подтверждена сравнением полученных расчетных данных с экспериментальными, полученными путем отбора проб пыли.

5. Численным исследованием математической модели образования плавильной пыли было установлено, что:

- мощность выброса плавильной пыли из сталеплавильных печей и ее химический состав изменяется по ходу плавки;
- основным фактором, влияющим на массу образующейся плавильной пыли, является температура реакционной зоны, определяемая теплом окисления примесей или подводом энергии извне;
- в кислородном конвертере наибольшее влияние на температуру реакционной зоны оказывает тепло окисления примесей, которое определяется содержанием углерода и кремния. В дуговой сталеплавильной печи величина температура реакционной зоны определяется мощностью электрической дуги (температурой дуги);
- повышенный выброс плавильной пыли из конвертеров, работающих на территории РФ, объясняется переплавом высококремнистого чугуна, а из электродуговых печей – эксплуатацией печей переменного тока;
- для снижения выбросов плавильной пыли следует проводить мероприятия по уменьшению температуры реакционной зоны: улучшение перемешивания расплава, использование шихтовых материалов с низким содержанием кремния и др.

6. Получение графика изменения химического состава в зависимости от времени плавки открывает возможности нахождения новых способов утилизации плавильной пыли. Наглядно показано, что легкоплавкие компоненты испаряются в начальный период плавки, т.е. при низких температурах реакционной зоны выделяется пыль, обогащенная цинком и свинцом.

7. Показано, что основным фактором, влияющим на размер частиц плавильной пыли, является температура поверхности расплава, определяющая концентрацию паров металла в газовой фазе. При росте этой температуры одновременно увеличивается выброс пыли и ее размер.

8. Результаты расчета размера частиц пыли подтверждают гипотезу о преобладании в рабочем пространстве сталеплавильного агрегата частиц пыли с медианным диаметром менее 1 мкм.

9. На основании расчетных данных составлена упрощенная методика определения мощности выбросов плавильной пыли из сталеплавильных печей, исходя из химсостава шихты и вида плавильного агрегата.

Перспективы дальнейшей разработки темы:

1. Предлагаемая математическая модель может быть адаптирована для расчета характеристик выбросов от любых плавильных печей в черной и цветной металлургии.
2. Расчетная методика после прохождения процедуры аттестации и утверждения может использоваться для прикладных экологических расчетов и проведения инвентаризации выбросов плавильной пыли.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ:

1. Приказ Минпромторга России от 05.05.2014 N 839 «Об утверждении Стратегии развития черной металлургии России на 2014 - 2020 годы и на перспективу до 2030 года и Стратегии развития цветной металлургии России на 2014 - 2020 годы и на перспективу до 2030 года».
2. ИТС 26-2017. Производство чугуна, стали и ферросплавов.
3. Большина Е.П. Экология металлургического производства [Текст] / Е.П. Большина // Курс лекций. – Новотроицк: НФ НИТУ «МИСиС», 2012. – 155 с.
4. Доронин И.Е. Свойства и механизм образования пыли в сталеплавильном производстве [Текст] / И.Е. Доронин, А.Г. Свяжин // Металлург. – 2011. - № 12. – С. 37-43.
5. Свяжин А.Г. Механизм образования пыли при производстве стали [Текст] / А.Г. Свяжин // Сталь. – 1999. - № 12. – С. 78-81.
6. Schürmann E., Ploch A., Pflipsen et al. H-D. Chemische Zusammensetzung, Entstehungsmechanismus und Bildungsrate von Konverterstaub // Stahl und Eisen. – 1995. – № 6. – P. 55–61.
7. Guézennec A.-G., Huber J.-Ch., Patisson F. et al. Dust formation in Electric Arc Furnace: Birth of the particles // Powder Technology. – 2005. – Vol. 157. – P. 2–11.
8. Sammut M.L., Rose J., Fiani E. Determination of zinc speciation in basic oxygen furnace flying dust by chemical extractions and X-ray spectroscopy // Chemosphere. – 2008. – Vol. 70. – P. 1945–1951.
9. Machado. J. G.M.S., Brehm F. Andrade, Mendes Moraes C. A. et al. Chemical, physical, structural and morphological characterization of the electric arc furnace dust // J. of Hazardous Materials. – 2006. – B. 136. – P. 953–960.
10. Симонян Л.М. Утилизация пыли сталеплавильных печей с продувкой расплава [Текст] / Л.М. Симонян, Н.М. Говорова, Е.А. Булаш // Экология и промышленность России. ЭЖиП. - 2011. - Октябрь. - С. 4-7.
11. Симонян Л.М. Особенности пылеобразования при кислородной продувке расплава и возможные пути использования уловленной пыли [Текст] / Л.М. Симонян, Н.М. Говорова // Металлург. - 2011. - № 6. - С. 78-85.
12. Доронин И.Е. Экспериментальное исследование испарения компонентов сталеплавильной пыли [Текст] / И.Е. Доронин, А.Г. Свяжин // Металлург. – 2014. - № 10. – С. 37-41.
13. Явойский В.И. Теория продувки сталеплавильной ванны [Текст] / В.И. Явойский, Г.А. Дорофеев, И.Л. Повх // М.: Металлургия. – 1974. – 496 с.

14. Chugwedu Ch., Kempken J., Ploch A., Pluschkell W. Numerical simulation model for exhaust gas transportation of dust in the BOF // Steel Research. – 1995. – No 8. – P. 341–347.
15. Борнацкий И.И. Производство стали [Текст] / И.И. Борнацкий, В.Ф. Михневич, С.А. Яргин // М.: Металлургия. – 1991. – 400 с.
16. Андоньев С.М. Пылегазовые выбросы предприятий черной металлургии [Текст] / С.М. Андоньев, О.В. Филиппев // М.: Металлургия. – 1973. – 200 с.
17. Баптизманский В.И. Теория кислородно-конвертерного процесса [Текст] / В.И. Баптизманский // М.: Металлургия. – 1975. – 376 с.
18. Nedar L. Dust formation in BOF converter // Steel Research. – 1996. – No 8. – P. 320–327.
19. Gritzan A., Neuschütz D. Rates and mechanisms of dust generation in oxygen steelmaking // Steel Research. – 2001. – No 9. – P. 324–330.
20. Sumi I., Kawabata R., Kikuchi Y. et al. Technique of controlling dust generation during oxygen top blowing in BOF // Steel Research Int. – 2003. – No 1. – P. 14–18.
21. Арсентьев П.П. Конвертерный процесс с донным дутьем [Текст] / П.П. Арсентьев, М.П. Квитко // М.: Металлургия. – 1983. – 128 с.
22. Симонян Л.М. Электросталеплавильная пыль как дисперсная система [Текст] / Л.М. Симонян, А.А. Хилько, А.А. Лысенко и др. // Известия вузов: Черная металлургия. – 2010. – № 11. – С. 68-75.
23. Хилько А.А. Особенности изучения состава электросталеплавильной пыли [Текст] / А. А. Хилько, Л.М. Симонян, И.В. Глинская, А.Э. Теселкина // Известия вузов. Черная металлургия. – 2014. – № 1. – С. 9-13.
24. Симонян Л.М. Свойства электросталеплавильной пыли и анализ возможных направлений ее использования [Текст] / Л.М. Симонян, А.А. Хилько, С.В. Зубкова // Электromеталлургия. – 2010. – № 8. – С. 24-28.
25. Хилько А.А. Морфологические особенности электросталеплавильной пыли [Текст] / А. А. Хилько, Л.М. Симонян, А.А. Лысенко, О.В. Асташкина, А.А. Михалчан // Известия вузов. Черная металлургия. – 2013. – № 5. – С. 3-6.
26. Буренин Н.С. К оценке выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух от сталеплавильного производства [Текст] / Н.С. Буренин, Е.С. Федотова // Сборник трудов НИИ Атмосфера. – 2013.
27. Буторина И.В. Влияние кремния на образование плавильной пыли. // Сталь. – №1, 2011. – С. 84-88.

28. Фикри М., Вишкарев А. Д., Явойский В. И. Пары бурого дыма при продувке ванны кислородом // Изв. вузов. Черная металлургия. 1963. № 11. С. 37 – 41.
29. Beker L. A., Ward R. C. Reaction of an iron-carbon droplet during free fall through oxygen // JISI. 1967. № 7. P. 741 – 717.
30. Кравец В. А., Петренко С. С. Влияние подачи нейтрального газа на аэродинамику выбросов при наполнении ковша чугуном // Изв. вузов. Черная металлургия. 2001. № 1. С. 26-29.
31. Левитасов Я. М., Кравец В. А., Джепа Т. И., Рехтин Н. Е. Подавление бурого дыма азотом при сливе чугуна в ковш // Сталь. 1990. № 9. С. 18 – 20.
32. Поляков А. Ю. Теоретические основы рафинирования сталеплавильной ванны. — М. : Наука, 1975. — 207 с.
33. Баптизманский В.И. Физико-химические основы кислородно-конвертерного процесса [Текст] / В.И. Баптизманский, В.Б. Охотский //Монография. – Киев – Донецк: Вища школа. Головное изд-во. – 1981. – 184 с.
34. Turkdogan E.T. [Текст] / E.T. Turkdogan, L.E. Leeke // Iron Steel Inst. – 1959. – v. 192. – p. 2-4.
35. Капустин Е.А. К вопросу о массообмене в первичной реакционной зоне / Е.А. Капустин, В.Е. Давидсон, В.Н. Евченко // Тепло- и массообмен в ваннах сталеплавильных агрегатов: Сб. научн. трудов МИСиС. - М.: Металлургия, 1985. – С. 79-84.
36. Методическое пособие по расчету, нормированию и контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферу. – СПб. – 2012.
37. Расчетная инструкция (методика). Удельные показатели образования вредных веществ, выделяющихся в атмосферу от основных видов технологического оборудования для предприятий радиоэлектронного комплекса. – СПб. – 2006.
38. Сущенко А. В. О механизме пылеобразования при продувке железоуглеродистого расплава кислородном конвертере [Текст] / А.В. Сущенко // Вестник Приазовского государственного технического университета. – 2003. - № 13.
39. Исакова Н.Ш. Изучение процесса пылеобразования при дуговом нагреве металлов [Текст] / Н.Ш. Исакова, Л.М. Симонян, А.А. Хилько // Известия вузов. Черная металлургия. - 2014. - № 3. - С. 3-9.
40. Шульц Л.А. Элементы безотходной технологии в металлургии [Текст] / Л.А. Шульц // Учебное пособие для вузов – М.: Металлургия, 1991. – 174 с.
41. Летимин В.Н. Утилизация пыли и шлама газоочисток металлургических предприятий [Текст] / В.Н. Летимин, И.В. Макарова, М.С. Васильева, Т.М. Насыров // Наука и производство Урала. – 2015. - № 11. – С. 11-15.

42. Бойченко Б.М. Конвертерное производство стали. Теория, технология, качество стали, конструкция агрегатов, рециркуляция материалов и экология [Текст] / Б.М. Бойченко, В.Б. Охотский, П.С. Харлашин // Днепропетровск: РИА «Днепр-ВАЛ». – 2006. – 454 с.
43. Буторина И.В. К вопросу о механизме образования плавильной пыли / И.В. Буторина, Е.С. Федотова // Сборник трудов Международной конференции молодых ученых «Новые тенденции рационального использования вторичных ресурсов и проблемы экологии». – 2012.
44. Кирьянов В.И. Расчёт конденсационного роста при больших и промежуточных числах Кнудсена [Текст] / В.И. Кирьянов // М.: Изд-во МГИУ. – 2005. – 73 с.
45. Рыжонков Д.И. Теория металлургических процессов [Текст] / Д.И. Рыжонков, П.П. Арсентьев, В.В. Яковлев и др. // Учебник для вузов. – М.: Металлургия. – 1989. – 392 с.
46. Михайлов А.М. Модель испарения компонентов никелевых сплавов при плавке в вакуумной индукционной печи / А.М. Михайлов, К.А. Зубарев, Г.И. Котельников, А.Е. Семин, К.В. Григорович // Известия вузов: Черная металлургия. – 2016. – Т. 59. – № 1. – С. 35-38.
47. Зубарев К.А. Модель испарения компонентов никелевых сплавов при плавке в вакуумной индукционной печи / К.А. Зубарев, Г.И. Котельников, А.Д. Лопатенко, А.Е. Семин // Известия вузов: Черная металлургия. – 2015. – Т. 58. – № 11. – С. 815-818.
48. Буторина И.В. Основы устойчивого развития металлургической отрасли [Текст] / И.В. Буторина // Донецк: Каштан. – 2005. – 332 с.
49. Михайловский В.Н. Электрометаллургия и производство ферросплавов. Методика определения технических показателей плавки в дуговой шахтной электросталеплавильной печи [Текст] / В. Н. Михайловский, П. В. Ковалев // Учебное пособие. – СПб. : Изд-во Политехн. ун-та, . – 2011. – 140 с.
50. Свенчанский, А.Д. Электрические промышленные печи. Ч.2. Дуговые печи : учебник для студ. вузов [Текст] / А. Д. Свенчанский, М. Я. Смелянский // М.: Энергия. – 1970 . – 264 с.
51. Баптизманский В.И. Конвертерные процессы производства стали. Теория, технология, конструкции агрегатов [Текст] / В.И. Баптизманский, М.Я. Меджибожский, В.Б. Охотский // Киев; Донецк: Высшая школа. Головное изд-во. – 1984. – 343 с.
52. Григорян В.А. Теоретические основы сталеплавильных процессов [Текст] / В.А. Григорян, Л.Н. Белянчиков, А.Я. Стомахин // М.: Металлургия. – 1987. – 272 с.

53. [Электронный ресурс] http://steelcast.ru/first-order_interaction_coefficients.
54. Дильдин А.Н. Теория металлургических процессов [Текст] / А.Н. Дильдин, Е.В. Соколова // Челябинск: Изд-во ЮУрГУ. – 2007. – 33 с.
55. Григорян В.А. Физико-химические расчеты электросталеплавильных процессов [Текст] / В.А. Григорян, А.Я. Стомахин, А.Г. Пономаренко и др. // Учеб. пособие для вузов. – М.: Металлургия. – 1989. – 288 с.
56. Явойский В.И. Металлургия стали [Текст] / В.И. Явойский, Ю.В. Кряковский, В.П. Григорьев, Ю.М. Нечкин, В.Ф. Кравченко, Д.И. Бородин // Учебник для вузов. – М.: Металлургия. – 1983. – 584 с.
57. Никольский Л.Е. Тепловая работа дуговых сталеплавильных печей [Текст] / Никольский Л.Е., Смоляренко В.Д., Кузнецов Л.Н. // М.: Металлургия. – 1981. – 320 с.
58. Макаров А.Н. Теория и практика теплообмена в электродуговых и факельных печах, топках, камерах сгорания [Текст]: монография / А.Н. Макаров. Ч. 1. Основы теории теплообмена излучением в печах и топках // Тверь: ТГТУ. – 2007. – 184 с.
59. Бейтельман Л.С. Температура реакционной зоны при прямом окислении стальной ванны кислородом / Л.С. Бейтельман, Б.Н. Окороков, В.И. Явойский и др. // Известия АН СССР: Металлы. – 1966. – № 4. – С. 20-25.
60. Стрельцов Ф.Н. Температура поверхности металлического расплава в зоне воздействия плазменной дуги / Ф.Н. Стрельцов, Н.Н. Потапов // Физика и химия обработки материалов. – 1974. – № 6. – С. 42-46.
61. Ерохин А.А. О температуре поверхности расплава при плазменно-дуговом плавлении металла / А.А. Ерохин, А.Ф. Розов, В.И. Саяпина // Физика и химия обработки материалов. – 1976. – № 2. – С. 136-141.
62. Лактионов А.В. Температура поверхности металла при плазменной плавке / А.В. Лактионов, А.Я. Стомахин, В.А. Григорян, Л.К. Косырев, В.В. Топилин и др. // Известия вузов: Черная металлургия. – 1979. – № 7. – С. 49-52.
63. Лактионов А.В. Температура поверхности металла при плазменной плавке / А.В. Лактионов, А.Я. Стомахин, В.А. Григорян // Известия вузов: Черная металлургия. – 1976. – № 5. – С. 72-77.
64. Меджибожский М.Я. Основы термодинамики и кинетики сталеплавильных процессов [Текст] / М.Я. Меджибожский // Учебное пособие для вузов. – Киев Донецк: Высшая школа. Головное изд-во. – 1979. – 280 с.
65. Исаченко В.П. Теплопередача [Текст] / В.П. Исаченко, В.А. Осипова, А.С. Сукомел // Учебник для вузов. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергоиздат. – 1981. – 416с.

66. Мاستрюков Б.С. Теория, конструкции и расчеты металлургических печей: учебник для техникумов. Т. 2. Расчеты металлургических печей [Текст] / Б.С. Мاستрюков // М.: Металлургия. – 1986. – 376 с.
67. Иванов В.Е. Чистые и сверхчистые металлы (Получение методом дистилляции в вакууме) [Текст] / В.Е. Иванов, И.И. Папилов, Г.Ф. Тихинский, В.М. Амоненко // М.: Металлургия. – 1965. – 134 с.
68. Дэшман С. Научные основы вакуумной техники / С. Дэшман // . – 1964.
69. Levis W., Chang K. C. / W. Levis, K. C. Chang // Transactions of the American Institute of Chemical Engineers. – 1928. – v. 21. – 127.
70. Carman P. C. / P. C. Carman // Transactions of the Faraday Society. – 1948. – v. 44. – 529.
71. Davey T. R. A. Vacuum dezincing of desilverised lead bullion / T. R.A. Davey // J. Metals. – 1953. – v. 5. – 991-997.
72. Davey T. R. A. Distillation under moderately high vacuum, Illustrated by the vacuum distillation of zinc from lead – theoretical / T. R. A. Davey // Vacuum. – 1962. – v. 12. – 83-95.
73. Фукс Н.А. Испарение и рост капель в газообразной среде / Н.А. Фукс // Итоги науки. Физико-математические науки, 1. - М.: Изд-во АН СССР. – 1958. – 89 с.
74. Райст П. Аэрозоли. Введение в теорию. Пер. с англ. -М.: Мир, 1987. - 280 с. – С. 176.
75. Буторина И.В. Роль испарительного механизма в образовании плавильной пыли / И.В. Буторина, Е.С. Федотова // Сталь. – 2016. – № 6. – С. 90–94.
76. Несмеянов А.Н. Давление пара химических элементов. – М.: Изд-во Академии наук СССР, 1961. – 401 с.
77. ГОСТ 17.2.4.06-90. Охрана природы. Атмосфера. Методы определения скорости и расхода газопылевых потоков, отходящих от стационарных источников загрязнения.
78. ГОСТ 17.2.4.07-90. Охрана природы. Атмосфера. Методы определения давления и температуры газопылевых потоков, отходящих от стационарных источников загрязнения.
79. ГОСТ Р 50820-95. Оборудование газоочистное и пылеулавливающее. Методы определения запыленности газопылевых потоков.
80. ГОСТ Р 8.563-2009. Государственная система обеспечения единства измерений. Методики (методы) измерений.

81. РД 52.04.59-85. Охрана природы. Атмосфера. Требования к точности контроля промышленных выбросов. Методические указания.
82. ПНД Ф 12.1.2-99. Методические рекомендации по отбору проб при определении концентраций взвешенных частиц (пыли) в выбросах промышленных предприятий.
83. ГОСТ 29234.3-91. Пески формовочные. Метод определения среднего размера зерна и коэффициента однородности.
84. ГОСТ 8.736-2011. Измерения прямые многократные. Методы обработки результатов измерений. Основные положения.
85. Курепин В. В. Обработка экспериментальных данных: [Текст] / В. В. Курепин, И. В. Баранов / Под ред. В. А. Самолетова // Метод. указания к лабораторным работам для студентов 1, 2 и 3-го курсов всех спец. СПб.: СПбГУНиПТ. – 2003. – 57 с.
86. Гребенникова. И. В. Методы математической обработки экспериментальных данных : учебно-методическое пособие / И. В. Гребенникова // Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та. – 2015. — 124 с.
87. Способ получения железоксидных пигментов. Пат. РФ 2256679 от 19.02.2004.
88. Способ получения противокоррозионного пигмента. Пат. РФ 2391365 от 10.06.2010.
89. Способ получения коричневого железосодержащего пигмента. Пат. РФ 2057154 от 27.03.1996.
90. Федосеева Е.Н., Зорин А.Д., Занозина В.Д., Кузнецова Н.В., Кабанова Л.В., Самсонова Л.Е. Пигмент для окраски кирпича и бетона на основе отхода «пыли металлургического производства / Е.Н. Федосеева, А.Д. Зорин, В.Д. Занозина и др. // Вестник Нижегородского университета им. Н.И. Лобачевского. – 2013. – № 4 (1). – С. 103-108.
91. Буторина И.В., Федотова Е.С. Плави́льная пыль – токсичное вещество и ценное строительное сырье / И.В. Буторина, Е.С. Федотова // Сталь. – 2014. – № 12. – С. 97-99.
92. Патент RU 2183679 C21C5/52 Брикет для металлургического производства, брикет для промывки горна доменной печи и способ изготовления брикетов. – 2002.
93. Котенев В.И. Новая технология получения комплексного металлургического сырья из железо- и углеродсодержащих отходов / В.И. Котенев, Е.Ю. Барсукова, И.Ф. Курунов // Сб. трудов 11-го Международного конгресса доменщиков. – Чехия, Острава – 2004. – 48 с.

94. [Электронный ресурс]: <http://www.briket.ru>.
95. Buzin PJ, et. al. EAF dust: An overview on the influences of physical, chemical and mineral features in its recycling and waste incorporation routes // Journal of Materials Research and Technology. – 2016. – No. 10 (232).
96. Ray S.K., Chattopadhyay G., Ray A. K. Evaluation of dust generated from basic oxygen furnace steel making // Journal of the Air & Waste Management Association. – 1997. – Vol. 47. – P. 716-721.
97. Jalkanen H., Oghbasilasie H., Raipala K. Recycling of steelmaking dusts. The Radust concept // Journal of Mining and Metallurgy. – 2005. – 41 B. – P. 11-26.
98. Рябов А.В. Расчет процесса электроплавки [Текст] / А.В. Рябов, И.В. Чуманов // Учебное пособие. – Челябинск: Изд-во ЮУрГУ. – 2005. – 175 с.
99. Юренев В.Н. Теплотехнический справочник [Текст] / В.Н. Юренев, П.Д. Лебедева // в 2-х т. Изд. 2-е, перераб. – М.: Энергия. – 1976.
100. ГОСТ 1050-88. Прокат сортовой, калиброванный, со специальной отделкой поверхности из углеродистой качественной конструкционной стали. Общие технические условия. - М.: Стандартиформ. – 2008 год.
101. ГОСТ 15527-70. Сплавы медно-цинковые (латуни), обрабатываемые давлением.
102. Егоров А.В., Моржин А.Ф. Электрические печи (для производства сталей). – М.: Металлургия, 1975. – 352 с.
103. Иванова Л.И., Грובה Л.С., Сокунов Б.А. Индукционные канальные печи: учебное пособие, 2-е изд., доп. – Екатеринбург: Изд-во УГТУ – УПИ, 2002. – 105 с.
104. Иванова Л.И., Грובה Л.С., Сокунов Б.А., Сарапулов С.Ф. Индукционные тигельные печи: учебное пособие, 2-е изд., перераб. и доп. – Екатеринбург: Изд-во УГТУ – УПИ, 2002. – 87 с.
105. Брокмайер К. Индукционные плавильные печи. Пер. с нем. под ред. М.А. Шевцова и М.Я. Столова. – М.: Энергия, 1972. – 304 с.
106. Вайнберг А.М. Индукционные плавильные печи: учебное пособие для вузов, 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергия, 1967. – 416 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Расчет массы выбросов пыли от кислородного конвертера

В Приложении представлен расчет выбросов пыли от кислородного конвертера производительностью 100 т стали. Марка выплавляемой стали – сталь перед раскислением со следующим химическим составом [56]:

Таблица А.1

Химический элемент	Fe	C	Mn	P	S
Содержание в стали, %	99,555	0,230	0,170	0,015	0,030

1. Расчет материального баланса плавки

Для расчета состава шихты необходимо иметь данные о химическом составе компонентов, входящих в состав шихты, а также их процентное соотношение в шихте (корректируется при необходимости по завершении расчета теплового баланса). Исходные данные и результаты расчета химического состава шихтовых материалов представлен в таблице А.2.

Таблица А.2

Компонент шихты	Химический элемент, %														%
	Fe	C	Mn	P	S	Si	Fe ₂ O ₃	FeO	CaO	MnO	MgO	P ₂ O ₅	SiO ₂	Al ₂ O ₃	
Жидкий чугун	65,99	3,25	0,81	0,05	0,03	0,70	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	70,6
Стальной лом	23,03	0,20	0,17	0,01	0,01	0,00	0,73	0,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	24,4
Известь	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,38	0,00	0,14	0,00	0,05	0,09	4,5
Футеровка печи	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,00	0,23	0,00	0,01	0,00	0,3
Миксерный шлак	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,01	0,01	0,00	0,06	0,01	0,12
Мусор лома	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,02	0,08
ШИХТА	89,02	3,45	0,98	0,07	0,05	0,70	0,73	0,25	3,46	0,01	0,37	0,00	0,18	0,12	100

Формулы для расчета материального баланса [48] представлены в таблице А.3, результаты расчета – в таблице А.4.

В сталеплавильном процессе протекают реакции диссоциации высших оксидов железа, а также реакции его окисления и восстановления. Часть железа испаряется, еще часть остается в шлаке в виде корольков. В результате этих процессов железо распределяется между металлом, шлаком и дымовыми газами. В расчетах принимается, что потери железа со шлаком K_1 , с корольками K_2 и с пылью K_3 составляют определенный процент от его общего содержания в плавке (величины этих коэффициентов зависят от типа сталеплавильного агрегата, для предварительного расчета берутся ориентировочные

Материальный баланс сталеплавильного процесса. Основные химические реакции

Химические реакции	Масса компонентов в 100 кг шихты, кг																								Q _x , МДж
	Fe	C	Mn	P	S	Si	Fe ₂ O ₃	FeO	CaO	CaS	MnO	SiO ₂	P ₂ O ₅	Al ₂ O ₃	Cr ₂ O ₃	O ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	SO ₂	NO _x	N ₂	Пыль	
Fe ₂ O ₃ =2Fe+1,5O ₂	0,7* *Fe ₂ O ₃						Fe ₂ O ₃									0,3* Fe ₂ O ₃									-5,16*Fe ₂ O ₃
FeO =Fe+0,5O ₂	0,7* *FeO							-FeO								0,22* *FeO ³									-3,75FeO
Fe+0,5O ₂ =FeO	-K ₁ *Fe							1,3K ₁ * *Fe								-0,28* *K ₁									3,86*K ₁
Fe+0,66O ₂ =0,33Fe ₃ O ₄	-K ₃ * *Fe															-0,37* *K ₃								1,36*K ₃	6,5*K ₃
Железо в шлак	-K ₂ * *Fe							-Fe _{шл}																	
C+0,5O ₂ =CO		-K ₄														-1,33* *K ₄	2,33* *K ₄								10,7K ₄
CO+0,5O ₂ =CO ₂																-1,3* *K ₄ *K ₅	-2,33* *K ₄ *K ₅	3,6* *K ₄ *K ₅							24,2*K ₄ *K ₅
Mn+FeO=Fe+MnO			-K ₆								-1,29* *K ₆					-0,29* *K ₆									0,024K ₆
Si + O ₂ =SiO ₂						-K ₇						-2,1K ₇				-1,14* *K ₇									31,38*K ₇
2P + 2,5O ₂ =P ₂ O ₅				-K ₈									-2,29* *K ₈			-1,29* *K ₈									25,11* *K ₈
S + O ₂ =SO ₂					-0,2S _ш																0,4S _ш				1,39S _ш
CaCO ₃ =CaO+CO ₂																		K ₅							-4,04* K ₅
CaO + SO ₂ =CaS+1,5O ₂					-K ₉				-1,25* *K ₉	1,29* *K ₉						1,5* *K ₉									-9,2*K ₆
4CaO+P ₂ O ₅ = =(CaO) ₃ P ₂ O ₅ (CaO)																									9,3*K ₈
2CaO+SiO ₂ = =(CaO) ₂ *SiO ₂																									2,6*K ₇
Кислородное дутье																0,99* *V _{дут}							0,01* *V _{дут}		
H ₂ O=H ₂ O (пар)																			W						-2,64 W
H ₂ O=H ₂ +0,5O ₂																0,62* *W			-0,7W	0,077* *W					-9,4 W
N ₂ +O ₂ =2NO																						K ₁₀			
Итого																									ΣQ _{x.p.}
Выход продуктов	M _ч						M _{шл}										M _г								
Массовый состав	M _i / M _ч						M _i / M _{шл}										M _i / M _г								
Объем газов, м ³																	M _i * ρ _i								
Объем газов общий, м ³																	V _г								
Состав газа, %																	V _i / V _г								

значения для рассматриваемого сталеплавильного агрегата, которые в дальнейшем будут уточняться, а математическая модель корректироваться согласно новым значениям).

Количество углерода, выгорающего в ходе сталеплавильного процесса, может быть определено по формуле (2.7). В таблице А.3 $K_4 = M_{\text{Сок}}$.

В электродуговых печах кроме выгорания углерода шихты сгорает углеродный электрод. Расход углерода на 100 кг шихты составляет 0,3 кг [48]. Тогда количество углерода, сгорающего в электропечи, будет равно

$$M_C^{\text{ок}} = C_C^{\text{ш}} - \alpha C_C^{\text{е}} + 0,3 \quad (\text{А.1})$$

Доля СО, окисляемого до CO_2 (K_5) определяется по таблице А.3.

Марганец в первый период плавки окисляется оксидом железа, входящим в состав шлака, а затем восстанавливается. В результате часть марганца остается в железе в виде неокисленного металла, а часть переходит в шлак в виде оксидов. Количество окисленного и перешедшего в шлак марганца K_6 можно определить по формуле (2.7).

Кремний в процессе конвертерной плавки практически полностью окисляется и переходит в шлак. При заданном составе стали количество кремния, окисленного в ходе сталеплавильного процесса, K_7 определится по уравнению (2.7).

Почти 90 % фосфора окисляется и переходит в шлак. При заданном составе стали количество фосфора, окисленного в ходе сталеплавильного процесса, K_8 можно определить по уравнению (2.7).

Поведение серы в сталеплавильной печи зависит от вида ее соединения и кислородного потенциала в реакционной зоне.

В практических расчетах конвертерной плавки коэффициент распределения серы между металлом и шлаком может быть определен с помощью справочных материалов [48]. В характерном для конвертера диапазоне основностей $b=2-3$, изменение коэффициента распределения серы между чугуном и шлаком может быть описано функцией

$$L_s = 4,3 \cdot b - 4,9 \quad (\text{А.2})$$

С учетом коэффициента распределения серы количество серы, остающейся в чугуне, будет равно

$$L_s = 4,3 \cdot b - 4,9 \quad (\text{А.3})$$

где q_r — коэффициент, учитывающий долю серы, переходящей в газовую фазу. Согласно экспериментальным данным принимается, что в сталеплавильные газы переходит до 10-20 % серы шихты. Тогда количество серы, перешедшей в шлак при переработке 100 кг шихты, K_9 будет равно

$$M_s^{ш.л} = 0,8 M_s^{ш} - \alpha M_s^c \quad (A.4)$$

где $M_s^{ш}$, M_s^c – соответственно содержание серы в шихте и в стали.

Реакция удаления серы при плавке в дуговой электропечи имеет вид [98]



Конечное содержание серы в металле определяется выражением

$$[S]_к = \frac{100 \cdot [S]_н + \lambda \cdot (S)_н}{100 + L_s \cdot \lambda} \quad (A.6)$$

где λ – кратность шлака, $\lambda = \frac{m_{ш.л}}{m_m} \cdot 100$, %, где $m_{ш.л}$ – масса шлака, кг, m_m – масса металла, кг;

L_s – коэффициент распределения серы между шлаком и металлом;

Коэффициент распределения серы находится по эмпирическому выражению:

$$\lg L_s = -2,78 + 0,86 \cdot \frac{(CaO) + 0,05 \cdot (MgO)}{(SiO_2) + 0,6 \cdot (Al_2O_3)} - \lg a_o + \lg f_s \quad (A.7)$$

где a_o – активность кислорода в расплаве, f_s – коэффициент активности серы.

Кальций содержится в шихтовых материалах за исключением обожженной извести в виде карбоната. Карбонат кальция в зоне высоких температур разлагается на известь и диоксид углерода. Согласно стехиометрическому соотношению количество углекислого газа, образующегося в результате реакции диссоциации известняка, будет равно

$$CO_2 = 44 q_{из} \quad (A.8)$$

где $q_{из}$ — коэффициент, учитывающий долю извести, переходящей в газовую фазу.

Известь участвует в процессах шлакообразования, которые с оксидами фосфора и кремния идут с заметным положительным тепловым эффектом. Остальные реакции шлакообразования не оказывают существенного влияния на тепло- и массообменные процессы конвертерной плавки, поэтому в данной математической модели не рассматриваются. С учетом всех значимых расходных статей и стехиометрических соотношений между взаимодействующими веществами доля извести в плавке может быть рассчитана по соотношению [48]

$$q_{из} = \frac{100}{CaO_\phi} (3,5 (Si_{ш} - \alpha Si_c) + 3,6 (P_{ш} - \alpha P_c) + 1,6 (0,85 S_{ш} - \alpha S_c)) \quad (A.9)$$

где CaO_ϕ – процентное содержание извести во флюсе.

Алюминий и хром попадают в конвертерную плавку с шихтой и в процессе растворения футеровки конвертера. В данной модели принимается, что эти компоненты практически полностью переходят в шлак в виде оксидов. Некоторая часть данных компонентов испаряется и переходит в виде пылевых частиц в газовую фазу.

Влага в высокотемпературной зоне испаряется и затем разлагается на водород и кислород. По экспериментальным данным принимается [48], что в реакции диссоциации принимает участие 70 % влаги шихты.

Кислород и азот вносятся в сталеплавильную печь с кислородной струей, с подсосами воздуха и оксидами металлов, входящими в состав шихты. Кислород участвует в реакциях окисления железа и его примесей. Количество кислорода, которое необходимо подать в печь для проведения всех окислительных реакций в 100 кг шихты можно рассчитать по уравнению, учитывающему все окислительные реакции.

В печи, работающей без продувки ванны кислородом, весь кислород попадает в печь с подсосами воздуха. Количество подсосов воздуха определится по уравнению

$$V_{\text{под}} = \frac{O_2}{0,21} \quad (\text{A.10})$$

Расход кислородного дутья на плавку 100 кг шихты в конвертерной печи определится как

$$V_{\text{дуть}} = \frac{O_2}{q_{O_2}^{\text{дуть}}} - 0,21 V_{\text{под}} \quad (\text{A.11})$$

где $q_{O_2}^{\text{дуть}}$ – доля кислорода в дутье.

Количество воздуха, подсасываемого в конвертерную печь, определится как

$$V_{\text{под}} = \frac{22,4 (1 - q_{CO}) (C_{\text{ш}} - C_{\text{с}})}{0,21 \mu_{\text{с}}} \quad (\text{A.12})$$

Количество азота, попадающего в печь, будет равно

$$N_2 = q_{N_2}^{\text{дуть}} V_{\text{дуть}} - 0,21 V_{\text{под}} \quad (\text{A.13})$$

где $q_{N_2}^{\text{дуть}}$ – доля азота в дутье. Обычно в кислородном дутье содержится 99,5 % кислорода и 0,1 % азота.

Азот в зоне высоких температур сталеплавильной печи в условиях окислительной среды образует только оксидные соединения. Определить количество образующегося оксида азота K_{10} можно с помощью уравнения (A.10), взяв в качестве расчетной температуру дымовых газов в сталеплавильной печи:

$$M_{NO} = 0,03 \mu \exp(-2,1 M_{H_2}) \sqrt{K_p M_{O_2} M_{N_2}} - 0,25 K_p (M_{N_2} + M_{O_2}) \quad (\text{A.11})$$

где M_{NO} – количество монооксида азота в расчете на 100 кг шихты; M_{H_2} , M_{O_2} и M_{N_2} – количество водорода, кислорода и азота в зоне горения в расчете на 100 кг шихты.

Итоговое количество образующихся веществ и величина суммарного теплового эффекта плавки определялись суммированием вертикальных граф таблицы А.3.

Количество кислородного дутья определялось по формуле (A.10). Величина подсосов воздуха определялась исходя из его потребности на соответствующую для каждого агрегата полноту окисления CO до CO₂ [48].

Для расчета материального баланса необходимо определить предварительные значения коэффициента выхода годной стали, удельного объема отходов и удельного теплового эффекта. При необходимости данные значения могут быть уточнены после проведения расчета по всем компонентам плавки.

Коэффициент выхода жидкой стали из 100 кг шихты определяется по соотношению

$$\alpha = \frac{M_c}{100} \quad (\text{A.12})$$

где M_c – масса образующейся стали.

Эта величина рассчитывается как сумма железа и его примесей

$$M_c = M_{Fe}^c + M_{np} \quad (\text{A.13})$$

где M_{Fe}^c – содержание железа в стали, равное

$$M_{Fe}^c = M_{Fe}^u (1 - q_n - q_{ок} - q_k) \quad (\text{A.14})$$

где q_n , $q_{ок}$, q_k – соответственно доля железа превратившегося в пыль, связанного в шлаке в оксиды и в виде корольков.

Масса основных примесей в стали определится как

$$M_{np} = 0,01 M_c (M_C^c + M_{Mn}^c + M_S^c + M_P^c) \quad (\text{A.15})$$

После подстановки

$$M_c = \frac{M_{Fe}^u (1 - q_n - q_{ок} - q_k)}{1 - 0,01 (M_C^c + M_{Mn}^c + M_S^c + M_P^c)} \quad (\text{A.16})$$

$$\alpha = \frac{M_{Fe}^u (1 - q_n - q_{ок} - q_k)}{100 \cdot (1 - 0,01 (M_C^c + M_{Mn}^c + M_S^c + M_P^c))} \quad (\text{A.17})$$

С учетом всех окисляющихся компонентов удельный выход сталеплавильного шлака при производстве 1 т жидкой стали определится как

$$Y_c^{ш.л} = \frac{10}{\alpha} ((1,28 q_y + q_k) M_{Fe}^u + 1,29 (M_{Mn}^u - \alpha M_{Mn}^c) + 2,29 M_P^u + 2,14 M_{Si}^u + M_{CaO}^u + M_{oz}) \quad (\text{A.18})$$

где q_y и q_k – соответственно доля окисляющегося железа и доля железа, переходящая в шлак в виде корольков; M_{oz} – удельный расход огнеупорных материалов на 100 кг шихты.

Удельный выход сталеплавильных газов в м³/т стали определится по уравнению

$$V_{zc} = \frac{10}{\alpha} \left(22,4 \left(\frac{M_c^u - \alpha M_c^c}{\mu_c} (1 + 3,76 q_c^{CO_2}) + \frac{q_s M_s^u}{\mu_s} + \frac{M_w^u}{\mu_{H_2O}} \right) + q_{N_2} V_{дуть} + 0,79 V_{нод} \right) \quad (A.19)$$

где μ_c , μ_s , μ_{H_2O} – соответственно молярная масса углерода, серы и воды; $V_{дуть}$ и $V_{нод}$ – соответственно удельный расход кислородного дутья и объем подсосов воздуха на 1 т стали.

Коэффициент выхода годного рассчитывается по формуле ()

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{M_{Fe}^u (1 - q_n - q_{ок} - q_k)}{100 \cdot (1 - 0,01 (M_c^c + M_{Mn}^c + M_s^c + M_p^c))} = \\ &= \frac{89,02 \cdot (1 - 0,01096 - 0,0137 - 0,0187)}{100 \cdot (1 - 0,01 (0,230 + 0,170 + 0,030 + 0,015))} = 0,855 \end{aligned}$$

Количество серы, перешедшей в шлак при переработке 100 кг шихты, находится по формуле (A.4):

$$M_s^{u,л} = 0,8 \cdot M_s^u - \alpha M_s^c = 0,8 \cdot 0,051 - 0,855 \cdot 0,030 = 0,0152$$

Расход кислородного дутья на плавку 100 кг шихты в конвертерной печи определится как сумма значений, расположенных в столбце O_2 таблицы A.3.

Количество азота, рассчитанное по этой формуле (A.11), K_{10} :

$$M_{NO} = 0,03 \mu \exp(-2,1 M_{H_2}) \sqrt{K_p M_{O_2} M_{N_2}} - 0,25 K_p (M_{N_2} + M_{O_2})$$

$$K_p = 10^{\frac{-4786}{2700+0,66}} = 0,0772$$

$$\begin{aligned} M_{NO} &= 0,03 \cdot 30 \cdot \exp(-2,1 \cdot 0,0167) \sqrt{0,0772 \cdot 5,38 \cdot 0,0472} - 0,25 \cdot 0,0772 \cdot (0,0472 + 5,38) = \\ &= 0,0169 \text{ кг} / 100 \text{ кг шихты} \end{aligned}$$

Стоит отметить, что для мгновенно меняющихся условиях плавки следует выбирать предельно малый интервал времени. Однако для данного расчета, результаты которого будут сопоставляться с экологическими показателями, подвергающимися 20-минутному осреднению, достаточно разделить время плавки на 20 шагов.

2. Тепловой баланс

Все формулы, необходимые для расчета теплового баланса, представлены в таблице (A.4). Энтальпия жидких чугуна, стали и шлака рассчитывается по формуле

$$i = c_T T_{пл} + c_{ж} T + q_{пл} \quad (A.20)$$

где c_T и $c_{ж}$ – соответственно теплоемкость твердого и жидкого металла; $q_{пл}$ – скрытая теплота плавления; $T_{пл}$ – температура плавления металла; T – температура жидкой фазы: для чугуна температура заливки (1350 °C), для стали и шлака температура слива (1650 °C и 1720 °C соответственно).

Тепловой баланс сталеплавильного процесса [48]

	Наименование статьи	Расчетная формула
Приход тепла	Тепло экзотермических реакций	$Q_{хим} = \sum Q_i$
	Тепло, вносимое жидким чугуном	$Q_q = 100 q_q i_q^*$
	Тепло, вносимое ломом	$Q_q = 100 q_{л} i_{л}^*$
	Тепло, выделяемое при горении топлива	$Q_T = 0,1 \alpha Y_T Q_n^p$
	Физическое тепло воздуха на сжигание топлива	$Q_{воз} = 0,1 L_{д} \alpha Y_T i_{воз}$
	Прямой нагрев электрической дугой	$Q_{э} = 0,9 \mathcal{E}_{д}$
	Итого	
Расход тепла	Тепло, уносимое сталью	$Q_c = 100 \alpha i_c$
	Тепло, уносимое шлаком	$Q_{шл} = 0,1 \alpha Y_{шл}^c i_{шл}$
	Тепло, уносимое пылью	$Q_n = 100 q_n q_{Fe} i_{Fe}$
	Тепло, уносимое дымовыми газами	$Q_{дг} = 0,1 \alpha Y_{дг}^c i_{дг}$
	Потери тепла	$Q_{ном} = 0,1 \alpha Y_{ном}$
	Итого	

*Здесь и далее в таблице, через i обозначены энтальпии соответствующего вещества при заданной температуре, а буквой q - доля соответствующих компонентов шихты.

Теплоемкости участвующих в нагреве веществ (чугуна, стали, шлака) могут быть рассчитаны исходя из химического состава, а в упрощенных расчетах приняты равными $c = 0,7$ кДж/кг·°С; $c_c = 0,838$ кДж/кг·°С; $c_{шл} = 1,245$ кДж/кг·°С. Скрытая теплота плавления зависит от состава металла. В упрощенных расчетах скрытая теплота плавления принимается равной для чугуна 138,3 кДж/кг·°С, для стали – 268 Дж/кг·°С, для шлака – 215,7 кДж/кг·°С [48].

Приход тепла в печь в результате протекания химических реакций может быть рассчитан с помощью таблицы А.3 по уравнению, полученному суммированием всех тепловых эффектов сталеплавильного процесса (крайний правый столбец таблицы А.3).

В статье «потери тепла» учтены потери тепла теплопроводностью через кладку печи, тепло, аккумулированное кладкой печи, потери тепла излучением через окна печи и потери тепла с охлаждающей водой. Средняя величина этих потерь, определенная по литературным данным, приведена в таблице А.4 [48]. В формуле затрат электрической энергии в электропечах коэффициент 0,9 учитывает коэффициент использования электрической энергии.

При расчете материального баланса требуемое для процесса количество лома задавалось приближенно, по имеющимся литературным данным. После составления теплового баланса по величине невязки приходных и расходных статей в материальном балансе расход лома корректируется. Невязка не должна превышать 0,3 % и рассчитывается по формуле

$$N = \frac{Q_{\text{прих}} - Q_{\text{рас}}}{Q_{\text{рас}}} \cdot 100\% \quad (\text{A.21})$$

Теплота химических реакций $Q_{\text{хим}} = \sum Q_i$. Данное значение получено из таблицы А.3.

$$i_{q*} = c_T T_{\text{пл}} + c_{\text{жс}} T + q_{\text{пл}} = 1083,3$$

$$Q_q = 100 q_q i_{q*} = 100 \cdot 0,706 \cdot 1083,3 = 76481,0 \text{ кДж} / 100 \text{ кг шихты}$$

$$Q_l = 100 q_l i_l = 100 \cdot 0,244 \cdot 391,5 = 9553,1 \text{ кДж} / 100 \text{ кг шихты}$$

$$Q_c = 100 \alpha i_c = M_c \cdot c_c \cdot t_{\text{Ме}} = 86,58 \cdot 0,838 \cdot 1635 = 118622,6 \text{ кДж} / 100 \text{ кг шихты}$$

$$Q_{\text{шл}} = 0,1 \alpha Y_{\text{шл}}^c i_{\text{шл}} = M_{\text{шл}} \cdot c_{\text{шл}} \cdot t_{\text{шл}} = 8,543 \cdot 1,245 \cdot 1720 = 18293,9 \text{ кДж} / 100 \text{ кг шихты}$$

$$Q_n = 100 q_n q_{Fe} i_{Fe} = M_n \cdot c_n \cdot t_n = 1,491 \cdot 0,838 \cdot 1600 = 1998,5 \text{ кДж} / 100 \text{ кг шихты}$$

$$Q_{\text{дог}} = 0,1 \alpha Y_{\text{дог}}^c i_{\text{дог}} = \sum i_{\text{компл дог}} \cdot M_{\text{компл дог}} = 18553,4 \text{ кДж} / 100 \text{ кг шихты}$$

Невязка по формуле (A.21)

$$N = \frac{Q_{\text{прих}} - Q_{\text{рас}}}{Q_{\text{рас}}} \cdot 100\% = \frac{161461,3 - 161424,1}{161424,1} \cdot 100 = 0,023 \%$$

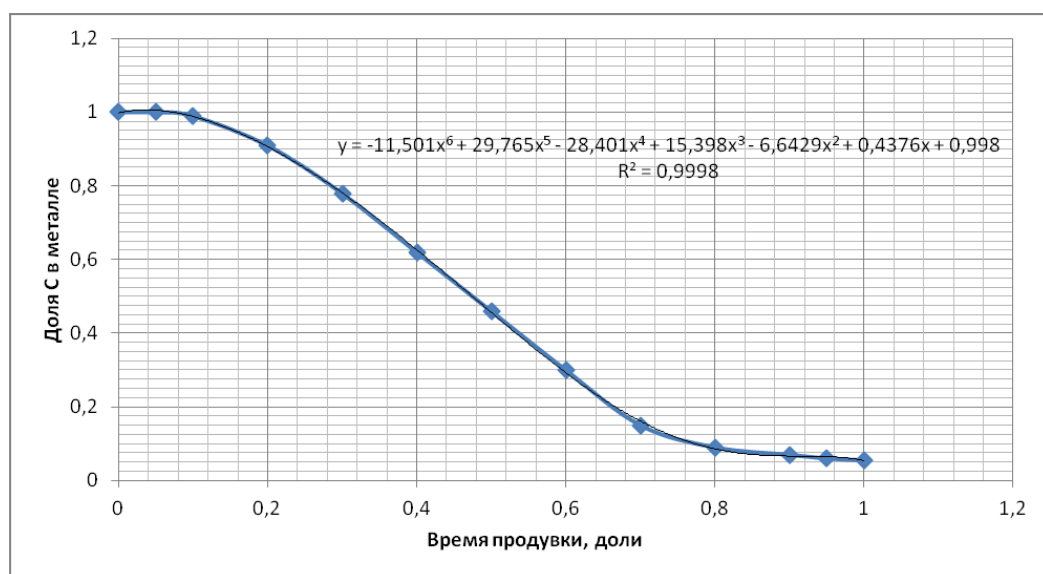
Таблица А.5

Удельные показатели плавки

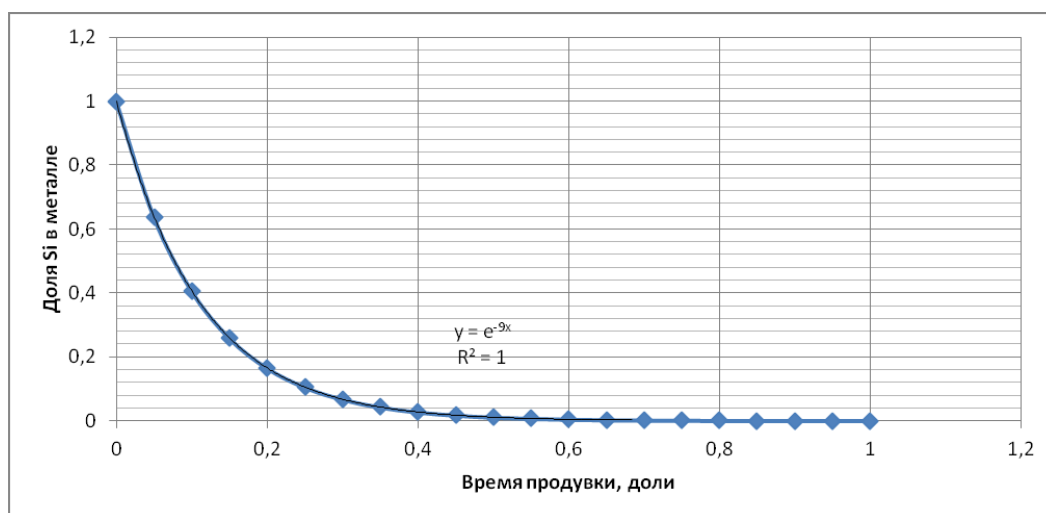
Удельные показатели на 1 т стали		
Потребность в шихте	1012,604	кг
Выход шлака	99,91753	кг
Масса образующейся пыли	17,43345	кг
Потребность в кислороде	43,18054	м ³
Выход дымовых газов	79,81577	м ³
Энергоемкость плавки	1635	МДж

Как видно из таблицы А.5, полученные значения близки к среднестатистическим показателям сталеплавильного производства. Данное обстоятельство подтверждает верность расчета материального и теплового балансов плавки.

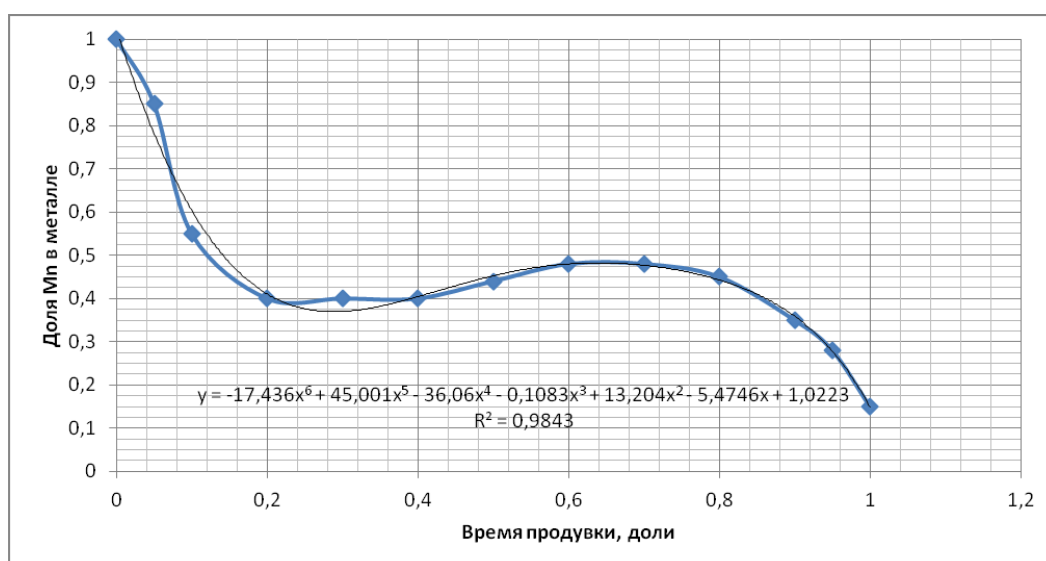
Изменение концентрации основных компонентов расплава представлено на рис. А.1. Скорость окисления примесей приведена на рис. А.2.



а



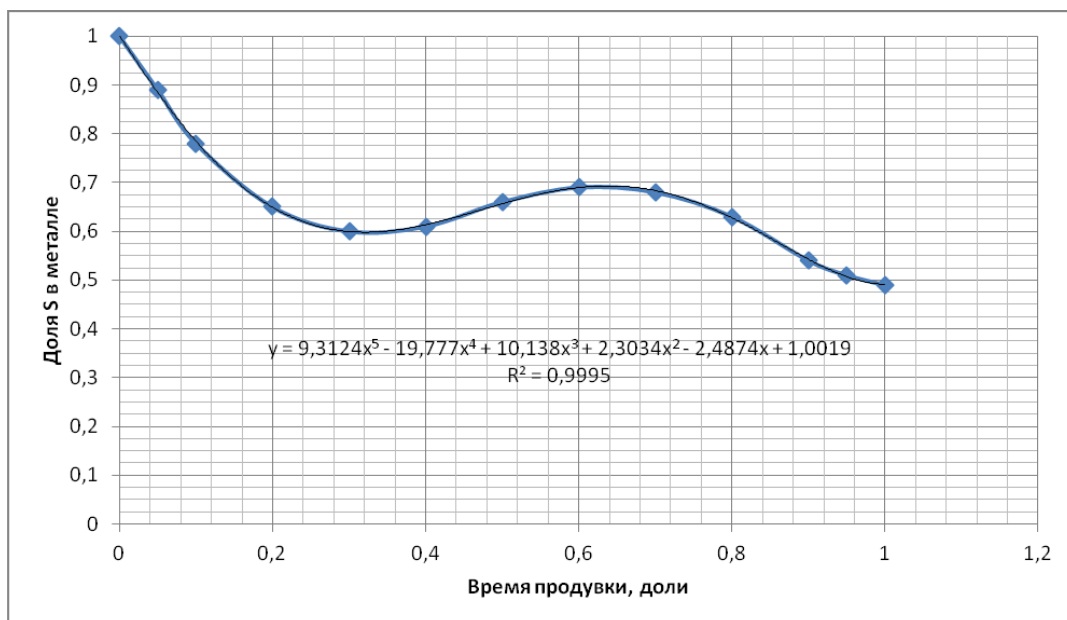
б



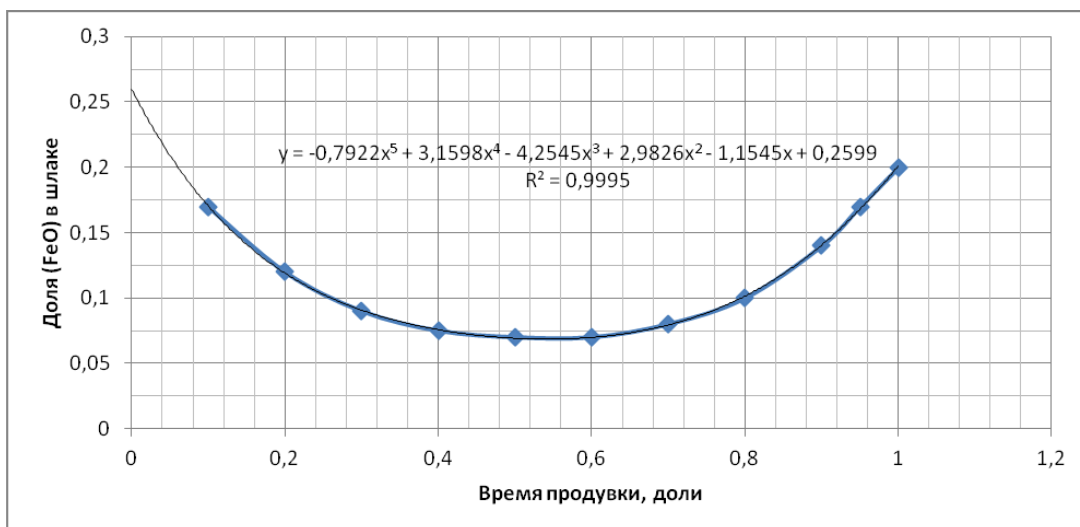
в



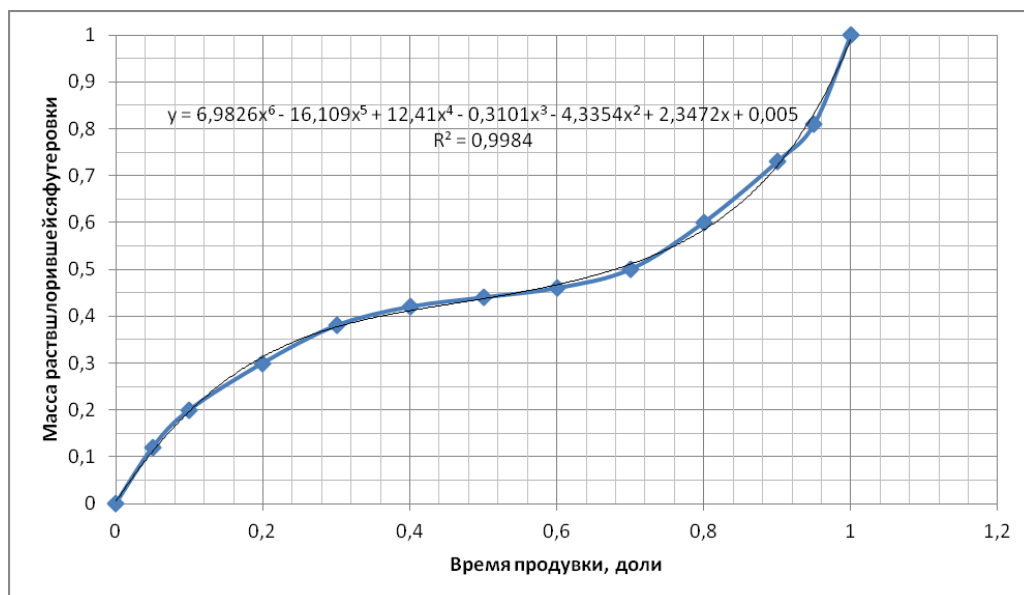
Г



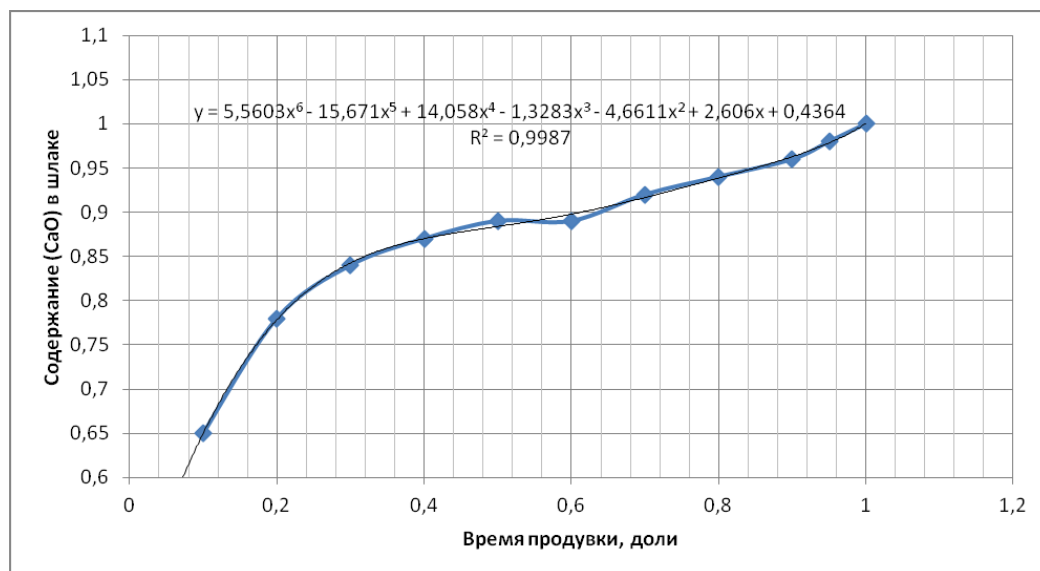
Д



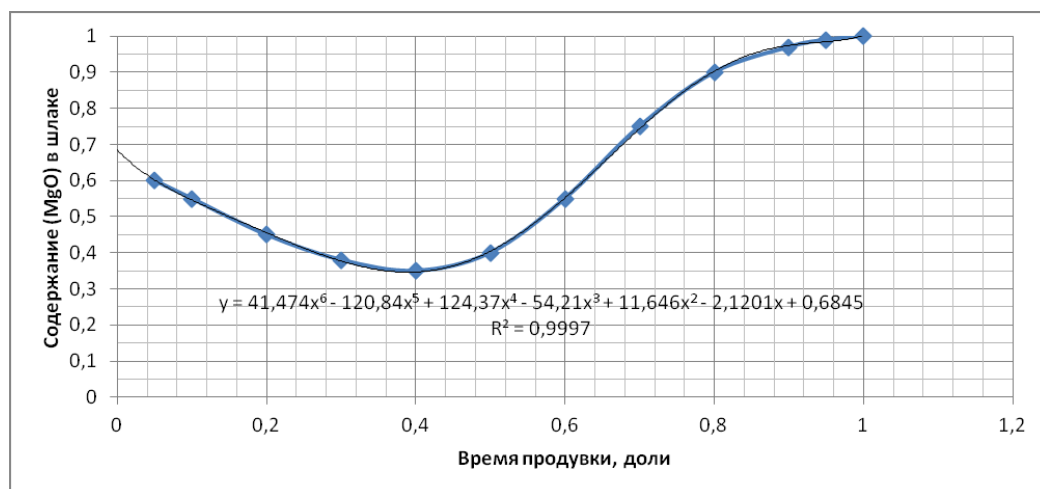
е



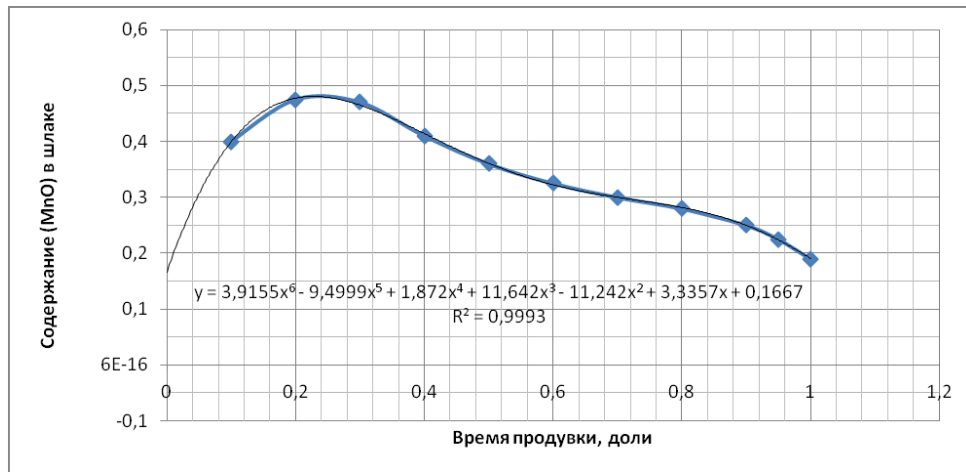
Ж



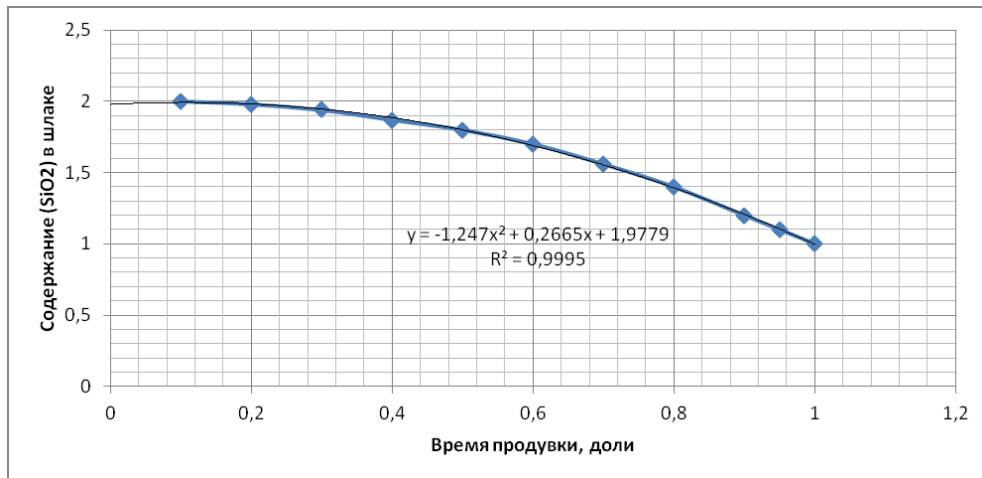
И



К



Л



М

Рисунок А.1 – Изменение концентрации компонентов расплава и шлака: а – углерода, б – кремния, в – марганца, г – фосфора, д – серы, е – оксида железа (II), ж – растворение футеровки, и – оксид кальция, к – оксид магния, л – оксид марганца, м – оксид кремния.



Рис. А.2. Скорость окисления основных примесей.

Принято, что температура дымовых газов на протяжении всей продувки повышается равномерно от 1200 до 1700 °С, в области конденсации паров температура газов составляет 293 К.

Для предварительного расчета примем, что температура расплава изменяется по зависимости [13]. Далее характер изменения температуры металла будет откорректирован по результатам расчета.

Расчет теплового эффекта химических реакций

Данные для расчета теплового эффекта представлены в таблице А.6.

Были использованы следующие формулы

Для реакции $[\text{Si}] + \{\text{O}_2\} = (\text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,0015 \cdot t_{Me} + 27,8$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{Mn}] + 0,5 \{\text{O}_2\} = (\text{MnO})$ $\Delta H = -0,00025 \cdot t_{Me} + 6,7$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{Fe}] + 0,5 \{\text{O}_2\} = (\text{FeO})$ $\Delta H = -0,00025 \cdot t_{Me} + 4,4$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{C}] + 0,5 \{\text{O}_2\} = \{\text{CO}\}$ $\Delta H = -0,0005 \cdot t_{Me} + 11,9$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{C}] + \{\text{O}_2\} = \{\text{CO}_2\}$ $\Delta H = -0,00275 \cdot t_{Me} + 36,4$ кДж/кг.

Для реакции $2[\text{P}] + 5/2 \cdot \{\text{O}_2\} = (\text{P}_2\text{O}_5)$ $\Delta H = -0,000825 \cdot t_{Me} + 29,7$ кДж/кг.

Для $[\text{Mn}] + 0,5 \{\text{O}_2\} + 0,5(\text{SiO}_2) = 0,5(2\text{MnO} \cdot \text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,00075 \cdot t_{Me} + 7,8$ кДж/кг.

Для $[\text{Fe}] + 0,5 \{\text{O}_2\} + 0,5(\text{SiO}_2) = 0,5(2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,00075 \cdot t_{Me} + 5,4$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{Si}] + \{\text{O}_2\} + 2\text{CaO} = (2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,007 \cdot t_{Me} + 29,1$ кДж/кг.

Для реакции $2[\text{P}] + 5/2 \{\text{O}_2\} + 4\text{CaO} = (4\text{CaO} \cdot \text{P}_2\text{O}_5)$ $\Delta H = -0,006 \cdot t_{Me} + 33,0$ кДж/кг.

Характер изменения суммарного теплового эффекта основных химических реакций от времени продувки представлены на графике (рис. А.3).

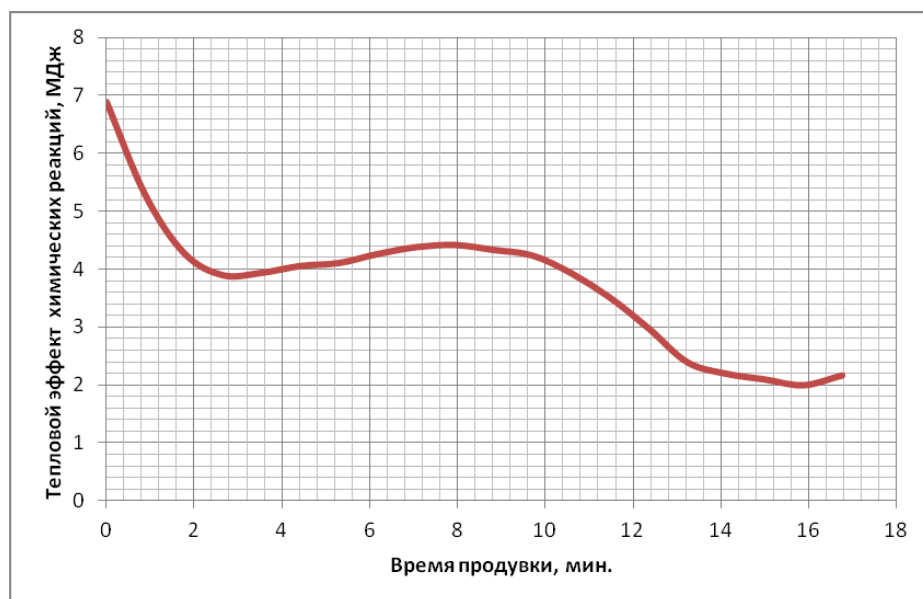


Рисунок А.3 – Изменение теплового эффекта со временем продувки.

Таблица А.6

Расчет теплового эффекта реакций окисления примесей

Время продувки, доли от общего	M Fe ₂ O ₃	M FeO	M C до CO	M C до CO ₂	M Mn	M Si	M P	M S	M Fe до FeO	M (CaO)3P2O5	M (CaO)2SiO2	M H2O
0,00	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0,05	-0,18342	-0,02073	0,017356	0,001736	-0,235562471	-0,2548112	-0,00601683	-0,0059987	0	0,00231919	0,00520829	-0,0108675
0,10	-0,18342	-0,02073	-0,05817	-0,00582	-0,173824003	-0,1624748	-0,00849691	-0,005106168	0	0,00090257	0,00735509	-0,0108675
0,15	-0,18342	-0,02073	-0,11831	-0,01183	-0,118174933	-0,1035985	-0,00831127	-0,004030293	0	-0,00051405	0,0071944	-0,0108675
0,20	0	-0,02073	-0,16413	-0,01641	-0,07101776	-0,0660573	-0,00663834	-0,002886901	0	-0,001930671	0,00574628	-0,0108675
0,25	0	-0,02073	-0,20087	-0,02009	-0,033585308	-0,04212	-0,00436699	-0,001773989	0	-0,003347291	0,00378015	-0,0108675
0,30	0	-0,02073	-0,23146	-0,02315	-0,006132374	-0,0268569	-0,00212955	-0,000771717	0	-0,004763911	0,00184338	-0,0108675
0,35	0	-0,02073	-0,25701	-0,0257	0,011872615	-0,0171247	-0,00033478	5,75885E-05	0	-0,006180532	0,00028979	-0,0108675
0,40	0	-0,02073	-0,2772	-0,02772	0,021555947	-0,0109192	0,000799086	0,000669433	0	-0,007597152	-0,0006917	-0,0108675
0,45	0	-0,02073	-0,29081	-0,02908	0,024446976	-0,0069624	0,001211385	0,001037157	0	-0,009013772	-0,0010486	-0,0108675
0,50	0	-0,02073	-0,29606	-0,02961	0,022286463	-0,0044394	0,000966002	0,001151935	0	-0,010430393	-0,0008362	-0,0108675
0,55	0	-0,02073	-0,29117	-0,02912	0,016834927	-0,0028307	0,000218379	0,001022774	0	-0,011847013	-0,000189	-0,0108675
0,60	0	0	-0,2747	-0,02747	0,009680988	-0,0018049	-0,00081749	0,000676515	0,008545	-0,013263633	0,00070763	-0,0108675
0,65	0	0	-0,24608	-0,02461	0,002049716	-0,0011509	-0,00190204	0,000157834	0,02322	-0,014680254	0,00164644	-0,0108675
0,70	0	0	-0,206	-0,0206	-0,005389024	-0,0007338	-0,00280316	-0,000470761	0,040622	-0,016096874	0,00242647	-0,0108675
0,75	0	0	-0,15691	-0,01569	-0,012712228	-0,0004679	-0,00332917	-0,001128927	0,061335	-0,017513494	0,0028818	-0,0108675
0,80	0	0	-0,1034	-0,01034	-0,020935401	-0,0002984	-0,00336185	-0,001718488	0,085746	-0,018930115	0,00291008	-0,0108675
0,85	0	0	-0,05271	-0,00527	-0,032204215	-0,0001902	-0,00288938	-0,002123435	0,114044	-0,020346735	0,00250111	-0,0108675
0,90	0	0	-0,01513	-0,00151	-0,049986163	-0,0001213	-0,00203941	-0,002209923	0,14622	-0,021763355	0,00176535	-0,0108675
0,95	0	0	-0,00449	-0,00045	-0,079262208	-7,735E-05	-0,001112	-0,001826275	0,182067	-0,023179976	0,00096257	-0,0108675
1,00	0	0	0	0	-0,126718443	-4,932E-05	-0,00061266	-0,00080298	0,221181	-0,024596596	0,00053033	-0,0108675

Продолжение таблицы А.6

[illegible]

Расчет площади реакционной зоны

Для определения площади реакционной зоны необходимо изучить динамику истечения кислорода из сопла и найти характерные размеры кратера, образующегося при смешении кислорода с металлом.

Основные данные и расчетные формулы для нахождения размеров реакционной зоны представлены ниже.

Необходимый объем кислорода находится при расчете материального баланса плавки и составляет для 100-тонного конвертера 43,18 м³/т. С учетом коэффициента усвоения кислорода, равного 0,6...0,8 (принимаем 0,7), расход кислорода составит 61,7 м³/т. Интенсивность продувки обычно составляет 2,5...6 м³/(т·мин.). Если принять данное значение равным 3,5 м³/(т·мин.), то время продувки составит 17,6 мин.

Расход кислорода для 100-т конвертера составит 350 м³/мин. Пропускная способность сопла составляет 200 м³/мин., следовательно, требуется 2 сопла, расход кислорода через каждое будет составлять 175 м³/мин.

Давление кислорода перед соплами $p = 1,0 \dots 1,6$ МПа. Принимаем $p = 1$ МПа.

Критический диаметр сопла находится по формуле [99]

$$d_{kp} = 3,5 \cdot \sqrt{\frac{V_{O_2} / n_{con}}{p_{O_2}}} = 3,5 \cdot \sqrt{\frac{350/2}{1}} = 46,3 \leq 47 \text{ мм}$$

Критерий скорости в выходном сечении сопла Лавалья [12, 16, 46]:

$$\lambda = \sqrt{\left[1 - \left(\frac{p_{вых}}{p_0} \right)^{(k-1)/k} \right] \frac{k+1}{k-1}} = \sqrt{\left[1 - \left(\frac{0,12}{1,0} \right)^{(1,4-1)/1,4} \right] \frac{1,4+1}{1,4-1}} = 1,651$$

Скорость истечения кислорода, истекающего из сопла Лавалья, рассчитывается по уравнению (2.21)

$$\omega_{kp} = \varphi \sqrt{\frac{2k}{k-1} g R T_0 \left[1 - \left(\frac{p}{p_0} \right)^{k-1/k} \right]} = 0,95 \sqrt{\frac{2 \cdot 1,4}{1,4-1} \cdot 9,8 \cdot 260 \cdot 323 \left[1 - \left(\frac{0,12}{1,0} \right)^{(1,4-1)/1,4} \right]} = 505,7 \text{ м/с}$$

Площадь критического сечения сопла Лавалья

$$f_{kp} = \pi \left(\frac{d_{kp}}{2} \right)^2 = \pi \left(\frac{0,047}{2} \right)^2 = 0,001683 \text{ м}^2$$

Критерий Архимеда

$$Ar_0 = \frac{\omega_0^2 \rho_0}{g d_0 \rho} = \frac{505,7^2 \cdot 1,353}{9,8 \cdot 0,047 \cdot 6400} = 117,4$$

$$Ar_x = Ar_0 \left(\beta d_0 / H \right)^3 = 117,4 \cdot \left(\frac{6 \cdot 0,047}{1} \right)^3 = 2,633$$

Безразмерный коэффициент проникновения струи, зависящий от критерия Архимеда Ar :

$$n = 2 / \sqrt{Ar_x} = 2 / \sqrt{2,632} = 0,874$$

Глубину проникновения кислородной струи в расплав можно определить по формуле (2.31)

$$h = \sqrt{\frac{\rho_0}{\rho}} \frac{\omega_0 d_0 \sqrt{\beta}}{\sqrt{gH}} = \sqrt{\frac{1,353}{(1,75 \cdot 6400)}} \frac{505,7 \cdot 0,047 \sqrt{6}}{\sqrt{9,8 \cdot 1}} = 0,358 \text{ м}$$

Диаметр реакционной зоны:

$$d' = \sqrt[3]{nAr_0} \cdot d_0 = \sqrt[3]{0,874 \cdot 117,4} \cdot 0,047 = 0,22 \text{ м}$$

Для многосопловой фурмы

$$d = d' \cdot \sqrt{3n_{con}} = 0,22 \cdot \sqrt{3 \cdot 2} = 0,539$$

Площадь реакционной зоны рассчитывается по формуле для нахождения площади параболоида

$$F_{p.z.} = 2\pi \frac{\left(\left(\frac{d_{p.z.}}{2} \right)^2 + \left(\frac{d_{p.z.}^2}{2 \cdot h_{p.z.}} \right)^2 \right)^{3/2} - \left(\frac{d_{p.z.}^2}{2 \cdot h_{p.z.}} \right)^3}{3 \cdot \left(\frac{d_{p.z.}^2}{2 \cdot h_{p.z.}} \right)} =$$

$$= 2 \cdot 3,14 \cdot \frac{\left(\left(\frac{0,539}{2} \right)^2 + \left(\frac{0,539^2}{2 \cdot 0,358} \right)^2 \right)^{3/2} - \left(\frac{0,539^2}{2 \cdot 0,358} \right)^3}{3 \cdot \left(\frac{0,539^2}{2 \cdot 0,358} \right)} = 0,471 \text{ м}^2$$

Определение коэффициента теплопередачи

Скорость циркуляции металла в зоне продувки

$$w = n^{1/6} Ar_0^{1/6} (gd_0)^{1/2} = 6^{1/6} 117,4^{1/6} (9,8 \cdot 0,047)^{1/2} = 1,47 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса для реакционной зоны

$$Re_{p.z.} = \frac{wd}{\nu} = \frac{1,47 \cdot 0,539}{8 \cdot 10^{-7}} = 9,89 \cdot 10^5$$

Критерий Рейнольдса для металлической ванны (скорость движения металла принята равной 0,3 м/с [56], условный размер

$$l_{ysel} = (D_e^2 \cdot H_e)^{1/3} = (1,788^2 \cdot 1,433)^{1/3} = 1,66 \text{ м}$$

$$Re_e = \frac{wd}{\nu} = \frac{0,3 \cdot 1,66}{8 \cdot 10^{-7}} = 6,23 \cdot 10^5$$

Критерий Прандтля

$$Pr_T = \frac{\nu}{a} = \frac{8 \cdot 10^{-7}}{5,69 \cdot 10^{-6}} = 0,14$$

Критерий Нуссельта [65]

$$Nu_T = c Re^n Pr^{0,65} = 0,125 \cdot (9,89 \cdot 10^5)^{0,65} \cdot 0,14^{0,65} = 275,3$$

После расчета критериев находим значение коэффициента теплопередачи (рис.А.4)

$$\alpha = \frac{Nu_T \lambda}{d} = \frac{23,2 \cdot 53,98}{0,539} = 2325,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

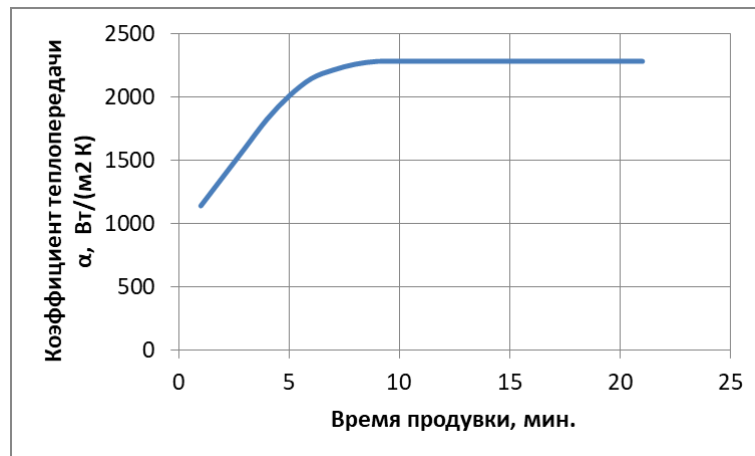


Рисунок А.4 - Зависимость коэффициента теплопередачи от времени продувки.

Расчет коэффициента излучения

Геометрические размеры рабочей зоны конвертера находим по формулам (2.69)-(2.71) [56].

Диаметр по футеровке

$$D_p = 0,664V^{0,226} = 0,664(0,8 \cdot 100)^{0,226} = 1,788 \text{ м}$$

Высота рабочего пространства

$$H_p = 2,655V^{0,233} = 2,655(0,8 \cdot 100)^{0,233} = 7,37 \text{ м}$$

Глубина ванны

$$h = 0,451T_k^{0,251} = 0,451 \cdot 100^{0,251} = 1,433 \text{ м}$$

Площадь поверхности футеровки

$$F_k = \pi D_p (H_p - h_e) = 3,14 \cdot 1,788 \cdot (7,37 - 1,433) = 33,33 \text{ м}^2$$

Площадь поверхности зеркала металла

$$F_m = \pi D_p^2 / 4 = 3,14 \cdot 1,788^2 / 4 = 2,508 \text{ м}^2$$

Степень развития кладки

$$\omega = F_k / F_m = 33,33 / 2,508 = 13,29$$

Эффективная длина луча

$$S_{\phi} = 3,6 \cdot \frac{\pi (D_p / 2)^2 (H_p - h_a)}{F_k} = 3,6 \cdot \frac{3,14 (1,788 / 2)^2 (7,37 - 1,43)}{33,33} = 1,609 \text{ м}$$

Данные, необходимые для расчета приведенной степени черноты дымовых газов, приведен в таблице А.7.

$$p_{am} = 98,1 \text{ кПа}$$

$$\sigma_0 = 5,7 \cdot 10^{-8} \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4) - \text{константа Стефана - Больцмана};$$

$$C_0 = 5,7 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4) - \text{константа излучения черного тела};$$

$$\beta = 1$$

Таблица А.7 – Расчет приведенного коэффициента излучения

Время продукции τ , доли	Об.% CO ₂	Об.% H ₂ O	pCO ₂	pH ₂ O	ε CO ₂	ε H ₂ O	ε Г	ε М	ε пр	C _{пр}
0,00	0	5,6622	0,000	5,555	0	0,08	0,08	0,29	0,238	1,359
0,05	41,52254	5,4640	0,000	5,360	0	0,08	0,08	0,29	0,238	1,359
0,10	20,76127	5,2658	1,971	5,166	0,06	0,08	0,14	0,29	0,262	1,491
0,15	20,76127	5,0676	1,983	4,971	0,058	0,07	0,128	0,29	0,259	1,474
0,20	20,76127	4,8695	2,032	4,777	0,055	0,07	0,125	0,29	0,258	1,469
0,25	20,76127	4,6713	2,131	4,583	0,055	0,07	0,125	0,29	0,258	1,469
0,30	20,76127	4,4731	2,291	4,388	0,055	0,07	0,125	0,29	0,258	1,469
0,35	20,76127	4,2749	2,521	4,194	0,058	0,06	0,118	0,29	0,256	1,456
0,40	20,76127	4,0768	2,829	3,999	0,06	0,06	0,12	0,29	0,256	1,460
0,45	20,76127	3,8786	3,221	3,805	0,06	0,05	0,11	0,29	0,253	1,441
0,50	20,76127	3,6804	3,700	3,610	0,06	0,05	0,11	0,28	0,245	1,397
0,55	20,76127	3,4822	4,267	3,416	0,061	0,04	0,101	0,28	0,242	1,378
0,60	20,76127	3,2841	4,921	3,222	0,065	0,04	0,105	0,28	0,243	1,387
0,65	20,76127	3,0859	5,656	3,027	0,068	0,04	0,108	0,28	0,244	1,393
0,70	20,76127	2,8877	6,463	2,833	0,068	0,04	0,108	0,28	0,244	1,393
0,75	20,76127	2,6895	7,329	2,638	0,07	0,04	0,11	0,28	0,245	1,397
0,80	20,76127	2,4914	8,239	2,444	0,073	0,03	0,103	0,28	0,243	1,383
0,85	20,76127	2,2932	9,176	2,250	0,073	0,03	0,103	0,28	0,243	1,383
0,90	20,76127	2,0950	10,124	2,055	0,073	0,02	0,093	0,28	0,238	1,359
0,95	41,52254	1,8968	11,073	1,861	0,073	0,02	0,093	0,28	0,238	1,359
1,00	0	1,6986	12,018	1,666	0,075	0,015	0,09	0,28	0,237	1,351

Температура реакционной зоны

Количество тепла, которое будет затрачено на нагрев реакционной зоны

$$Q_{p.z.} = \rho_{Me} h_{p.z.} F_{p.z.} c_p (T_{Me} - T_{Me}^0)$$

Количество тепла, переданного от поверхности расплава в металл:

$$Q_{Me} = \alpha (T_{p.z.} - T_{Me}) F_{p.z.} \tau$$

Количество тепла, переданного от поверхности расплава в газовую фазу

$$Q_z = c_{np} \left[\left(\frac{T_{p.z.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] F_{p.z.} \tau$$

Количество тепла, выделившегося в результате химических реакций на поверхности расплава, определится как

$$Q_{x.p.} = F_{p.z.} \tau \cdot \sum w_i Q_i$$

Решая уравнение

$$F_{p.z.} \tau \cdot \sum w_i Q_i = \rho_{Me} h_{p.z.} F_{p.z.} c_p (T_{Me} - T_{Me}^0) + \alpha (T_{p.z.} - T_{Me}) F_{p.z.} \tau + c_{np} \left[\left(\frac{T_{p.z.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] F_{p.z.} \tau$$

относительно температуры реакционной зоны, получим:

$$A T^4 + B T - C = 0$$

где $A = c_{np} \tau \cdot 10^{-8}$

$$B = \rho_{Me} h_{p.z.} c_p + \alpha \tau$$

$$C = \rho_{Me} h_{p.z.} c_p T_{Me}^0 + \alpha T_{Me} \tau - \tau \sum w_i Q_i$$

Расчет данных коэффициентов и результаты нахождения температуры реакционной зоны приведены в таблице А.8.

Расчет массы выбросов

Массу металла, испаряющегося с единицы поверхности металла в единицу времени, можно вычислить по формуле

$$w_{\partial} = 0,5 (a_u (p_u - p_{осм}) - a_k p_k) ,$$

Коэффициент, входящий в формулу расчета скорости дистилляции, определяется по формуле

$$a = \varphi \sqrt{M / (2 \pi R T)} ,$$

Давление насыщенных паров железа можно найти по уравнению

$$\lg p = -18504/T + 11,15 ,$$

Массу металла, испаряющегося с единицы поверхности металла в единицу времени, можно вычислить по формуле [7]

$$w_{\partial} = 0,5 (a_u (p_u - p_{осм}) - a_k p_k) ,$$

С учетом скорости дистилляции масса металла, испарившегося с поверхности расплава в единицу времени, может быть определена по уравнению:

$$M_u = w_o \cdot F ,$$

Основные результаты представлены на графиках раздела 2.

Таблица А.8

Расчет температуры реакционной зоны

Время продувки, мин.	Теплоемкость металла c_p , кДж/(кг К)	Коэффициент теплопередачи α , Вт/(м ² К)	Температура дымовых газов T_r , К	Приведенный коэффициент излучения $c_{пр}$, Вт/(м ² К ⁴)	Теплота химических реакций, $\sum w_i Q_i$, Дж/кг	А	В	С	Температура реакционной зоны, К
0,0	0,7	1142	1499	0,00	0	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	1622
0,9	0,7	1370	1523	1,36	68902	2,708E-07	3,995E+04	-1,332E+08	3160,3
1,8	0,7	1599	1547	1,49	52854	2,600E-07	3,894E+04	-1,277E+08	3071,2
2,6	0,7	1827	1570	1,47	42829	3,669E-07	6,131E+04	-1,798E+08	2850,1
3,5	0,7	2010	1594	1,47	39002	3,657E-07	6,586E+04	-1,808E+08	2722,5
4,4	0,7	2147	1618	1,47	39409	3,657E-07	6,927E+04	-1,865E+08	2691,7
5,3	0,7	2215	1641	1,47	40590	3,657E-07	7,098E+04	-1,917E+08	2703,8
6,2	0,7	2261	1665	1,46	41110	3,627E-07	7,212E+04	-1,958E+08	2720,3
7,1	0,7	2284	1689	1,46	42665	3,636E-07	7,268E+04	-2,001E+08	2753,3
7,9	0,7	2284	1713	1,44	43859	3,588E-07	7,268E+04	-2,031E+08	2789,6
8,8	0,838	2284	1736	1,40	44221	3,479E-07	7,580E+04	-2,138E+08	2816
9,7	0,838	2284	1760	1,38	43370	3,432E-07	7,580E+04	-2,142E+08	2822,6
10,6	0,838	2284	1784	1,39	42402	3,454E-07	7,580E+04	-2,141E+08	2820,4
11,5	0,838	2284	1807	1,39	39355	3,469E-07	7,580E+04	-2,113E+08	2787,4
12,3	0,838	2284	1831	1,39	35140	3,469E-07	7,580E+04	-2,064E+08	2733,5
13,2	0,838	2284	1855	1,40	29829	3,479E-07	7,580E+04	-1,998E+08	2658,7
14,1	0,838	2284	1878	1,38	23976	3,443E-07	7,580E+04	-1,920E+08	2570,7
15,0	0,838	2284	1902	1,38	22000	3,443E-07	7,580E+04	-1,886E+08	2531,1
15,9	0,838	2284	1926	1,36	21000	3,384E-07	7,580E+04	-1,872E+08	2517,9
16,7	0,838	2284	1949	1,36	20000	3,384E-07	7,580E+04	-1,856E+08	2500,3
17,6	0,838	2284	1973	1,35	21695	3,364E-07	7,580E+04	-1,870E+08	2517,9

$$\mathcal{Q}_{x.p.} = \mathcal{Q}_{p.3.} + \mathcal{Q}_{Me} + \mathcal{Q}_z$$

$$\sum \left(w_i \mathcal{Q}_{x.p.i} \right) \cdot m_{p.3.} \cdot \Delta \tau = c_p \left(\mathbf{T}_{p.3.} - T_{p.3.}^0 \right) \cdot m_{p.3.} + \alpha \left(\mathbf{T}_{p.3.} - \mathbf{T}_{\mathbf{Me}} \right) \cdot F_{p.3.} \Delta \tau + c_{np} \left[\left(\frac{\mathbf{T}_{p.3.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau$$

$$\sum \left(w_i \mathcal{Q}_{x.p.i} \right) \cdot m_{p.3.} \cdot \Delta \tau = c_p \left(\mathbf{T}_{p.3.} - T_{p.3.}^0 \right) \cdot m_{p.3.} + \alpha \left(\mathbf{T}_{p.3.} - \left[\frac{\alpha \left(T_{p.3.}^0 - T_{Me}^0 \right) \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau}{c_{Me} \cdot M_{\epsilon}} - T_{Me}^0 \right] \right) \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau + c_{np} \left[\left(\frac{\mathbf{T}_{p.3.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau$$

$$c_{np} \left(\frac{\mathbf{T}_{p.3.}}{100} \right)^4 \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau + c_p \cdot \mathbf{T}_{p.3.} \cdot m_{p.3.} + \alpha \cdot \mathbf{T}_{p.3.} \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau - c_{np} \cdot \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 F_{p.3.} \cdot \Delta \tau - \sum \left(w_i \mathcal{Q}_{x.p.i} \right) \cdot m_{p.3.} \cdot \Delta \tau - c_p \cdot T_{p.3.}^0 \cdot m_{p.3.} -$$

$$- \alpha \cdot \left(\frac{\alpha \left(T_{p.3.}^0 - T_{Me}^0 \right) \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau}{c_{Me} \cdot M_{\epsilon}} - T_{Me}^0 \right) \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau = 0$$

$$\tau = 17,6 \text{ } \mu\text{H.}$$

$$\Delta \tau = 52,88 \text{ } c$$

$$F_{p.3.} = 0,471 \text{ } M^2$$

$$m_{p.3.} = \rho_{Me} h_{p.3.} F_{p.3.} = 6400 \cdot 0,0075 \cdot 0,471 = 22,6 \text{ } \kappa\mathcal{Z}$$

$$M_{\epsilon} = M_u G = 111,11 \cdot 100 = 111111,1 \text{ } \kappa\mathcal{Z}$$

$$T_{Me} = \frac{\alpha \left(T_{p.3.}^0 - T_{Me}^0 \right) F_{p.3.} \tau}{c_p M_{\epsilon}} + T_{Me}^0$$

Таблица А.9

Расчет массы плавильной пыли

Время продувки, мин.	Температура реакционной зоны $T_{p.з.}$, К	Коэффициент α при температуре испарения $\alpha_{исп}$					Давление насыщенных паров при температуре испарения $p_{исп}$, Па				
		Fe	Mn	Si	Pb	Zn	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
0,0	1622	0,026	0,025	0,018	0,049	0,028	3,39E-03	2,49E+03	1,37E-02	5,25E+01	1,41E+04
0,9	3160,3	0,018	0,018	0,013	0,035	0,020	1,24E+03	6,16E+03	2,58E+03	3,41E+04	7,64E+04
1,8	3071,2	0,019	0,019	0,013	0,036	0,020	8,60E+02	6,05E+03	1,74E+03	2,80E+04	8,11E+04
2,6	2850,1	0,019	0,019	0,014	0,037	0,021	3,05E+02	5,74E+03	6,22E+02	1,62E+04	8,91E+04
3,5	2722,5	0,020	0,020	0,014	0,038	0,021	1,54E+02	5,54E+03	3,26E+02	1,14E+04	9,06E+04
4,4	2691,7	0,020	0,020	0,014	0,038	0,022	1,29E+02	5,49E+03	2,77E+02	1,04E+04	9,05E+04
5,3	2703,8	0,020	0,020	0,014	0,038	0,022	1,38E+02	5,51E+03	2,95E+02	1,08E+04	9,06E+04
6,2	2720,3	0,020	0,020	0,014	0,038	0,021	1,52E+02	5,54E+03	3,22E+02	1,13E+04	9,06E+04
7,1	2753,3	0,020	0,020	0,014	0,038	0,021	1,82E+02	5,59E+03	3,83E+02	1,25E+04	9,05E+04
7,9	2789,6	0,020	0,019	0,014	0,038	0,021	2,22E+02	5,65E+03	4,61E+02	1,38E+04	9,01E+04
8,8	2816	0,019	0,019	0,014	0,038	0,021	2,56E+02	5,69E+03	5,26E+02	1,48E+04	8,98E+04
9,7	2822,6	0,019	0,019	0,014	0,037	0,021	2,65E+02	5,70E+03	5,43E+02	1,51E+04	8,96E+04
10,6	2820,4	0,019	0,019	0,014	0,038	0,021	2,62E+02	5,70E+03	5,37E+02	1,50E+04	8,97E+04
11,5	2787,4	0,020	0,019	0,014	0,038	0,021	2,20E+02	5,65E+03	4,55E+02	1,37E+04	9,02E+04
12,3	2733,5	0,020	0,020	0,014	0,038	0,021	1,63E+02	5,56E+03	3,45E+02	1,18E+04	9,06E+04
13,2	2658,7	0,020	0,020	0,014	0,039	0,022	1,06E+02	5,43E+03	2,31E+02	9,44E+03	9,03E+04
14,1	2570,7	0,020	0,020	0,014	0,039	0,022	6,14E+01	5,27E+03	1,41E+02	7,16E+03	8,86E+04
15,0	2531,1	0,021	0,020	0,015	0,040	0,022	4,74E+01	5,20E+03	1,12E+02	6,28E+03	8,73E+04
15,9	2517,9	0,021	0,020	0,015	0,040	0,022	4,34E+01	5,17E+03	1,03E+02	6,01E+03	8,68E+04
16,7	2500,3	0,021	0,021	0,015	0,040	0,022	3,85E+01	5,14E+03	9,27E+01	5,66E+03	8,61E+04
17,6	2517,9	0,021	0,020	0,015	0,040	0,022	4,34E+01	5,17E+03	1,03E+02	6,01E+03	8,68E+04
Температура газов T_g , К	293	0,060	0,060	0,043	0,116	0,065	4,6E-46	2,8E-12	2,2E-86	9,4E-24	1,7E-10

Продолжение таблицы А.9

Время продувки, мин.	Активность компонента в расплаве с учетом температурной поправки					Скорость дистилляции w_d , г/(м ² с)				
	Fe	Mn	Si	Pb	Zn	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
0,0	1,0E+00	7,39E-03	2,44E-05	3,18E-06	7,82E-03	4,35E-02	2,34E+02	3,04E-06	4,13E-03	1,53E+03
0,9	1,0E+00	5,29E-03	2,42E-04	7,73E-06	3,48E-03	3,81E+03	2,98E+02	4,07E+00	4,67E+00	2,64E+03
1,8	1,0E+00	3,62E-03	1,06E-04	7,41E-06	2,11E-03	5,35E+03	2,02E+02	1,23E+00	3,73E+00	1,72E+03
2,6	1,0E+00	2,47E-03	3,60E-05	6,82E-06	9,76E-04	2,96E+03	1,36E+02	1,54E-01	2,07E+00	9,11E+02
3,5	1,0E+00	1,87E-03	1,30E-05	6,69E-06	2,60E-04	1,52E+03	1,02E+02	2,97E-02	1,46E+00	2,53E+02
4,4	1,0E+00	1,65E-03	5,40E-06	6,99E-06	0,00E+00	1,28E+03	8,96E+01	1,05E-02	1,40E+00	0,00E+00
5,3	1,0E+00	1,67E-03	2,43E-06	7,55E-06	0,00E+00	1,37E+03	9,05E+01	5,05E-03	1,56E+00	0,00E+00
6,2	1,0E+00	1,83E-03	1,10E-06	8,24E-06	0,00E+00	1,50E+03	9,98E+01	2,49E-03	1,78E+00	0,00E+00
7,1	1,0E+00	2,11E-03	5,19E-07	9,07E-06	0,00E+00	1,80E+03	1,15E+02	1,39E-03	2,14E+00	0,00E+00
7,9	1,0E+00	2,45E-03	2,48E-07	9,93E-06	0,00E+00	2,18E+03	1,34E+02	7,92E-04	2,58E+00	0,00E+00
8,8	1,0E+00	2,80E-03	1,16E-07	1,07E-05	0,00E+00	2,49E+03	1,54E+02	4,22E-04	2,98E+00	0,00E+00
9,7	1,0E+00	3,10E-03	5,21E-08	1,13E-05	0,00E+00	2,58E+03	1,71E+02	1,95E-04	3,19E+00	0,00E+00
10,6	1,0E+00	3,34E-03	2,29E-08	1,15E-05	0,00E+00	2,55E+03	1,84E+02	8,49E-05	3,24E+00	0,00E+00
11,5	1,0E+00	3,47E-03	9,25E-09	1,12E-05	0,00E+00	2,15E+03	1,90E+02	2,92E-05	2,89E+00	0,00E+00
12,3	1,0E+00	3,48E-03	3,49E-09	1,02E-05	0,00E+00	1,62E+03	1,90E+02	8,43E-06	2,29E+00	0,00E+00
13,2	1,0E+00	3,37E-03	1,21E-09	8,59E-06	0,00E+00	1,06E+03	1,82E+02	1,99E-06	1,57E+00	0,00E+00
14,1	1,0E+00	3,12E-03	3,90E-10	6,43E-06	0,00E+00	6,26E+02	1,66E+02	3,97E-07	9,05E-01	0,00E+00
15,0	1,0E+00	2,73E-03	1,50E-10	4,10E-06	0,00E+00	4,87E+02	1,45E+02	1,22E-07	5,09E-01	0,00E+00
15,9	1,0E+00	2,16E-03	6,42E-11	2,05E-06	0,00E+00	4,47E+02	1,14E+02	4,83E-08	2,44E-01	0,00E+00
16,7	1,0E+00	1,37E-03	2,70E-11	6,11E-07	0,00E+00	3,98E+02	7,25E+01	1,83E-08	6,89E-02	0,00E+00
17,6	1,0E+00	4,55E-04	1,34E-11	0,00E+00	0,00E+00	4,47E+02	2,41E+01	1,01E-08	0,00E+00	0,00E+00

Продолжение таблицы А.9

Время продувки, мин.	Масса пыли М _i , кг за интервал					Масса пыли М _i , кг за интервал					Масса пыли М _п , кг	Масса пыли М' _п с поправкой, кг
	Fe	Mn	Si	Pb	Zn	FeO	MnO ₂	SiO ₂	PbO	ZnO		
0,0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,0	
0,9	75,995	5,926	0,081	0,093	52,682	97,766	9,377	0,173	0,100	65,576	173,0	
1,8	93,273	3,528	0,021	0,065	30,061	119,994	5,583	0,046	0,070	37,418	163,1	
2,6	73,618	3,389	0,004	0,051	22,687	94,708	5,363	0,008	0,055	28,240	128,4	
3,5	37,889	2,539	0,001	0,036	6,301	48,743	4,017	0,002	0,039	7,843	60,6	
4,4	31,928	2,230	0,000	0,035	0,000	41,075	3,529	0,001	0,038	0,000	44,6	
5,3	34,167	2,253	0,000	0,039	0,000	43,955	3,565	0,000	0,042	0,000	47,6	
6,2	37,434	2,485	0,000	0,044	0,000	48,158	3,932	0,000	0,048	0,000	52,1	
7,1	44,767	2,874	0,000	0,053	0,000	57,592	4,547	0,000	0,058	0,000	62,2	
7,9	54,200	3,347	0,000	0,064	0,000	69,728	5,297	0,000	0,069	0,000	75,1	
8,8	62,065	3,830	0,000	0,074	0,000	79,845	6,060	0,000	0,080	0,000	86,0	
9,7	64,174	4,251	0,000	0,080	0,000	82,559	6,727	0,000	0,086	0,000	89,4	
10,6	63,464	4,571	0,000	0,081	0,000	81,646	7,233	0,000	0,087	0,000	89,0	
11,5	53,585	4,733	0,000	0,072	0,000	68,936	7,489	0,000	0,078	0,000	76,5	
12,3	40,235	4,725	0,000	0,057	0,000	51,761	7,476	0,000	0,062	0,000	59,3	
13,2	26,446	4,531	0,000	0,039	0,000	34,022	7,170	0,000	0,042	0,000	41,2	
14,1	15,583	4,142	0,000	0,023	0,000	20,048	6,554	0,000	0,024	0,000	26,6	
15,0	12,120	3,606	0,000	0,013	0,000	15,593	5,705	0,000	0,014	0,000	21,3	
15,9	11,125	2,850	0,000	0,006	0,000	14,312	4,509	0,000	0,007	0,000	18,8	
16,7	9,908	1,804	0,000	0,002	0,000	12,747	2,855	0,000	0,002	0,000	15,6	
17,6	11,125	0,599	0,000	0,000	0,000	14,312	0,948	0,000	0,000	0,000	15,3	
<i>Сумма</i>	<i>853,100</i>	<i>68,216</i>	<i>0,107</i>	<i>0,927</i>	<i>111,730</i>	<i>1097,497</i>	<i>107,936</i>	<i>0,230</i>	<i>0,999</i>	<i>139,078</i>	<i>1345,7</i>	

Расчет массы выбросов пыли от электродуговой печи

В данной работе представлен расчет выбросов пыли от электродуговой печи производительностью 100 т стали. Марка выплавляемой стали – Ст20 со следующим химическим составом [100]:

Таблица Б.1

Химический элемент	Fe	C	Mn	P	S	Si	Ni	Cu	Al
Содержание в стали, %	98,707	0,230	0,635	0,034	0,034	0,110	0,074	0,130	0,010

1. Расчет материального баланса плавки

Для расчета состава шихты необходимо иметь данные о химическом составе компонентов, входящих в состав шихты, а также их процентное соотношение в шихте (корректируется при необходимости по завершении расчета теплового баланса). Исходные данные и результаты расчета химического состава шихтовых материалов представлены в таблице Б.2.

Данные для расчета материального баланса приведены в Приложении А (в таблице А.3), результаты расчета – в таблице Б.3.

Коэффициент выхода годного рассчитывается по формуле (А.17)

$$\alpha = \frac{M_{Fe}^w (1 - q_n - q_{ок} - q_k)}{100 \cdot (1 - 0,01 (M_C^c + M_{Mn}^c + M_S^c + M_P^c + M_{Si}^c + M_{Ni}^c + M_{Cu}^c + M_{Al}^c))} =$$

$$= \frac{87,85 \cdot (1 - 0,0035 - 0,0044 - 0,015)}{100 \cdot (1 - 0,01 (0,230 + 0,635 + 0,034 + 0,034 + 0,110 + 0,074 + 0,130 + 0,010))} = 0,870$$

Коэффициент распределения серы находится по выражению (А.7):

$$\lg L_s = -2,78 + 0,86 \cdot \frac{(CaO) + 0,05 \cdot (MgO)}{(SiO_2) + 0,6 \cdot (Al_2O_3)} - \lg a_o + \lg f_s =$$

$$= -2,78 + 0,86 \cdot \frac{2,7715 + 0,05 \cdot 0,2975}{1,1735 + 0,6 \cdot 0,3677} + \lg 0,00092 + \lg 0,05061 = -1,62$$

Удельный выход шлака определяется по формуле (А.18)

$$y_c^{w.1} = \frac{1}{\alpha} ((1,28 q_y + q_k) M_{Fe}^w + 1,29 (M_{Mn}^w - \alpha M_{Mn}^c) + 2,29 M_P^w + 2,14 M_{Si}^w + M_{CaO}^w + M_{oz}) =$$

$$= \frac{1}{0,87} \cdot ((1,28 \cdot 0,13 + 0,0044) \cdot 87,85 + 1,29 (0,5314 - 0,87 \cdot 0,635) + 2,29 \cdot 0,0347 +$$

$$+ 2,14 \cdot 0,4034 + 2,7715 + 0,3) = 21,84 \text{ кг} / 100 \text{ кг шихты}$$

Таблица Б.2

Расчет шихтовых материалов

Компоненты шихты	Химический состав																	Доли
	Fe	C	Mn	P	S	Si	Ni	Cr	Cu	Fe ₂ O ₃	FeO	CaO	MnO	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaF ₂	
Жидкий чугун	9,35	0,46	0,11	0,01	0,00	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10
Твердый чугун	7,48	0,37	0,09	0,01	0,00	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08
Металлический лом	55,1	0,17	0,29	0,02	0,02	0,20	0,08	0,11	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,56
Твердый чугун синтикома	7,58	0,34	0,04	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08
Губчатое железо	8,37	0,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,93	0,04	0,00	0,00	0,45	0,06	0,00	0,10
Железная руда синтикома	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,21	0,55	0,04	0,03	0,02	0,09	0,05	0,00	0,02
Известь	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,03	2,61	0,03	0,03	0,08	0,07	0,00	0,03
Плавиновый шпат	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,03	0,00	0,00	0,09	0,03	1,82	0,02
Футеровка печи	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,25	0,01	0,00	0,00	0,00
Миксерный шлак	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,01	0,00	0,05	0,01	0,00	0,00
Мусор лома	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,40	0,16	0,00	0,01
ШИХТА	87,9	1,49	0,53	0,03	0,04	0,40	0,08	0,11	0,12	1,30	1,51	2,77	0,07	0,30	1,17	0,37	1,82	1,00

Кратность шлака [54]

$$\lambda = \frac{m_{шл}}{m_{ме}} \cdot 100 = \frac{21,84}{86,96} \cdot 100 = 25,11 \% \quad (\text{Б.1})$$

Конечное содержание серы в металле определяется выражением

$$[S]_к = \frac{100 \cdot [S]_н + \lambda \cdot (S)_н}{100 + L_s \cdot \lambda} = \frac{100 \cdot 0,0297 + 25,11 \cdot 0,0057}{100 + 0,024 \cdot 25,11} = 0,031 \quad (\text{Б.2})$$

Расход кислородного дутья на плавку 100 кг шихты в дуговой печи определится как сумма значений, расположенных в столбце O_2 таблицы А.3.

Количество азота, рассчитанное по этой формуле (А.11), K_{10} :

$$M_{NO} = 0,03 \mu \exp(-2,1 M_{H_2}) \sqrt{K_p M_{O_2} M_{N_2}} - 0,25 K_p (M_{N_2} + M_{O_2})$$

$$K_p = 10^{\frac{-4786}{2700+0,66}} = 0,0772$$

$$M_{NO} = 0,03 \cdot 30 \cdot \exp(-2,1 \cdot 0,0015) \sqrt{0,0772 \cdot 1,4646 \cdot 0,0126} - 0,25 \cdot 0,0772 \cdot (0,0126 + 1,4646) = 0,00535 \text{ кг / 100 кг шихты}$$

2. Тепловой баланс

Все формулы, необходимые для расчета теплового баланса, представлены в Приложении А (в таблице А.4).

Теплота химических реакций $Q_{хим} = \sum Q_i$ (получено из таблицы А.3):

$$i_{q*} = c_{ж} T + q_{пл} = 0,7 \cdot 1350 + 217,2 = 1162,2 \text{ кДж / кг}$$

$$Q_q = 100 q_q i_{q*} = 100 \cdot 0,1 \cdot 1162,2 = 11622,0 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

$$Q_l = 100 q_l i_l = 100 \cdot 0,08 \cdot (0,838 \cdot 20 + 268) = 2278,1 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

Тепло от окисления электродов

$$Q_{ок.эл.} = 0,6 \cdot 0,3 \cdot 33500 = 6030 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

$$Q_{\vartheta} = 0,9 \vartheta_d = 142033 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

$$Q_c = M_c \cdot c_c \cdot t_{ме} = 89,23 \cdot 0,838 \cdot 1635 = 122252,7 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

$$Q_{шл} = M_{шл} \cdot c_{шл} \cdot t_{шл} = 7,544 \cdot 1,245 \cdot 1720 = 16155,8 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

$$Q_n = M_n \cdot c_c \cdot t_n = 2,04 \cdot 0,838 \cdot 1600 = 2735,2 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

$$Q_{ог} = \sum i_{комп ог} \cdot M_{комп ог} = 2418,4 \text{ кДж / 100 кг шихты}$$

Величина потерь в ДСП составляет 15-25 % [50], в данном случае примем потери равными 18 %.

Невязка по формуле (А.21)

$$N = \frac{Q_{\text{прих}} - Q_{\text{рас}}}{Q_{\text{рас}}} \cdot 100\% = \frac{175198,1 - 175145,7}{175145,7} \cdot 100 = 0,03 \%$$

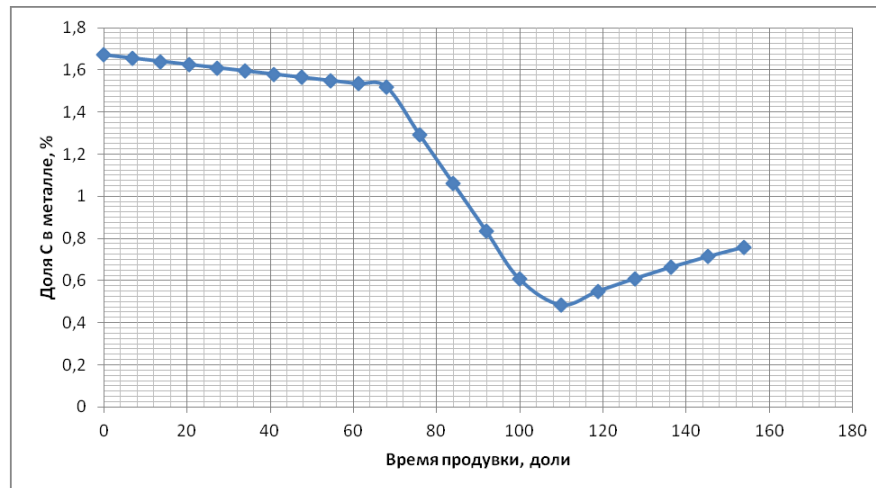
Таблица Б.3

Удельные показатели плавки

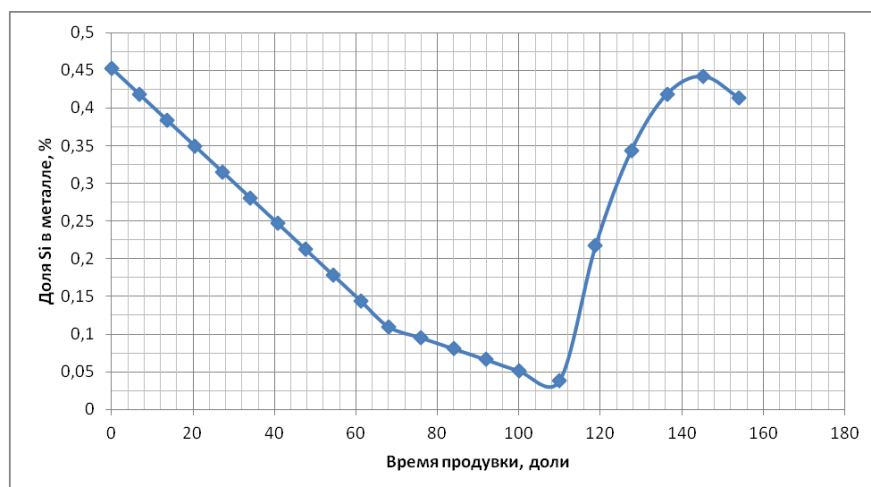
Удельные показатели на 1 т стали		
Потребность в шихте	1150,00	кг
Выход шлака	86,72	кг
Масса образующейся пыли	23,45	кг
Потребность в кислороде	11,58	м ³
Выход дымовых газов	54,68	м ³
Энергоемкость плавки	2013,77	МДж

Изменение концентрации компонентов расплава

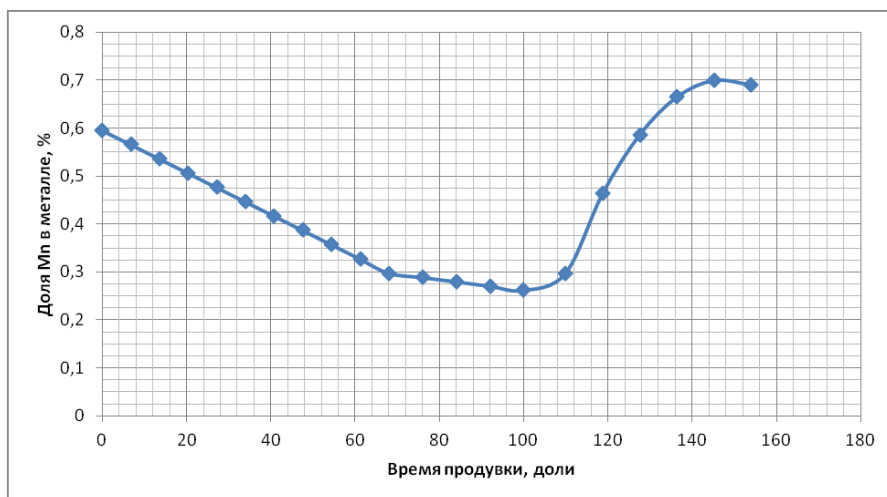
Изменения концентрации основных компонентов расплава представлены на рис. (Б.1).



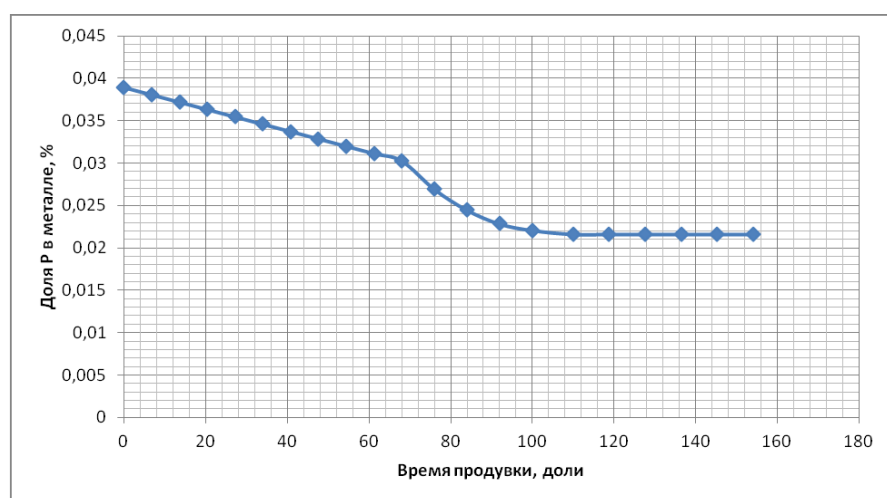
а



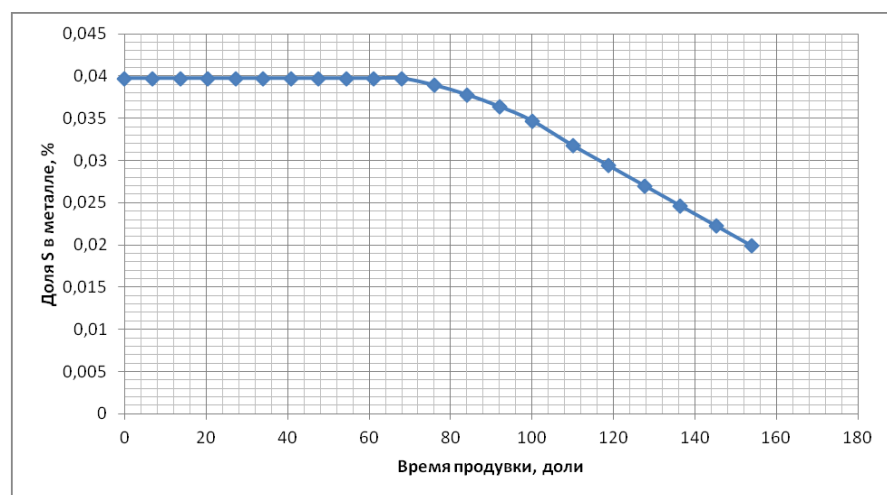
б



В



Г



Д

Рис. Б.1. Изменение концентрации компонентов расплава: а – углерода, б – кремния, в – марганца, г – фосфора, д – серы

Принято, что температура дымовых газов на протяжении плавки повышается равномерно от 1250 до 1700 °С.

Для предварительного расчета примем, что температура расплава изменяется по зависимости, приведенной в литературных источниках [13]. Далее характер изменения температуры металла будет откорректирован по результатам расчета.

Расчет теплового эффекта химических реакций

Данные для расчета теплового эффекта представлены в таблице Б.4.

Были использованы следующие формулы

Для реакции $[\text{Si}] + \{\text{O}_2\} = (\text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,0015 \cdot t_{Me} + 27,8$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{Mn}] + 0,5 \{\text{O}_2\} = (\text{MnO})$ $\Delta H = -0,00025 \cdot t_{Me} + 6,7$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{Fe}] + 0,5 \{\text{O}_2\} = (\text{FeO})$ $\Delta H = -0,00025 \cdot t_{Me} + 4,4$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{C}] + 0,5 \{\text{O}_2\} = \{\text{CO}\}$ $\Delta H = -0,0005 \cdot t_{Me} + 11,9$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{C}] + \{\text{O}_2\} = \{\text{CO}_2\}$ $\Delta H = -0,00275 \cdot t_{Me} + 36,4$ кДж/кг.

Для реакции $2[\text{P}] + 5/2 \cdot \{\text{O}_2\} = (\text{P}_2\text{O}_5)$ $\Delta H = -0,000825 \cdot t_{Me} + 29,7$ кДж/кг.

Для $[\text{Mn}] + 0,5 \{\text{O}_2\} + 0,5(\text{SiO}_2) = 0,5(2\text{MnO} \cdot \text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,00075 \cdot t_{Me} + 7,8$ кДж/кг.

Для $[\text{Fe}] + 0,5 \{\text{O}_2\} + 0,5(\text{SiO}_2) = 0,5(2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,00075 \cdot t_{Me} + 5,4$ кДж/кг.

Для реакции $[\text{Si}] + \{\text{O}_2\} + 2\text{CaO} = (2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2)$ $\Delta H = -0,007 \cdot t_{Me} + 29,1$ кДж/кг.

Для реакции $2[\text{P}] + 5/2 \{\text{O}_2\} + 4\text{CaO} = (4\text{CaO} \cdot \text{P}_2\text{O}_5)$ $\Delta H = -0,006 \cdot t_{Me} + 33,0$ кДж/кг.

Характер изменения суммарного теплового эффекта основных химических реакций от времени продувки представлены на графике (рис. Б.2).



Рис. Б.2. Тепловой эффект химических реакций.

Таблица Б.4

Расчет теплового эффекта реакций окисления примесей

Время продувки, доли от общего	Прирост/уменьшение массы компонента, кг/ 100 кг шихты											
	М Fe ₂ O ₃	М FeO	М С до СО	М С до СО ₂	М Mn	М Si	М Р	М S	М Fe до FeO	М (CaO) ₃ P ₂ O ₅	М (CaO) ₂ SiO ₂	М Н ₂ O
0,00	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,05	-0,3243	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,10	-0,3243	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,15	-0,3243	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,20	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,25	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,30	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,35	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,40	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,45	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	-0,0010
0,50	0,0000	-0,1262	-0,0135	-0,0014	-0,0266	-0,0305	-0,0008	0,0000	0,0000	0,3499	0,0007	-0,0010
0,55	0,0000	-0,1262	-0,2032	-0,0203	-0,0080	-0,0130	-0,0030	-0,0007	0,0000	-0,0479	0,0026	-0,0010
0,60	0,0000	0,0000	-0,2032	-0,0203	-0,0080	-0,0130	-0,0022	-0,0010	-0,2455	-0,0356	0,0019	-0,0010
0,65	0,0000	0,0000	-0,2032	-0,0203	-0,0080	-0,0130	-0,0014	-0,0013	-0,2455	-0,0233	0,0012	-0,0010
0,70	0,0000	0,0000	-0,2032	-0,0203	-0,0080	-0,0130	-0,0007	-0,0015	-0,2455	-0,0110	0,0006	-0,0010
0,75	0,0000	0,0000	-0,1085	-0,0109	0,0319	-0,0115	-0,0004	-0,0026	-3,8737	-0,2321	0,0003	-0,0010
0,80	0,0000	0,0000	0,0574	0,0057	0,1484	0,1591	0,0000	-0,0021	2,3071	0,1542	0,0000	-0,0010
0,85	0,0000	0,0000	0,0531	0,0053	0,1092	0,1130	0,0000	-0,0021	-0,4988	0,0233	0,0000	-0,0010
0,90	0,0000	0,0000	0,0488	0,0049	0,0701	0,0668	0,0000	-0,0021	-0,4988	0,0233	0,0000	-0,0010
0,95	0,0000	0,0000	0,0444	0,0044	0,0310	0,0207	0,0000	-0,0021	-0,4988	0,0233	0,0000	-0,0010
1,00	0,0000	0,0000	0,0401	0,0040	-0,0081	-0,0254	0,0000	-0,0021	-0,4988	0,0233	0,0000	-0,0010

Продолжение таблицы Б.4

[illegible]

Электрические характеристики дуговой сталеплавильной печи

Расчет электрических характеристик дуговой сталеплавильной печи [102]

Продолжительность токового периода определяется по формуле

$$\tau_{mn} = \frac{W_p - W_n}{S \cdot \lambda \cdot \eta_{эл} \cdot k} \quad (\text{Б.3})$$

где S – мощность печного трансформатора.

Мощность трансформатора определяется по условиям расплавления, во время которого в печи расходуется наибольшая часть электрической энергии. Средняя активная мощность, вводимая в печь в период расплавления, определяется суммарным расходом электроэнергии и длительностью расплавления под током (т.е. общей длительностью расплавления за вычетом времени, в течение которого печь не потребляет электрическую энергию). Средняя активная мощность печи $P_{акт\ ср}$, МВт, в период расплавления определяется по формуле

$$P_{акт\ ср} = \frac{W_{эл}}{\tau_p} \quad (\text{Б.4})$$

Необходимая кажущаяся мощность печного трансформатора S_{mp} , МВА

$$S_{mp} = \frac{P_{акт\ ср}}{K_{исп} \cdot \cos \varphi} \quad (\text{Б.5})$$

где $K_{исп}$ – коэффициент использования мощности печного трансформатора в период расплавления, который учитывает невозможность работы печи в течение всего периода расплавления на максимальной мощности (в частности, из-за опасности перегрева футеровки стен и свода длинными электрическими дугами к концу расплавления), а также колебания вводимой в печь мощности за счет несовершенства системы автоматического регулирования мощности печи и за счет нестабильности напряжения питающей сети. При проектировании печей $K_{исп}$ обычно принимают в пределах 0,8...0,9; $\cos \varphi$ – средний коэффициент мощности электропечной установки в период расплавления. Для условий работы современных сверхмощных дуговых сталеплавильных печей средний коэффициент мощности находится в пределах 0,92...0,8 (меньшее значение принимается для высокоомощных крупных печей).

Электрические характеристики ДСП строятся на основе схем замещения печных установок. Активные и индуктивные сопротивления считаются условно постоянными, кроме сопротивления дуги R_d . поэтому схема замещения имеет вид цепочки из сопротивлений x , r и R_d .

Активное сопротивление вторичного токоподвода – $r = 1,3$ мОм.

Индуктивное сопротивление вторичного токоподвода – $x = 8,9$ мОм.

Рассчитывается напряжение по формуле:

$$U_{2\phi} = \frac{1}{\sqrt{3}} U_2 \quad (\text{Б.6})$$

где U_2 – предел регулирования вторичного напряжения на трансформаторе.

Определим ток короткого замыкания, A , по формуле:

$$I_{кз} = \frac{U_{2\phi}}{z} \quad (\text{Б.7})$$

где $z = \sqrt{r^2 + x^2}$, Ом.

Рассчитываются и строятся электрические характеристики в функции от тока I_2 во вторичной цепи схемы замещения цепи ($0 \leq I_2 = I_d \leq I_{кз}$).

мощность электрических потерь, ВА

$$P_{ном} = I_2^2 \cdot r \quad (\text{Б.8})$$

напряжение на дуге, В

$$U_d = \sqrt{U_{2\phi}^2 - (I_2 \cdot x)^2} - I_2 \cdot r \quad (\text{Б.9})$$

мощность дуги, Вт

$$P_d = I_2 \cdot \sqrt{U_{2\phi}^2 - (I_2 \cdot x)^2} - I_2^2 \cdot r \quad (\text{Б.10})$$

полная активная мощность фазы печи, ВА

$$P_{акт} = I_2 \cdot \sqrt{U_{2\phi}^2 - (I_2 \cdot x)^2} \quad (\text{Б.11})$$

коэффициент мощности

$$\cos \varphi = \sqrt{1 - \left(\frac{I_2 \cdot x}{U_{2\phi}} \right)^2} \quad (\text{Б.12})$$

электрический КПД установки

$$\eta_{эл} = 1 - \frac{I_2 \cdot r}{\sqrt{U_{2\phi}^2 - (I_2 \cdot x)^2}} \quad (\text{Б.13})$$

Рассчитывается максимальная активная мощность печи P' , мощность дуги P''_d , ВА, и соответствующие им значения токов I'_d и I''_d , кА, по формулам

$$P' = \frac{1}{2} \cdot \frac{U_{2\phi}^2}{x} \quad I'_d = \frac{1}{\sqrt{2}} \cdot \frac{U_{2\phi}}{x} \quad (\text{Б.14})$$

$$P_{\text{д}}'' = \frac{U_{2\phi}^2}{2(r+z)} \quad I_{\text{д}}'' = \frac{U_{2\phi}}{\sqrt{2z(r+x)}} \quad (\text{Б.15})$$

Рассчитываются и строятся рабочие характеристики печи:

удельная производительность, т/ч

$$g = \frac{P_{\phi} - P_{m\phi}}{W_{\text{теор}}} \quad (\text{Б.16})$$

где $W_{\text{теор}} = 340 \text{ кВт} \cdot \text{ч} / \text{т}$ – теоретически необходимый размер электроэнергии для расплавления 1 т стали;

удельное время расплавления, ч/т

$$\tau = \frac{1}{g} \quad (\text{Б.17})$$

удельный расход электроэнергии, Вт·ч/т

$$W = \frac{P_{\text{акт}}}{g} \quad (\text{Б.18})$$

Характеристики строятся в функции от тока дуги (цепи) в одном масштабе по оси тока.

С помощью программы Excel производится расчет электрических и рабочих характеристик, результаты сведены в Таблицу.

Электрические характеристики ДСП рассчитываются по формулам (Б.3)-(Б.18). Исходные данные и результаты расчета представлены в таблице и на графике (рис. Б.3).

Таблица Б.4

Электрические характеристики

$I_2=I_{\text{д}}$, кА	$U_{\text{д}}$, В	$P_{\text{д}}$, Вт	$P_{\text{акт}}$, Вт	$\cos\phi$	$\eta_{\text{эд}}$	$P_{\text{эл пот}}$, Вт	g , т/ч	W , Вт·ч/т
0	240,76	0,00	0,00	1,00		0,00	0,00	0,00
10	238,41	2326,13	2384,13	0,99	0,98	58,00	6,99	340,92
20	231,24	4392,89	4624,89	0,96	0,95	232,00	13,58	340,48
30	218,78	6041,27	6563,27	0,91	0,92	522,00	19,28	340,34
40	200,02	7072,70	8000,70	0,83	0,88	928,00	23,51	340,28
50	172,94	7196,78	8646,78	0,72	0,83	1450,00	25,41	340,25
60	132,52	5863,30	7951,30	0,55	0,74	2088,00	23,37	340,28
70	54,52	974,61	3816,61	0,23	0,26	2842,00	11,21	340,58
70,8137	41,07	0,00	2908,45	0,17	0,00	2908,45	8,54	340,76

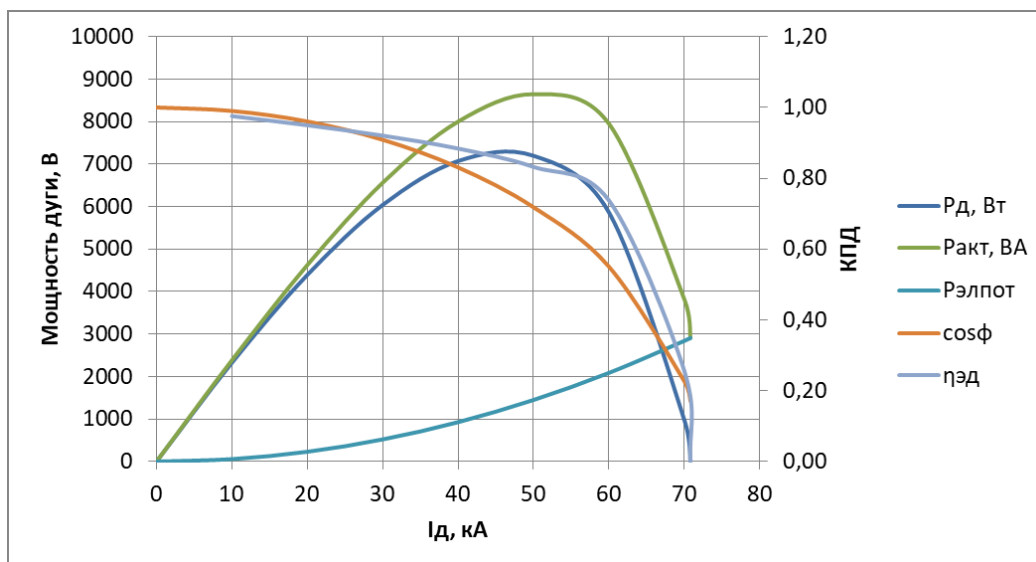


Рис. Б.3. Электрические характеристики ДСП.

Длина и температура электрической дуги

Вольтамперная характеристика электрической дуги

$$U_d = a + b \cdot l_d \quad (\text{Б.19})$$

Отсюда длина дуги

$$l_d = \frac{U_d - a}{b} \quad (\text{Б.20})$$

Значения a и b принимаются по данным [58].

Температура дуги (рис. Б.4):

$$T = 100 \cdot \sqrt{\frac{0,9 I_d U_d}{C_s \cdot d_d \cdot \pi \cdot l_d}} \quad (\text{Б.21})$$

Исходные данные для расчета длины и температуры дуги и результаты представлены в таблице Б.5.

Диаметр электрода $d_{эл} = 555 \text{ мм}$, эффективный диаметр дуги принят равным 35% от диаметра электрода $d_d = 194,3 \text{ мм}$. Яркость дуги принята равной 0,01.

Расчет площади реакционной зоны

Размер реакционной зоны электродуговой печи складывается из площади поверхности мениска (углубления, создаваемого электрической дугой, на поверхности жидкого металла) и площади боковой поверхности электродных колодцев (углубления в толще нерасплавленного металла).

Расчет температуры электрической дуги

Время плавки, мин.	I _{ном} , А	a, В	b, В/мм	P _{акт} , Вт	U _{2ф} , В	I _д , кА	U _д , В	l _д , мм	T _д , К
0	25	17	3,35	8,50					7299
7,7	53	17	2,04	8,50	238,64	50,36	139,56	36,53	6447
15,4	81	17	1,54	8,50	238,64	50,36	139,56	60,04	6011
23,1	109	17	1,27	8,50	238,64	50,36	139,56	79,44	5724
30,8	138	17	1,09	8,50	238,64	50,36	139,56	96,63	5512
38,5	166	17	0,96	8,50	238,64	50,36	139,56	112,36	5346
46,2	194	17	0,87	8,50	238,64	50,36	139,56	127,02	5080
53,9	222	17	0,80	6,71	212,04	44,75	124,00	122,97	4968
61,6	250	17	0,74	6,71	212,04	44,75	124,00	134,46	4901
69,3	250	9	0,74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4746
77	250	9	0,74	6,26	204,85	43,23	119,80	150,62	4663
84,7	250	9	0,74	5,37	189,65	40,03	110,91	138,54	4663
92,4	250	9	0,74	5,37	189,65	40,03	110,91	138,54	4663
100,1	250	9	0,74	5,37	189,65	40,03	110,91	138,54	4660
107,8	250	30	0,74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4836
115,5	250	30	0,74	4,03	164,24	34,66	96,05	89,79	4836
123,2	250	30	0,74	4,03	164,24	34,66	96,05	89,79	4761
130,9	250	30	0,74	3,13	144,85	30,57	84,71	74,37	4761
138,6	250	30	0,74	3,13	144,85	30,57	84,71	74,37	4761
146,3	250	30	0,74	3,13	144,85	30,57	84,71	74,37	4761
168	250	30	0,74	3,13	144,85	30,57	84,71	74,37	7299

Определим средний размер электродного колодца.

Время плавки $\tau = 2,81 \text{ ч}$.

Время существования колодцев (принято равным 70 % от времени расплавления шихты) $\tau_{\text{эл.кол.}} = 1,01 \text{ ч}$.

Вместимость печи – 100 т (масса завалки – 110,5 т).

С учетом насыпной массы шихты, равной $1,5 \text{ т/м}^3$, определяем объем завалки – $73,63 \text{ м}^3$.

Объем жидкой стали в ванне составляет $0,135\text{-}0,145 \text{ м}^3/\text{т}$, в данном случае – 14 м^3 .

Диаметр плавильного пространства – $5,85 \text{ м}$.

Диаметр электрода – $0,555 \text{ м}$, диаметр колодца на 30-40 % больше – $0,777 \text{ м}$.

Длина электродного колодца равна разности высоты шихты и высоты плавильного пространства – $2,22 \text{ м}$.

Площадь боковой поверхности одного электродного колодца

$$F_{\text{р.з.кол.}} = 2\pi r_{\text{эл.кол.}} h_{\text{эл.кол.}} = 2 \cdot 3,14 \cdot \frac{0,777}{2} \cdot 2,22 = 5,42 \text{ м}^2 \quad (\text{Б.22})$$

Далее по формулам (2.37)-(2.41) находим радиус и площадь поверхности мениска.

Радиус круга, лежащего в основании шарового сегмента

$$r_k = r_s + l_o \cdot \sin \Theta = \frac{555}{2} + 36,53 \cdot 0,496 = 295,6 \text{ мм}$$

где r_s – радиус электрода; Θ – угол наклона столба дуги к оси электрода. Средний угол наклона столба дуги по отношению к зеркалу ванны определяется, исходя из значений длины дуги и максимального отклонения дуги. Зависимость отклонения дуги от ее длины представлена в [58].

Радиус шаровой поверхности сегмента r_c

$$r_c = r_s + l_o = 277,5 + 36,53 = 314,0 \text{ мм}$$

Высота заглупления дуги определяется по формуле

$$h_m = 3 \cdot 10^{-3} I_o = 3 \cdot 10^{-3} \cdot 50,36 = 151,1 \text{ мм}$$

Площадь поверхности мениска

$$F_{p.z. \text{ мен. }} = 2\pi r_c h_m = 2 \cdot 3,14 \cdot 314,0 \cdot 10^{-3} \cdot 151,1 \cdot 10^{-3} = 0,298 \text{ м}^2$$

Площадь поверхности реакционной зоны

$$F_{p.z.} = F_{p.z. \text{ кол. }} + F_{p.z. \text{ мен. }} = 5,42 + 0,298 = 5,718 \text{ м}^2$$

Динамика изменения площади реакционной зоны с учетом изменения параметров во времени представлена на рис Б.5. Некоторые исходные данные для расчета приведены в таблице Б.6.

Таблица Б.6 - Расчет площади реакционной зоны

Время плавки, мин.	Длина дуги L_d , мм	Макс. отклонение дуги X_s , мм	$\sin \Theta$	r_k , мм	r_c , мм	h_m , мм	$F_{p.z. \text{ мен. }}, \text{ м}^2$	$F_{p.z.}, \text{ м}^2$
0	36,53	14,3	0,50	295,61	314,03	151,09	0,30	5,72
7,7	60,04	26,3	0,44	304,12	337,54	151,09	0,32	4,88
15,4	79,44	41,5	0,45	313,64	356,94	151,09	0,34	4,03
23,1	96,63	60,0	0,48	323,95	374,13	151,09	0,35	3,18
30,8	112,36	81,6	0,51	334,85	389,86	151,09	0,37	2,32
38,5	127,02	106,5	0,54	346,20	404,52	151,09	0,38	1,45
46,2	122,97	134,6	0,57	347,67	400,47	134,25	0,34	0,86
53,9	134,46	166,0	0,60	358,04	411,96	134,25	0,35	0,58
61,6	0,00	200,5	0,63	0,00	0,00	0,00	0,35	0,35
69,3	150,62	200,5	0,63	371,74	428,12	129,70	0,35	0,35
77	138,54	200,5	0,63	364,18	416,04	120,08	0,31	0,31
84,7	138,54	200,5	0,63	364,18	416,04	120,08	0,31	0,31
92,4	138,54	200,5	0,63	364,18	416,04	120,08	0,31	0,31
100,1	0,00	200,5	0,63	0,00	0,00	0,00	0,31	0,31
107,8	89,79	200,5	0,63	333,68	367,29	103,99	0,24	0,24
115,5	89,79	200,5	0,63	333,68	367,29	103,99	0,24	0,24
123,2	74,37	200,5	0,63	324,03	351,87	91,71	0,20	0,20
130,9	74,37	200,5	0,63	324,03	351,87	91,71	0,20	0,20
138,6	74,37	200,5	0,63	324,03	351,87	91,71	0,20	0,20
146,3	74,37	200,5	0,63	324,03	351,87	91,71	0,20	0,20
168,0	0,00	200,5	0,63	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

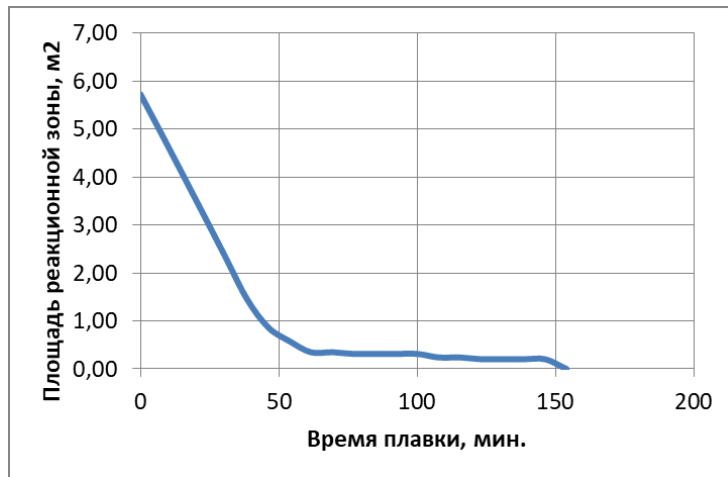


Рисунок Б.5 – Площадь поверхности реакционной зоны

Определение коэффициента теплопередачи

Скорость циркуляции металла в реакционной зоне $w = 1,0 \text{ м / с}$.

Критерий Рейнольдса для реакционной зоны

$$\text{Re}_{p.z.} = \frac{w d}{\nu} = \frac{1,0 \cdot 0,591}{8 \cdot 10^{-7}} = 7,39 \cdot 10^5$$

Критерий Рейнольдса для металлической ванны (скорость движения металла принята равной 0,3 м/с [13], условный размер

$$l_{y.c.l} = (D_e^2 \cdot H_e)^{1/3} = (5,845^2 \cdot 2,397)^{1/3} = 4,34 \text{ м}$$

$$\text{Re}_e = \frac{w d}{\nu} = \frac{0,3 \cdot 4,34}{8 \cdot 10^{-7}} = 1,63 \cdot 10^6$$

Критерий Прандтля

$$\text{Pr}_T = \frac{\nu}{a} = \frac{8 \cdot 10^{-7}}{5,69 \cdot 10^{-6}} = 0,14$$

Критерий Нуссельта [65]

$$\text{Nu}_T = c \text{Re}^n \text{Pr}^{0,65} = 0,125 \cdot (7,39 \cdot 10^5)^{0,65} \cdot 0,14^{0,65} = 19,427$$

После расчета критериев находим значение коэффициента теплопередачи

$$\alpha = \frac{\text{Nu}_T \lambda}{d} = \frac{19,427 \cdot 75,74}{0,591} = 2488,9 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Расчет коэффициента излучения

Геометрические размеры рабочей зоны ДСП приведены в [56].

Диаметр по футеровке $D_p = 5,85 \text{ м}$.

Высота рабочего пространства $H_p = 2,40 \text{ м}$.

Глубина ванны $h_e = 1,48 \text{ м}$.

Площадь поверхности футеровки

$$F_{\kappa} = \pi D_p (H_p - h_e) = 3,14 \cdot 5,85 \cdot (2,40 - 1,48) = 44,0 \text{ м}^2$$

Площадь поверхности зеркала металла

$$F_{\text{м}} = \pi D_p^2 / 4 = 3,14 \cdot 5,85^2 / 4 = 23,54 \text{ м}^2$$

Степень развития кладки

$$\omega = F_{\kappa} / F_{\text{м}} = 44,0 / 23,54 = 1,87$$

Эффективная длина луча

$$S_{\phi} = 3,6 \cdot \frac{\pi (D_p / 2)^2 (H_p - h_e)}{F_{\kappa}} = 3,6 \cdot \frac{3,14 (5,85 / 2)^2 (2,40 - 1,48)}{44,0} = 5,14 \text{ м}$$

Данные, необходимые для расчета приведенной степени черноты дымовых газов, приведены в таблице.

$$p_{am} = 98,1 \text{ кПа}$$

$$\sigma_0 = 5,7 \cdot 10^{-8} \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4) - \text{константа Стефана - Больцмана};$$

$$C_0 = 5,7 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4) - \text{константа излучения черного тела};$$

$$\beta = 1$$

Температура реакционной зоны

Тепловой баланс реакционной зоны составляется с использованием формул (2.43)-(2.49).

Решая уравнение

$$\begin{aligned} c_{np} \left[\left(\frac{T_{\partial yz u}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{p.z.}}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.z.} \cdot \Delta \tau + \sum (w_i Q_{x.p.i}) \cdot m_{p.z.} \cdot \Delta \tau = \\ = c_p (T_{p.z.} - T_{p.z.}^0) \cdot m_{p.z.} + \alpha (T_{p.z.} - T_{\text{ж.е}}) \cdot F_{p.z.} \cdot \Delta \tau \end{aligned}$$

относительно температуры реакционной зоны, получим:

$$A T^4 + B T - C = 0$$

где $A = c_{np} \tau \cdot 10^{-8}$

$$B = \rho_{\text{ж.е}} h_{p.z.} c_p + \alpha \tau$$

$$C = c_{np} \cdot \left(\frac{T_{\partial yz u}}{100} \right)^4 F_{p.z.} \cdot \Delta \tau + \sum (w_i Q_{x.p.i}) \cdot m_{p.z.} \cdot \Delta \tau + c_p \cdot T_{p.z.}^0 \cdot m_{p.z.} + \alpha \cdot T_{\text{ж.е}} \cdot F_{p.z.} \cdot \Delta \tau$$

Таблица Б.7

Расчет приведенного коэффициента излучения в ДСП

Время продувки τ , доли	Об.% CO_2	Об.% H_2O	p_{CO_2}	$p_{\text{H}_2\text{O}}$	$\varepsilon_{\text{CO}_2}$	$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$	$\varepsilon_{\text{г}}$	$\varepsilon_{\text{м}}$	$\varepsilon_{\text{пр}}$	$C_{\text{пр}}$
0,00	0,000	1,660	0,000	1,628	0	0,11	0,11	0,29	0,092	0,525
0,05	0,120	1,601	0,118	1,571	0	0,11	0,11	0,29	0,090	0,511
0,10	0,120	1,543	0,118	1,514	0	0,1	0,1	0,29	0,080	0,456
0,15	0,120	1,485	0,118	1,457	0	0,09	0,09	0,29	0,070	0,399
0,20	0,241	1,427	0,236	1,400	0	0,08	0,08	0,29	0,059	0,338
0,25	0,361	1,369	0,354	1,343	0,045	0,075	0,12	0,29	0,065	0,373
0,30	0,482	1,311	0,473	1,286	0,06	0,07	0,13	0,29	0,052	0,295
0,35	0,602	1,253	0,591	1,229	0,075	0,06	0,135	0,29	0,040	0,458
0,40	0,722	1,195	0,709	1,172	0,09	0,055	0,145	0,29	0,041	0,468
0,45	0,843	1,137	0,827	1,115	0,1	0,055	0,155	0,29	0,194	1,108
0,50	0,963	1,079	0,945	1,058	0,11	0,045	0,155	0,28	0,190	1,082
0,55	2,770	1,021	2,717	1,001	0,12	0,045	0,165	0,28	0,195	1,110
0,60	4,576	0,963	4,489	0,944	0,125	0,045	0,17	0,28	0,197	1,124
0,65	6,382	0,904	6,261	0,887	0,13	0,045	0,175	0,28	0,199	1,137
0,70	8,188	0,846	8,033	0,830	0,135	0,035	0,17	0,28	0,197	1,124
0,75	8,188	0,788	8,033	0,773	0,16	0,07	0,23	0,28	0,220	1,253
0,80	8,188	0,730	8,033	0,716	0,16	0,05	0,21	0,28	0,213	1,216
0,85	8,188	0,672	8,033	0,659	0,16	0,05	0,21	0,28	0,213	1,216
0,90	8,188	0,614	8,033	0,602	0,16	0,05	0,21	0,28	0,213	1,216
0,95	8,188	0,556	8,033	0,545	0,16	0,05	0,21	0,28	0,213	1,216
1,00	7,832	0,498	7,683	0,488	0,16	0,05	0,21	0,28	0,213	1,216

Температура металла может быть определена как

$$T_{Me} = \frac{\alpha (T_{p.z.}^0 - T_{Me}^0) \cdot F_{p.z.} \cdot \Delta \tau}{c_{Me} \cdot M_e} - T_{Me}^0$$

Расчет данных коэффициентов и результаты нахождения температуры реакционной зоны приведены в таблице Б.8.

Также для ДСП следует рассчитать площадь и температуру зоны испарения, образующуюся в результате продувки расплава кислородом. Данный расчет аналогичен случаю расчета рассматриваемых параметров для кислородного конвертера, результаты приведены в таблице Б.9.

Расчет массы выбросов

Коэффициент, входящий в формулу расчета скорости дистилляции, определяется по формуле (2.2)

$$a = \varphi \sqrt{M / (2 \pi R T)} ,$$

Давление насыщенных паров железа можно найти по уравнению (2.3)

$$\lg p = -18504/T + 11,15 ,$$

Массу металла, испаряющегося с единицы поверхности металла в единицу времени, можно вычислить по формуле (2.1)

$$w_o = 0,5 (a_u (p_u - p_{ocm}) - a_k p_k) ,$$

С учетом скорости дистилляции масса металла, испарившегося с поверхности расплава в единицу времени, может быть определена по уравнению (2.4)

$$M_u = w_o \cdot F ,$$

Результаты расчета представлены в таблице Б.10.

В таблице Б.11 приведены данные о массе пыли с учетом поправки, учитывающей увеличение массы пыли в результате действия диспергационного механизма.

Таблица Б.12

Время плавки, мин.	Масса пыли, образовавшейся в результате воздействия электрической дуги, кг	Масса пыли, образовавшейся в результате воздействия кислородной струи, кг	Общая масса пыли M_n , кг	Масса пыли M'_n с поправкой, кг
0,0	0,00	0,00	0	0
8,4	78,83	0,00	78,83	78,83
16,9	103,47	0,00	103,47	103,47
25,3	101,65	0,00	101,65	101,65
33,7	59,75	0,00	59,75	59,75
42,1	27,80	0,00	27,8	27,8
50,6	17,28	0,00	17,28	17,28
59,0	16,82	0,00	16,82	16,82
67,4	18,48	13,07	31,55	47,325
75,8	35,56	12,39	47,95	71,925
84,3	54,90	11,75	66,65	99,975
92,7	76,40	54,61	131,01	196,515
101,1	81,18	61,89	143,07	214,605
109,6	65,08	66,72	131,8	197,7
118,0	30,93	72,93	103,86	155,79
126,4	16,53	39,56	56,09	84,135
134,8	8,23	37,31	45,54	68,31
143,3	6,34	10,64	16,98	25,47
151,7	7,80	0,00	7,8	7,8
160,1	13,14	0,00	13,14	13,14
168,5	0,00	0,00	0	0
СУММА	820,14	380,85	1200,99	1588,29

Таблица Б.8

Расчет температуры реакционной зоны в зоне действия электрической дуги

Время плавки, мин.	Теплоемкость металла c_p , кДж/(кг К)	Коэффициент теплопередачи α , Вт/(м ² К)	Температура дымовых газов T_r , К	Приведенный коэффициент излучения $c_{пр}$, Вт/(м ² К ⁴)	Теплота химических реакций, $\sum w_i Q_i$, Дж/кг	A	B	C	Температура реакционной зоны, К
0,0	0,7	2488,9	273	0,000	0,00	0,000E+00	5,768E+05	-1,093E+07	1294
8,4	0,7	2488,9	973	0,511	3399,83	3,785E-05	3,225E+07	-6,856E+10	1903
16,9	0,7	2488,9	998	0,456	3342,65	2,791E-05	2,665E+07	-5,418E+10	2140
25,3	0,7	2488,9	1023	0,399	3285,48	1,924E-05	2,099E+07	-4,258E+10	2188
33,7	0,7	2488,9	1048	0,338	4275,97	1,189E-05	1,531E+07	-3,070E+10	2164
42,1	0,7	2488,9	1073	0,373	4218,80	8,219E-06	9,591E+06	-1,947E+10	2140
50,6	0,7	2488,9	1098	0,295	4161,62	3,861E-06	5,709E+06	-1,113E+10	2147
59,0	0,7	2488,9	1123	0,458	4104,45	4,013E-06	3,812E+06	-7,764E+09	2194
67,4	0,7	2488,9	1148	0,468	4047,27	4,013E-06	3,812E+06	-7,764E+09	2271
75,8	0,7	2488,9	1173	1,108	4047,27	5,859E-06	2,303E+06	-5,327E+09	2359
84,3	0,838	2488,9	1293	1,082	4018,69	5,148E-06	2,078E+06	-4,710E+09	2436
92,7	0,838	2488,9	1413	1,110	25165,88	5,283E-06	2,078E+06	-5,243E+09	2485
101,1	0,838	2488,9	1533	1,124	25537,32	5,347E-06	2,078E+06	-5,293E+09	2495
109,6	0,838	2488,9	1573	1,137	25260,37	5,409E-06	2,078E+06	-5,325E+09	2461
118,0	0,838	2488,9	1573	1,124	25563,70	4,088E-06	1,589E+06	-4,210E+09	2393
126,4	0,838	2488,9	1573	1,253	15711,25	4,560E-06	1,589E+06	-4,157E+09	2306
134,8	0,838	2488,9	1573	1,216	16482,26	3,737E-06	1,343E+06	-3,454E+09	2226
143,3	0,838	2488,9	1573	1,216	-41,06	3,737E-06	1,343E+06	-3,216E+09	2180
151,7	0,838	2488,9	1573	1,216	-41,06	3,737E-06	1,343E+06	-3,224E+09	2198
160,1	0,838	2488,9	1573	1,216	-41,06	3,737E-06	1,343E+06	-3,232E+09	2301
168,5	0,838	2488,9	1573	1,216	2344,28	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	1660

$$\mathcal{Q}_{\partial yzu} + \mathcal{Q}_{x.p.} = \mathcal{Q}_{p.3.} + \mathcal{Q}_{Me}$$

$$c_{np} \left[\left(\frac{T_{\partial yzu}}{100} \right)^4 - \left(\frac{\mathbf{T}_{p.3.}}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau + \sum (w_i \mathcal{Q}_{x.p.i}) \cdot m_{p.3.} \cdot \Delta \tau = c_p (\mathbf{T}_{p.3.} - T_{p.3.}^0) \cdot m_{p.3.} + \alpha (\mathbf{T}_{p.3.} - \mathcal{T}_{Me}) \cdot F_{p.3.} \Delta \tau$$

$$c_{np} \left[\left(\frac{T_{\partial yzu}}{100} \right)^4 - \left(\frac{\mathbf{T}_{p.3.}}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau + \sum (w_i \mathcal{Q}_{x.p.i}) \cdot m_{p.3.} \cdot \Delta \tau = c_p (\mathbf{T}_{p.3.} - T_{p.3.}^0) \cdot m_{p.3.} + \alpha \left(\mathbf{T}_{p.3.} - \left(\frac{\alpha (T_{p.3.}^0 - T_{Me}^0) \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau}{c_{Me} \cdot M_e} - T_{Me}^0 \right) \right) \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau$$

$$c_{np} \left(\frac{\mathbf{T}_{p.3.}}{100} \right)^4 \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau + c_p \cdot \mathbf{T}_{p.3.} \cdot m_{p.3.} + \alpha \cdot \mathbf{T}_{p.3.} \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau - c_{np} \cdot \left(\frac{T_{\partial yzu}}{100} \right)^4 F_{p.3.} \cdot \Delta \tau - \sum (w_i \mathcal{Q}_{x.p.i}) \cdot m_{p.3.} \cdot \Delta \tau - c_p \cdot T_{p.3.}^0 \cdot m_{p.3.} - \alpha \cdot T_{Me} \cdot F_{p.3.} \cdot \Delta \tau = 0$$

$$T_{Me} = \frac{\alpha (T_{p.3.}^0 - T_{Me}^0) F_{p.3.} \tau}{c_p M_e} + T_{Me}^0$$

$$\tau = 168,5 \text{ мик.}$$

$$\Delta \tau = 505,6 \text{ с}$$

$$M_e = M_u G = 110,4 \cdot 100 = 1,104 \cdot 10^5 \text{ кг}$$

$$T_{Me} = \frac{\alpha (T_{p.3.}^0 - T_{Me}^0) F_{p.3.} \tau}{c_p M_e} + T_{Me}^0$$

Таблица Б.9

Расчет температуры реакционной зоны в зоне действия кислородной струи

Время плавки, мин.	Площадь реакционной зоны, м ²	Масса реакционной зоны, кг	Теплота химических реакций, $\sum w_i Q_i$, Дж/кг	A	B	C	Температура реакционной зоны, К
0,0	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	-1,093E+07	
8,4	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
16,9	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
25,3	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
33,7	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
42,1	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
50,6	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
59,0	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
67,4	0,156	7,51	1,54E+07	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	2215
75,8	0,156	7,51	1,54E+07	8,759E-07	3,443E+05	-6,220E+08	2226
84,3	0,156	7,51	1,53E+07	8,555E-07	3,454E+05	-6,248E+08	2236
92,7	0,156	7,51	9,55E+07	8,779E-07	3,454E+05	-7,096E+08	2524
101,1	0,156	7,51	9,69E+07	8,885E-07	3,454E+05	-7,165E+08	2546
109,6	0,156	7,51	9,59E+07	8,987E-07	3,454E+05	-7,209E+08	2560
118,0	0,156	7,51	9,70E+07	8,885E-07	3,454E+05	-7,258E+08	2576
126,4	0,156	7,51	5,96E+07	9,910E-07	3,454E+05	-6,931E+08	2462
134,8	0,156	7,51	6,26E+07	9,612E-07	3,454E+05	-6,981E+08	2480
143,3	0,156	7,51	-1,56E+05	9,612E-07	3,454E+05	-6,376E+08	2291
151,7	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
160,1	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	
168,5	0,000	0,00	0,00E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	

Таблица Б.10

Расчет массы плавильной пыли, образовавшейся в зоне действия электрической дуги

Время плавки, мин.	Температура реакционной зоны $T_{p.з.}$, К	Коэффициент a при температуре испарения $a_{исп}$					Давление насыщенных паров при температуре испарения $p_{исп}$, Па				
		Fe	Mn	Si	Pb	Zn	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
0,0	1294	0,029	0,029	0,020	0,055	0,004	4,50E-06	4,22E-02	7,64E-06	1,71E+00	7,21E+02
8,4	1903	0,024	0,024	0,017	0,046	0,004	1,71E-01	4,31E+01	6,75E-01	3,79E+02	7,21E+02
16,9	2140	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	2,13E+00	2,20E+02	6,96E+00	1,33E+03	7,21E+02
25,3	2188	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	3,29E+00	2,88E+02	1,03E+01	1,66E+03	7,21E+02
33,7	2164	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	2,66E+00	2,52E+02	8,51E+00	1,49E+03	7,21E+02
42,1	2140	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	2,11E+00	2,19E+02	6,92E+00	1,33E+03	7,21E+02
50,6	2147	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	2,27E+00	2,29E+02	7,39E+00	1,38E+03	7,21E+02
59,0	2194	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	3,50E+00	2,99E+02	1,09E+01	1,71E+03	7,21E+02
67,4	2271	0,022	0,022	0,015	0,042	0,003	6,80E+00	4,47E+02	1,98E+01	2,38E+03	7,21E+02
75,8	2359	0,021	0,021	0,015	0,041	0,003	1,37E+01	6,73E+02	3,70E+01	3,38E+03	7,21E+02
84,3	2436	0,021	0,021	0,015	0,040	0,003	2,45E+01	9,30E+02	6,19E+01	4,51E+03	7,21E+02
92,7	2485	0,021	0,021	0,015	0,040	0,003	3,47E+01	1,12E+03	8,44E+01	5,37E+03	7,21E+02
101,1	2495	0,021	0,021	0,015	0,040	0,003	3,70E+01	1,16E+03	8,95E+01	5,55E+03	7,21E+02
109,6	2461	0,021	0,021	0,015	0,040	0,003	2,94E+01	1,03E+03	7,28E+01	4,94E+03	7,21E+02
118,0	2393	0,021	0,021	0,015	0,041	0,003	1,79E+01	7,81E+02	4,67E+01	3,85E+03	7,21E+02
126,4	2306	0,022	0,021	0,015	0,041	0,003	9,09E+00	5,30E+02	2,56E+01	2,75E+03	7,21E+02
134,8	2226	0,022	0,022	0,016	0,042	0,003	4,61E+00	3,54E+02	1,40E+01	1,96E+03	7,21E+02
143,3	2180	0,022	0,022	0,016	0,043	0,003	3,07E+00	2,76E+02	9,68E+00	1,60E+03	7,21E+02
151,7	2198	0,022	0,022	0,016	0,042	0,003	3,60E+00	3,04E+02	1,12E+01	1,73E+03	7,21E+02
160,1	2301	0,022	0,021	0,015	0,042	0,003	8,73E+00	5,18E+02	2,47E+01	2,69E+03	7,21E+02
168,5	1660	0,025	0,025	0,018	0,049	0,004	6,21E-03	4,73E+00	2,56E-02	7,14E+01	7,21E+02
Температура газов T_g , К	293	0,060	0,060	0,043	0,116	0,065	4,6E-46	2,8E-12	2,2E-86	9,4E-24	1,7E-10

Продолжение таблицы Б.10

Время плавки, мин.	Активность компонента в расплаве с учетом температурной поправки					Скорость дистилляции w_d , г/(м ² с)				
	Fe	Mn	Si	Pb	Zn	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
0,0	1,0E+00	2,25E-03	3,45E-07	2,42E-04	3,13E-02	0,00	0,00	0,00	0,01	49,55
8,4	1,0E+00	2,72E-03	7,37E-06	1,39E-04	1,59E-02	2,02	1,38	0,00	1,20	20,77
16,9	1,0E+00	2,70E-03	1,37E-05	1,16E-04	4,02E-03	23,77	6,56	0,00	3,33	4,96
25,3	1,0E+00	2,48E-03	1,31E-05	1,05E-04	0,00E+00	36,43	7,84	0,00	3,69	0,00
33,7	1,0E+00	2,21E-03	1,01E-05	9,57E-05	0,00E+00	29,53	6,14	0,00	3,05	0,00
42,1	1,0E+00	1,95E-03	7,47E-06	8,68E-05	0,00E+00	23,63	4,72	0,00	2,48	0,00
50,6	1,0E+00	1,72E-03	5,94E-06	7,71E-05	0,00E+00	25,37	4,36	0,00	2,28	0,00
59,0	1,0E+00	1,53E-03	5,14E-06	6,70E-05	0,00E+00	38,65	5,00	0,00	2,43	0,00
67,4	1,0E+00	1,36E-03	4,62E-06	5,73E-05	0,00E+00	73,76	6,53	0,00	2,85	0,00
75,8	1,0E+00	1,20E-03	3,97E-06	4,85E-05	0,00E+00	146,25	8,53	0,00	3,36	0,00
84,3	1,0E+00	1,04E-03	2,99E-06	4,08E-05	0,00E+00	256,60	10,09	0,00	3,71	0,00
92,7	1,0E+00	1,04E-03	2,49E-06	4,02E-05	0,00E+00	359,65	11,98	0,00	4,31	0,00
101,1	1,0E+00	1,02E-03	1,80E-06	3,90E-05	0,00E+00	382,88	12,12	0,00	4,31	0,00
109,6	1,0E+00	9,80E-04	1,09E-06	3,72E-05	0,00E+00	306,10	10,39	0,00	3,69	0,00
118,0	1,0E+00	9,29E-04	5,42E-07	3,48E-05	0,00E+00	188,88	7,61	0,00	2,73	0,00
126,4	1,0E+00	1,15E-03	2,35E-07	2,85E-05	0,00E+00	97,90	6,52	0,00	1,62	0,00
134,8	1,0E+00	2,50E-03	4,37E-06	1,84E-05	0,00E+00	50,58	9,63	0,00	0,76	0,00
143,3	1,0E+00	3,79E-03	9,21E-06	1,03E-05	0,00E+00	33,97	11,48	0,00	0,35	0,00
151,7	1,0E+00	4,76E-03	1,43E-05	4,63E-06	0,00E+00	39,69	15,84	0,00	0,17	0,00
160,1	1,0E+00	8,24E-04	2,14E-05	1,28E-06	0,00E+00	94,06	4,56	0,00	0,07	0,00
168,5	1,0E+00	2,95E-04	1,94E-06	0,00E+00	0,00E+00	0,08	0,02	0,00	0,00	0,00

Продолжение таблицы Б.10

Время плавки, мин.	Масса пыли M_i , кг за интервал					Масса пыли M_i , кг за интервал					Масса пыли M_n , кг
	Fe	Mn	Si	Pb	Zn	FeO	MnO ₂	SiO ₂	PbO	ZnO	
0,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8,4	5,00	3,40	0,00	2,96	51,28	6,43	5,38	0,00	3,19	63,83	78,83
16,9	48,49	13,39	0,00	6,79	10,11	62,39	21,18	0,00	7,31	12,59	103,47
25,3	58,55	12,60	0,00	5,93	0,00	75,32	19,93	0,00	6,39	0,00	101,65
33,7	34,61	7,19	0,00	3,57	0,00	44,52	11,38	0,00	3,85	0,00	59,75
42,1	17,35	3,47	0,00	0,00	0,00	22,32	5,48	0,00	0,00	0,00	27,80
50,6	11,09	1,90	0,00	0,00	0,00	14,26	3,01	0,00	0,00	0,00	17,28
59,0	11,28	1,46	0,00	0,00	0,00	14,51	2,31	0,00	0,00	0,00	16,82
67,4	12,95	1,15	0,00	0,00	0,00	16,66	1,81	0,00	0,00	0,00	18,48
75,8	25,79	1,50	0,00	0,00	0,00	33,17	2,38	0,00	0,00	0,00	35,56
84,3	40,70	1,60	0,00	0,00	0,00	52,37	2,53	0,00	0,00	0,00	54,90
92,7	57,05	1,90	0,00	0,00	0,00	73,39	3,01	0,00	0,00	0,00	76,40
101,1	60,74	1,92	0,00	0,00	0,00	78,13	3,04	0,00	0,00	0,00	81,18
109,6	48,56	1,65	0,00	0,00	0,00	62,47	2,61	0,00	0,00	0,00	65,08
118,0	22,91	0,92	0,00	0,00	0,00	29,47	1,46	0,00	0,00	0,00	30,93
126,4	11,87	0,79	0,00	0,00	0,00	15,27	1,25	0,00	0,00	0,00	16,53
134,8	5,18	0,99	0,00	0,00	0,00	6,67	1,56	0,00	0,00	0,00	8,23
143,3	3,48	1,18	0,00	0,00	0,00	4,48	1,86	0,00	0,00	0,00	6,34
151,7	4,07	1,62	0,00	0,00	0,00	5,23	2,57	0,00	0,00	0,00	7,80
160,1	9,64	0,47	0,00	0,00	0,00	12,40	0,74	0,00	0,00	0,00	13,14
168,5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Сумма	489,29	59,10	0,01	19,26	61,39	629,46	93,51	0,01	20,74	76,42	820,14

Таблица Б.11

Расчет массы плавильной пыли, образовавшейся в зоне действия кислородной струи

Время плавки, мин.	Температура реакционной зоны $T_{p.z.}, K$	Коэффициент α при температуре испарения $\alpha_{исп}$					Давление насыщенных паров при температуре испарения $p_{исп}, Pa$				
		Fe	Mn	Si	Pb	Zn	Fe	Mn	Si	Pb	Zn
0,0		0,029	0,029	0,021	0,056	0,031	2,65E-06	4,17E+02	4,00E-06	1,29E+00	1,67E+03
8,4		0,029	0,028	0,020	0,055	0,031	5,12E-06	6,10E+02	8,94E-06	1,83E+00	2,06E+03
16,9		0,027	0,027	0,019	0,052	0,029	2,47E-04	1,73E+03	8,11E-04	1,37E+01	6,71E+03
25,3		0,026	0,025	0,018	0,049	0,028	3,56E-03	2,50E+03	1,44E-02	5,38E+01	1,42E+04
33,7		0,025	0,025	0,018	0,048	0,027	1,32E-02	2,88E+03	5,53E-02	1,05E+02	2,01E+04
42,1		0,025	0,025	0,018	0,048	0,027	2,07E-02	3,00E+03	8,68E-02	1,31E+02	2,25E+04
50,6		0,025	0,024	0,017	0,047	0,027	2,82E-02	3,09E+03	1,18E-01	1,53E+02	2,43E+04
59,0		0,025	0,024	0,017	0,047	0,027	3,20E-02	3,13E+03	1,33E-01	1,63E+02	2,51E+04
67,4	2215	0,022	0,022	0,016	0,042	0,024	4,20E+00	4,51E+03	1,28E+01	1,87E+03	6,72E+04
75,8	2226,25	0,022	0,022	0,016	0,042	0,024	4,64E+00	4,54E+03	1,40E+01	1,96E+03	6,81E+04
84,3	2236,25	0,022	0,022	0,015	0,042	0,024	5,06E+00	4,56E+03	1,52E+01	2,05E+03	6,90E+04
92,7	2523,75	0,021	0,020	0,015	0,040	0,022	4,51E+01	5,19E+03	1,07E+02	6,13E+03	8,71E+04
101,1	2546,25	0,020	0,020	0,015	0,039	0,022	5,23E+01	5,23E+03	1,22E+02	6,61E+03	8,78E+04
109,6	2560	0,020	0,020	0,014	0,039	0,022	5,73E+01	5,25E+03	1,32E+02	6,91E+03	8,83E+04
118,0	2576,25	0,020	0,020	0,014	0,039	0,022	6,36E+01	5,29E+03	1,46E+02	7,29E+03	8,87E+04
126,4	2462,5	0,021	0,021	0,015	0,040	0,023	2,96E+01	5,07E+03	7,33E+01	4,96E+03	8,44E+04
134,8	2480	0,021	0,021	0,015	0,040	0,022	3,35E+01	5,10E+03	8,18E+01	5,27E+03	8,53E+04
143,3	2291,25	0,022	0,021	0,015	0,042	0,023	8,03E+00	4,69E+03	2,29E+01	2,58E+03	7,35E+04
151,7		0,024	0,024	0,017	0,047	0,026	7,00E-02	3,35E+03	2,87E-01	2,42E+02	3,02E+04
160,1		0,024	0,024	0,017	0,047	0,026	7,00E-02	3,35E+03	2,87E-01	2,42E+02	3,02E+04
168,5		0,024	0,024	0,017	0,047	0,026	7,00E-02	3,35E+03	2,87E-01	2,42E+02	3,02E+04
Температура газов T_g, K	293	0,060	0,060	0,043	0,116	0,065	4,6E-46	2,8E-12	2,2E-86	9,4E-24	1,7E-10

Продолжение таблицы Б.11

[illegible]

Продолжение таблицы Б.11

Время плавки, мин.	Масса пыли M_i , кг за интервал					Масса пыли M_i , кг за интервал					Масса пыли M_n , кг
	Fe	Mn	Si	Pb	Zn	FeO	MnO ₂	SiO ₂	PbO	ZnO	
0,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8,4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
16,9	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
25,3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
33,7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
42,1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
50,6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
59,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
67,4	3,65	5,17	0,00	0,18	0,00	4,70	8,18	0,00	0,20	0,00	13,07
75,8	4,02	4,45	0,00	0,16	0,00	5,17	7,04	0,00	0,18	0,00	12,39
84,3	4,37	3,77	0,00	0,15	0,00	5,63	5,96	0,00	0,16	0,00	11,75
92,7	36,70	4,41	0,00	0,38	0,00	47,22	6,98	0,00	0,41	0,00	54,61
101,1	42,42	4,35	0,00	0,40	0,00	54,57	6,89	0,00	0,43	0,00	61,89
109,6	46,28	4,27	0,00	0,39	0,00	59,54	6,76	0,00	0,42	0,00	66,72
118,0	51,23	4,19	0,00	0,37	0,00	65,90	6,63	0,00	0,40	0,00	72,93
126,4	24,39	5,03	0,00	0,21	0,00	31,38	7,95	0,00	0,23	0,00	39,56
134,8	27,47	1,14	0,00	0,15	0,00	35,34	1,81	0,00	0,16	0,00	37,31
143,3	6,86	1,11	0,00	0,04	0,00	8,83	1,76	0,00	0,05	0,00	10,64
151,7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
160,1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
168,5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Сумма	247,39	37,89	0,00	2,44	0,00	318,27	59,96	0,00	2,62	0,00	380,85

Данные для расчета значений давления насыщенных паров компонентов расплава [76]

Давление насыщенных паров элементов в жидком агрегатном состоянии

$$\lg p = A - \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot \lg T$$

Элемент	Состав пара молекул	A	B	C	D
Железо	Fe	-25,93396	14124,50	0,00113331	10,59505
Марганец	Mn	-124,59871	-3087,32	-0,00506798	40,93850
Кремний	Si	167,86162	41545,36	0,00417574	-47,00394
Цинк	Zn	-7,91900	5330,735	-0,00161644	5,59972
Свинец	Pb	13,65907	10330,87	0,00015450	-1,81309
Хром	Cr	165,22012	44507,12	0,00366345	-45,49926
Медь	Cu	-285,06133	-14786,86	-0,01263166	91,90151
Никель	Ni	30,68264	19678,72	0,00038550	-6,08393
Алюминий	Al	12,40857	15992,58	-0,00000342	-0,99926
Ванадий	V	32,55270	29250,50	0,00041350	-6,50413
Титан	Ti	296,01329	65632,18	0,00787692	-85,14729
Кальций	Ca	53,65151	12826,75	0,00200166	-14,48467
Магний	Mg	16,79743	7844,23	0,00025484	-2,72798
Калий	K	13,83624	4857,902	0,0003494	-2,21542
Натрий	Na	10,86423	5619,406	0,00000345	-1,04111

Данные для расчета коэффициента активности компонентов

Параметры взаимодействия первого порядка $e_i^j \cdot 100$ в железе при 1873 К по данным [55]

Элемент <i>i</i>	Элемент <i>j</i>					
	Al	B	C	Ca	Co	Cr
Al	4,5* ¹	—	9,1	—4,7	—	—
B	—	3,8	2,2	—	—	—
C	4,3	24	14* ¹	—9,7	0,76	—2,4
Ca	—7,2	—	—34	(—0,2)	—	—
Co	—	—	2,1	—	0,22	—
Cr	—	—	—12	—	—1,9	—0,03
Cu	—	—	6,6	—	—	1,8
H	1,3	5	6	—	0,18	—0,22
Mn	—	—	—7	—	—	—
Mo	—	—	—9,7	—	—	—0,03
N	—2,8* ¹	9,4* ¹	13	—	1,1	—4,7* ²
Nb	—	—	—49	—	—	—
Ni	—	—	4,2	—6,7	—	—0,03
O	—390* ¹	—260	—45	—	0,8	—4
P	—	—	13	—	—	—3* ³
Pb	2,1	—	6,6	—	0	2
S	3,5	13	11	—	0,26	—1,1* ¹
Si	5,8	20	18* ¹	—6,7	—	—0,03
Sn	—	—	37	—	—	1,5
Ta	—	—	—37	—	—	—
Ti	—	—	—	—	—	5,5* ²
V	—	—	—34	—	—	—
W	—	—	15	—	—	—
Zr	—	—	—	—	—	—

Элемент <i>i</i>	Элемент <i>j</i>					
	Cu	H	Mn	Mo	N	Nb
Al	—	24	—	—	—5,8* ¹	—
B	—	49	—	—	7,4* ¹	—
C	1,6	67	—1,2	—0,83	11	—6
Ca	—	—	—	—	—	—
Co	—	—14	—	—	3,2	—
Cr	1,6	—33	—	0,18	—19	—
Cu	2,3	—24	—	—	2,6	—
H	0,05	0	—0,14	0,22	—	—0,23
Mn	—	—31	0	—	—9,1	—
Mo	—	—20	—	—	—10	—
N	0,9	—	—2	—1,1	0	—6* ¹
Nb	—	—61	—	—	—42* ¹	(0)
Ni	—	—25	—	—	2,8	—
O	—1,3	—310	—2,1	0,35	5,7	—14
P	2,4* ³	21	0* ³	* ³	9,4	* ³
Pb	—2,8	—	—2,3	0	—	—
S	—0,84	12	—2,6	0,27	1	—1,3
Si	1,4	64	0,2	—	9	—
Sn	—	12	—	—	2,7	—

Элемент <i>i</i>	Элемент <i>j</i>					
	Cu	H	Mn	Mo	N	Nb
Ta	—	-440	—	—	-47* ¹	—
Ti	—	-110	—	—	-180* ¹	—
V	—	-59	—	—	-35* ¹	—
W	—	8,8	—	—	-7,2	—
Zr	—	—	—	—	-410	—

Элемент <i>i</i>	Элемент <i>j</i>					
	Ni	O	P	Pb	S	Si
Al	—	660* ¹	—	0,65	3	0,56
B	—	-180	—	—	4,8	7,8
C	1,2	-34	5,1	0,79	4,6	8* ¹
Ca	-4,4	—	—	—	—	-9,7
Co	—	1,8	—	0,3	0,11	—
Cr	0,02	-14	-5,3	0,83	-2	-0,43
Cu	—	-6,5	4,4	-0,56	-2,1	2,7
H	0	-19	1,1	—	0,8	2,7
Mn	—	-8,3	-0,35	-0,29	-4,8	0
Mo	—	-0,07	—	0,23	-0,05	—
N	1* ²	5	4,5	—	0,7	4,7
Nb	—	-83	—	—	-4,7	—
Ni	0,09	1	-0,35	-0,23	-0,37	0,57
O	0,6	-20* ¹	7	—	-13,3	-13,1
P	0,02* ³	13	6,2	1,1	2,8	12
Pb	-1,9	—	4,8	—	-32	4,8
S	0	-27	29	-4,6	-2,8* ¹	6,3
Si	0,5	-23	11	1	5,6	11* ¹
Sn	—	-11	3,6	3,5	-2,8	5,7
Ta	—	—	—	—	-2,1	—
Ti	* ²	-180	—	—	-11	—
V	—	-97	—	—	-2,8	4,2
W	—	5,2	—	0,05	3,5	—
Zr	—	—	—	—	-16	—

Элемент <i>i</i>	Элемент <i>j</i>					
	Sn	Ta	Ti	V	W	Zr
Al	—	—	—	—	—	—
B	—	—	—	—	—	—
C	4,1	-2,1	—	-7,7	-0,56	—
Ca	—	—	—	—	—	—
Co	—	—	—	—	—	—
Cr	0,9	—	5,9	—	—	—
Cu	—	—	—	—	—	—
H	0,53	-2	-1,9	-0,74	0,48	—
Mn	—	—	—	—	—	—
Mo	—	—	—	—	—	—
N	0,7	-3,2* ¹	-53* ¹	-9,3* ¹	-0,15	-63
Nb	—	—	—	—	—	—
Ni	—	—	—	—	—	—
O	-1,11	—	-60	-30	0,85	(-300)

Элемент i	Элемент j					
	Sn	Ta	Ti	V	W	Zr
P	1,3	—	—	—	—	—
Pb	5,7	—	—	—	0	—
S	-0,44	-0,02	-7,2	-1,6	0,97	-5,2
Si	1,7	—	—	2,5	—	—
Sn	0,16	—	—	—	—	—
Ta	—	—	—	—	—	—
Ti	—	—	1,3	—	—	—
V	—	—	—	1,5	—	—
W	—	—	—	—	—	—
Zr	—	—	—	—	—	—

*¹ Имеются данные о температурной зависимости e_i^j (см. табл. 4).

*² По данным [71]: $e_{Ti}^{Cr} = 0,022$; $e_{Ti}^{Ni} = 0,009$; $e_{Ni}^{Cr} = -0,046$; $e_{Ni}^{Ni} = 0,0063$ (см. также дополнение к табл. 5).

*³ По данным [72]:

j	Ti	V	Cr	Mn	Co	Ni	Cu	Nb	Mo	W
$e_P^j(1873) \cdot 100$	-5,6	-4,2	-4,4	-3,2	-0,46	-0,59	-3,5	-4,0	-1,7	-2,3

*⁴ Дополнение [70, 73]:

j/i	Ce/H	La/H	Nd/H	O/O	Zr/O	Ce/O	La/O	Al/U	U/U	Zr/Zr
$e_i^j \cdot 100$	0/0	-2,7	-3,8	-4,4	-4,4	-57	-57	5,9	1,3	2,2
j/i	Cr/Mg	Ni/Mg	Al/Mg	Si/Mg	C/Mg					
$e_i^j \cdot 100$	0,83	-2,6	-1,3	-0,04	-2,8					

Ниже приведена зависимость параметров взаимодействия первого порядка e_i^j в железе от температуры [70]

$$\begin{aligned}
 e_{Al}^{Al} &= (63/T) + 0,011 & e_{Al}^N &= (1650/T) - 0,94 \\
 e_B^N &= (714/T) - 0,307 & e_C^C &= (158/T) + 0,0581 \\
 e_{Cr}^S &= (-153/T) + 0,062 & e_N^{Al} &= (859/T) - 0,487 \\
 e_{Nb}^N &= -(260/T) + 0,0796 & e_{Ta}^N &= -(152/T) + 0,049 \\
 e_N^V &= -(350/T) + 0,094 & e_{Nb}^N &= -(1720/T) + 0,503 \\
 e_O^O &= -(1750/T) + 0,734 & e_{Cr}^S &= -(94,2/T) + 0,0396 \\
 e_{Si}^C &= (380/T) - 0,023 & e_{Si}^{Si} &= -(34,5/T) + 0,089 \\
 e_{Ti}^W &= -(13900/T) + 5,71 & e_V^N &= -(1270/T) + 0,33 \\
 e_{Al}^O &= -(34740/T) + 11,95 & e_O^{Al} &= -(20600/T) + 7,15 \\
 e_C^{Si} &= (162/T) + 0,008 & e_S^S &= (233/T) - 0,153 \\
 e_B^N &= (975/T) - 0,4 & e_{Na}^N &= -(1960/T) + 0,581 \\
 e_N^{Ti} &= -(4070/T) + 1,643 & &
 \end{aligned}$$

Расчет размера частиц плавильной пыли

С помощью предложенного математического описания, представленного в разделе II, был проведен расчет выбросов плавильной пыли из 130-тонного конвертера с учетом его габаритных размеров и расхода кислорода на плавку. За величину температуры поверхности испарения принимали температуру реакционной зоны, которая всегда значительно выше, чем температура остального металла. Согласно экспериментальным данным, эта температура выбрана в диапазоне 1400 °С – 2500 °С. Площадь реакционной зоны принимали равной 2/3 от площади зеркала металла в конвертере. За длину высокотемпературной зоны принимали расстояние от поверхности расплава, до горловины конвертера. Расход дымовых газов определяли по удельному расходу кислорода на плавку 45-50 м³/т. Результаты полученных расчетов приведены на рисунках Д.1 и Д.2.

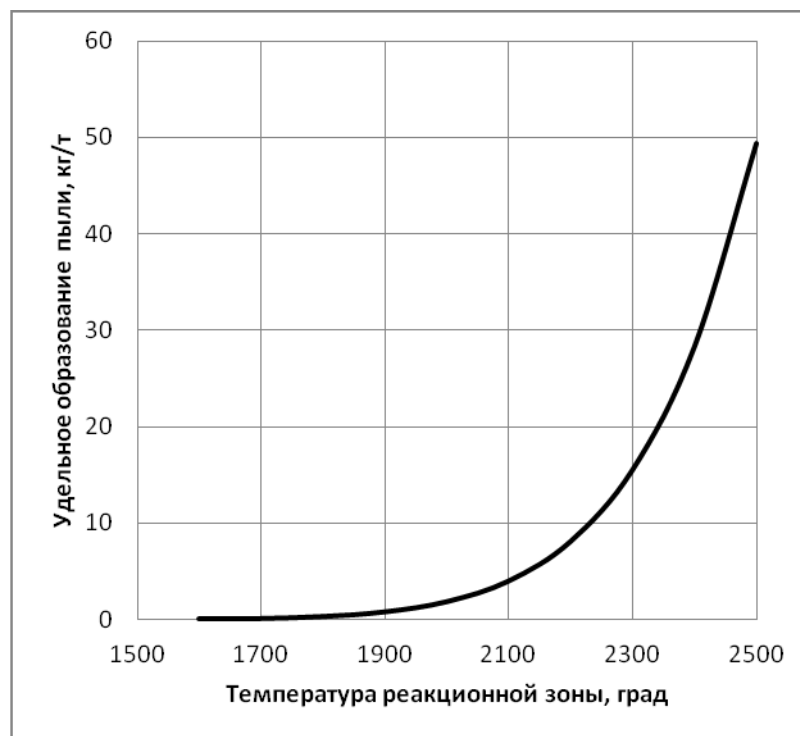


Рисунок Д.1 – Удельное образование пыли в конвертере на 1 т выплавляемой стали

График, приведенный на рисунке Д.1, свидетельствует о том, что характер зависимости удельного выноса пыли из конвертера от температуры поверхности реакционной зоны носит экспоненциальный характер и соответствует известным из литературы данным об удельном выносе пыли из конвертера, который составляет 5- 40 кг на 1 т выплавленной стали. В работе [27] показана зависимость этой величины от

температуры реакционной зоны конвертера, которая, в свою очередь, зависит от состава шихты, интенсивности продувки и периода плавки. Чем больше окисляемых примесей в шихте, тем больше их выгорает на поверхности реакционной зоны, тем больше выделяется тепла, тем выше температура реакционной зоны и больше испаряется металла.

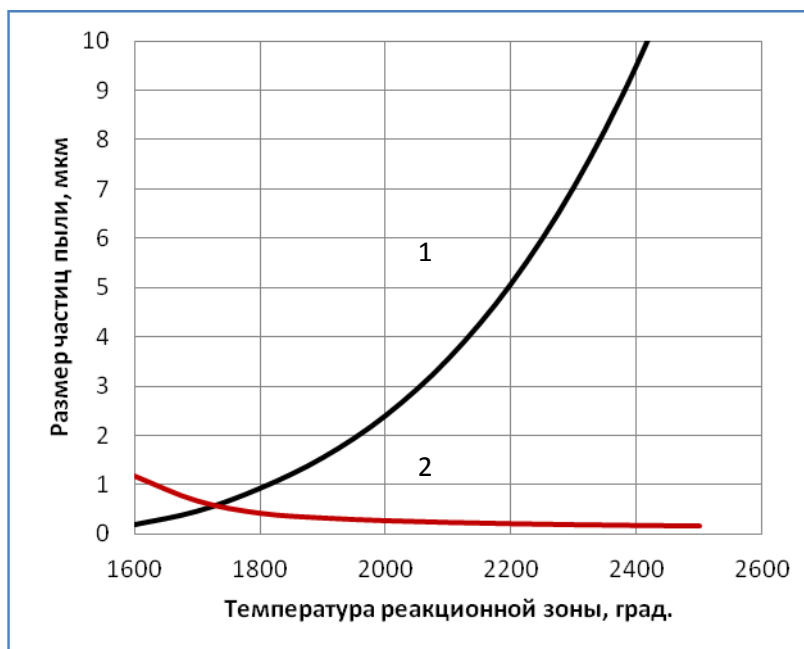


Рисунок Д. 2 – Зависимость размера частиц конвертерной пыли (кривая 1) и критического ее размера (кривая 2) от температуры реакционной зоны.

Как следует из рисунка Д.2, размер частиц плавильной пыли по мере роста температуры реакционной зоны увеличивается по закону, близкому к квадратичной зависимости. Расчетные данные сопоставимы с экспериментальными данными о размере частиц конвертерной пыли.

Исследование зависимости размера частиц плавильной пыли от температуры газа над расплавом показало, что такая зависимость существует, но она не столь велика, как зависимость от температуры реакционной зоны, и имеет экстремальный характер. При повышении температуры газа от гипотетического нуля до наблюдаемой температуры конвертерного газа 1600 °С размер частиц пыли увеличивается на 30 %, а затем в области температур 1600-1700 °С начинает несколько уменьшаться, что происходит в результате уменьшения разницы давлений насыщенного пара при температурах испарения и конденсации.

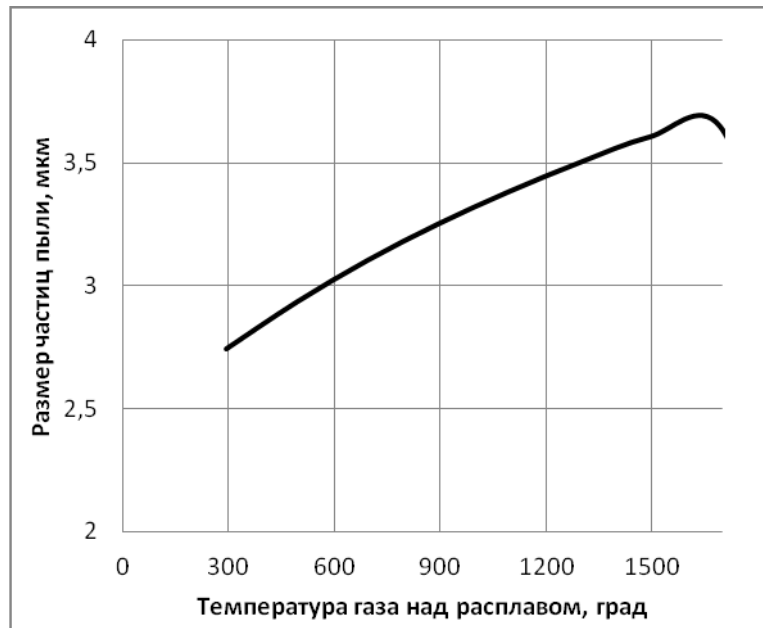


Рисунок Д.3 – Зависимость размера частиц плавильной пыли от температуры газа над расплавом

Другим фактором, оказывающим существенное влияние на размер частиц конвертерной пыли, является время образования капли, как показано выше – величина нерасчетная из-за невозможности определения количества центров конденсации. Исходя из уравнения (16), можно только сказать, что большое количество центров конденсации уменьшает это время и должно уменьшать размер капель, а, следовательно, и размер частиц пыли.

Исследование устойчивости образующихся капель конденсата металла в потоке конвертерных газов с помощью уравнения Кельвина показало (рис. Д.2 кривая 2), что при температуре конвертерных газов, равных обычно 1600-1700 °С, капли критического размера, находящиеся в квазистатическом равновесии с парами жидкости, имеют диаметр 0,5 мкм, что соответствует экспериментальным данным о величине медианного размера конвертерной пыли [75]. При низких концентрациях пара в газовой фазе, имеющей место при низкой температуре реакционной зоны, неустойчивы частицы размером 1 мкм. При максимальных температурах реакционной зоны устойчивы все капли размером выше 0,11 мкм. Эти расчетные данные согласуются с экспериментальными, согласно которым в конвертерной пыли не наблюдается частиц пыли меньше 0,1 мкм, так как образуясь они тут же испаряются [64]. По мере уменьшения температуры газа будет уменьшаться и давление насыщения, вплоть до того момента, пока все пары металла не сконденсируются.

Известно, что начальная часть газохода конвертера состоит из подвижной водоохлаждаемой юбки и П-образного газохода с водоохлаждаемыми стенками, который

служит котлом-утилизатором тепла отходящих газов. При работе конвертера с дожиганием СО в горловине конвертера юбка весь период плавки находится в поднятом состоянии, давая возможность для подсоса воздуха для дожигания СО, которое идет с выделением тепла. Расчеты показывают, что температура дымового газа в этот момент может подняться до 2700 °С, что могло бы спровоцировать испарение уже образовавшейся капли и уменьшение размера частиц пыли. Однако проведенные нами расчеты показывают, что и при такой высокой температуре конвертерного газа, при низких концентрациях пара над расплавом будут испаряться только капли размером 1,6 мкм, а при высоких – 0,17 мкм. Все стальные капли сохраняют устойчивость.

Проведенные численные исследования математического описания образования плавильной пыли показывают, что значительно увеличить размер частиц плавильной пыли в процессе ее образования невозможно, так как это обусловлено закономерностями процессов испарения и конденсации паров жидкости. Для повышения эффективности ее улавливания пылеочистными аппаратами различного типа необходимо использовать различные способы ее коагуляции: на каплях жидкости, в электростатическом, магнитном и акустическом полях.

Предложенное математическое описание для расчета массы пыли, образующейся над расплавом, и размера ее частиц должно быть дополнено зависимостями, описывающими изменение температуры реакционной зоны и температуры газа над расплавом в ходе проведения процесса плавки, что позволит получить наиболее точные расчетные значения этих величин. Предложенное математическое описание может стать основой для расчета выбросов пыли и ее дисперсного состава от любого агрегата, где осуществляются операции с расплавами черного или цветного металла.

Математическая модель образования плавильной пыли
при выплавке цветных металлов и сплавов в индукционных тигельных печах

В настоящее время индукционные тигельные печи (ИТП) находят все более широкое применение в промышленности. Это обусловлено их очевидными преимуществами по сравнению с другими типами печей: непосредственным нагревом загружаемого материала и целенаправленно вызываемым перемешиванием ванны расплавленного металла, достаточно точным температурным режимом, относительно низкими показателями потерь, высокой однородностью и точностью получаемого сплава. Считается, что выбросы пыли и газов при выплавке металлов и сплавов в ИТП невелики, поэтому единственным мероприятием по защите окружающей среды является установка вытяжного зонта над печью. Тем не менее, определение массы выбросов пыли из ИТП является весьма актуальной задачей, поскольку это позволит не только уменьшить выбросы мелкодисперсной трудноулавливаемой пыли, но и определять и снижать угар компонентов сплава.

В данной статье предложена математическая модель расчета выбросов пыли при выплавке латуни марки Л63 в открытой индукционной печи емкостью 1 т. Латунь Л63 применяется для получения полуфабрикатов: листов и полос, лент, прутков, труб, проволоки, используемых в различных областях промышленности [101].

Принцип индукционного нагрева заключается в преобразовании энергии электромагнитного поля, поглощаемой электропроводным нагреваемым объектом, в тепловую энергию.

В установках индукционного нагрева электромагнитное поле создают индуктором, представляющим собой многovitkovую цилиндрическую катушку (соленоид). Изменяющийся во времени поток вектора магнитной индукции, созданной индуктором, пронизывает нагреваемый объект и индуцирует электрическое поле [102]. В нагреваемом объекте энергия индуцированного переменного электрического поля необратимо переходит в тепловую, в результате чего происходит нагрев и плавление металла.

Примем следующую модель образования пыли при плавлении латуни в открытой индукционной тигельной печи. В печах, загружаемых кусковой шихтой, в начале плавки индуцируемые токи замыкаются внутри отдельных кусков, поскольку они имеют плохой электрический контакт между собой. В первом приближении шихта представляет собой куски цилиндрической формы. Выделение тепла происходит в поверхностном слое, глубина которого соответствует глубине проникновения тока в металл. Далее происходит

постепенное сплавление кусков шихты, при этом их размер уменьшается, а глубина проникновения тока – увеличивается. При полном сплавлении шихты выделение тепла происходит лишь в поверхностном слое расплава, что замедляет скорость нагрева расплава.

Для расчета массы образующейся при плавке пыли в качестве исходных данных используются:

- химический состав сплава;
- характерные размеры кусков шихты;
- исходная температура загружаемой шихты, для ферромагнитных материалов температура точки Кюри, температура плавления и температура разливки;
- температура газа над расплавом;
- удельные электросопротивления шихты для вышеуказанных температур;
- теплосодержание или энтальпия, теплоемкость и скрытая теплота плавления металла или сплава для вышеуказанных температур;
- теплоемкость, плотность, коэффициент теплопроводности металла;
- коэффициент теплоотдачи и его изменение со временем плавки;
- емкость тигля и его геометрическая форма, размеры;
- длительность процесса плавки.

Для параметров, не являющихся постоянными, необходимо иметь графики зависимости от времени плавки или температуры расплава.

В данной статье рассматривается индукционная тигельная печь ёмкостью 1 т ИЛТ-1 для плавки латуни Л63, содержащей 62-65 % Cu и 34,5-38 % Zn [101].

Характеристики латуни Л63 [103]:

температура плавления $t_{пл} = 905 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

температура разливки $t_p = 1020 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

плотность при $t = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $\gamma_{м.тв.} = 8500 \text{ кг} / \text{м}^3$;

плотность в жидком состоянии $\gamma_{м.ж.} = 8000 \text{ кг} / \text{м}^3$;

удельное сопротивление при $t = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $\rho_{тв.} = 6,8 \cdot 10^{-8} \text{ Ом} \cdot \text{м}$;

удельное сопротивление в жидком состоянии $\rho_{ж.} = 40 \cdot 10^{-8} \text{ Ом} \cdot \text{м}$;

теплоемкость в диапазоне температур $t = 20 \dots 905 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $C_1 = 0,1124 \text{ ккал} / \text{кг} \cdot \text{град}$;

теплоемкость в диапазоне температур $t = 905 \dots 1020 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $C_1 = 0,1162 \text{ ккал} / \text{кг} \cdot \text{град}$;

скрытая теплота плавления $\Delta H = 35,5 \text{ ккал} / \text{кг}$;

удельное теплосодержание при $t = 1020 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $q = 645 \cdot 10^3 \text{ Дж} / \text{кг}$;

энтальпия при $t = 1020\text{ }^{\circ}\text{C}$ $c_p = 169\text{ Вт} \cdot \text{ч} / \text{кг}$;

Режим работы печи – на твердой завалке.

Время плавки $t_{пл.} = 1\text{ ч}$.

Средний диаметр кусков шихты $d_{ш} = 0,07\text{ мм}$.

Первым этапом определения массы выбросов является инженерный электрический и тепловой расчет индукционной тигельной печи [104], состоящий из этапов, описанных далее.

Начальным этапом расчета индукционной тигельной печи является расчет мощности источника питания.

Полезная мощность ИТП $P_{пол}$, Вт, определяется по выражению [104]

$$P_{пол} = \frac{qG}{3,6t_{пл}} = \frac{c_p G}{t_{пл}} \quad (\text{Е.1})$$

где q – теплосодержание расплавляемого металла или сплава при температуре разливки, Дж/кг; G – вместимость печи, т; $t_{пл}$ – время плавки, ч; c_p – энтальпия металла или сплава при температуре разливки, кВт·ч/кг. Для случая плавки латуни в печи ИЛТ-1 максимальная полезная мощность составит $P_{пол} = 179\text{ кВт}$. Для расчета массы образующейся при плавке пыли необходимо знать, как регулируется мощность печи в зависимости от времени. Приблизительный график регулировки мощности печи представлен на графике на рис. Е.1.



Рисунок Е.1 – Регулировка мощности печи

Для выбора источника питания ИТП необходимо учесть все потери мощности в печи: суммарные тепловые потери, электрические потери и потери в токоподводе и в конденсаторах. Подбор источника питания производится после определения ориентировочной мощности печной установки и выбора частоты тока.

Расчет частоты индукционных тигельных печей производится исходя из выражения для определения глубины проникновения тока в загрузку Δ , м

$$\Delta = \sqrt{\frac{2\rho}{\mu_0 \mu_r 2\pi f}} \quad (\text{E.2})$$

где ρ – удельное сопротивление загрузки,

μ_r – относительная магнитная проницаемость загрузки,

$\mu_0 = 4\pi \cdot 10^{-7}$ Гн/м – магнитная проницаемость вакуума,

f – частота питающей сети, Гц.

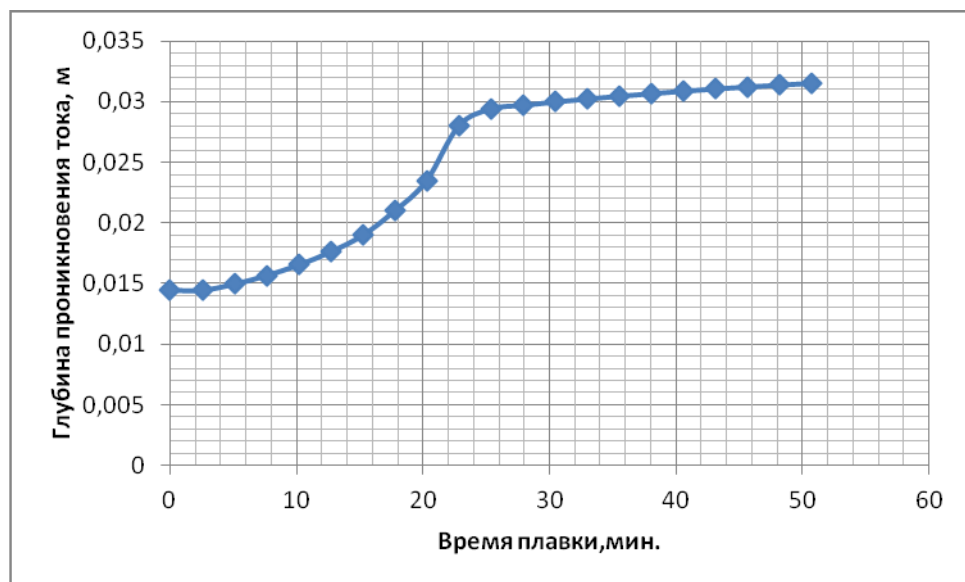


Рисунок Е.2 – Изменение глубины проникновения тока в зависимости от времени плавки

Из (2) частота ИТП f , Гц, в общем виде равна

$$f = 0,2533 \frac{\rho \cdot 10^6}{\mu_r \cdot \Delta^2} \quad (\text{E.3})$$

На рис. Е.2 представлен график изменения глубины проникновения тока в зависимости от времени плавки. Подобное изменение Δ обусловлено тем, что при нагреве сплава его удельное сопротивление, магнитная проницаемость, а также некоторые другие характеристики сплава изменяются скачкообразно (рис. Е.3 и Е.4).

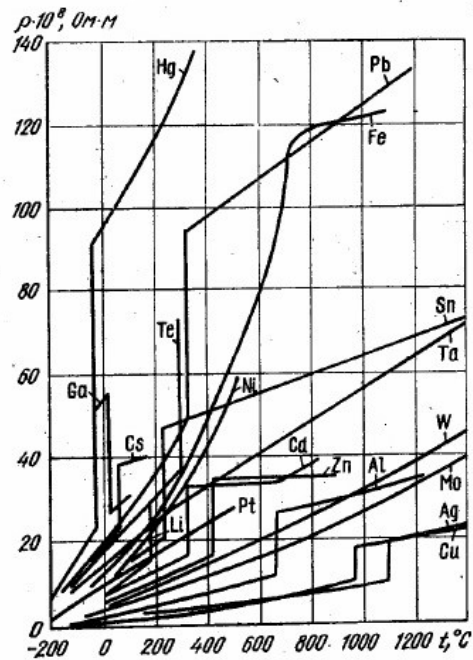


Рисунок Е.3 – Зависимость удельного электрического сопротивления некоторых металлов от температуры [105]

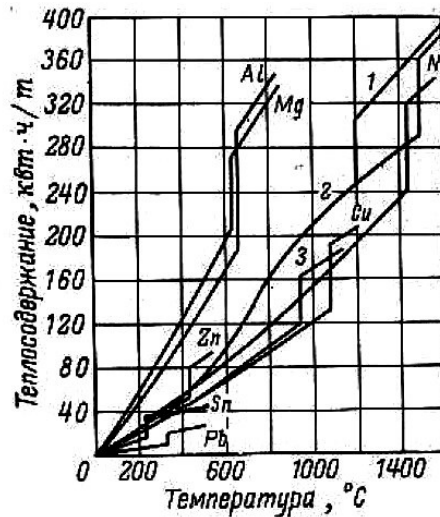


Рисунок Е.4 – Теплосодержание металла в зависимости от температуры разливки (1 – литейный чугун; 2 – сталь; 3 – латунь 70) [105]

При плавке кусковой шихты без остаточной емкости минимальная частота f_{min} определяется по выражению [106] при условии $d_{ш} / (\sqrt{2} \Delta_{ш}) = 2,5$

$$f_{min} \geq \pi \cdot 10^6 \frac{\rho_{ш}}{\mu_{r(ш)} d_{ш}^2} \quad (E.4)$$

где $d_{ш}$ – средний диаметр кусков шихты, м;

$\Delta_{ш}$ – глубина проникновения тока в шихту, м;

$\rho_{ш}$ – удельное сопротивление шихты, Ом-м;

$\mu_{r(ш)}$ – относительная магнитная проницаемость шихты.

По значению f_{min} выбирается частота источника питания из ряда рекомендованных и его мощность, после чего становится известным напряжение, подводимое к индуктору.

Далее следует определение основных геометрических размеров ИТП.

Полезный объем тигля V , м³, определяется по выражению,

$$V = G / \gamma_2 \quad (E.5)$$

где G – емкость тигля, т;

γ_2 – плотность металла или сплава при температуре разливки, т/м³.

Для определения формы тигля и соотношения между высотой загрузки и индуктора следует задаться значениями коэффициентов $c_1 = D_2 / a_2$ (где a_2 – высота загрузки), $c_2 = \Delta_\phi / D_2$ (где Δ_ϕ – толщина футеровки в среднем сечении тигля) и $c_3 = a_1 / a_2$. Выбор значений коэффициентов c_1 , c_2 и c_3 основывается на технико-экономических факторах. Оптимальные значения коэффициентов c_1 и c_2 в зависимости от емкости печи выбираются по известным графикам. Коэффициент c_3 следует принимать равным 1,1-1,3.

Поскольку угол конусности стенки тигля α мал, полезный объем тигля можно рассчитать как объем цилиндра диаметром D_2 и высотой c_2 :

$$V = \pi D_2^2 a_2 / 4 = \pi D_2^3 / 4 c_1 \quad (E.6)$$

Средний внутренний диаметр тигля определяется из (E.6) по выражению

$$D_2 = \sqrt[3]{4 c_1 V / \pi} \quad (E.7)$$

Ориентировочно толщина футеровки в среднем сечении тигля может быть определена по эмпирической формуле [90]

$$\Delta_\phi \approx 0,08 \sqrt[4]{G} \quad (E.8)$$

где G – полезная емкость тигля, т.

Высота мениска h_m , м, определяется по выражению

$$h_m = \frac{0,32 \cdot 10^{-4} P_0}{\gamma \sqrt{\rho_2 f}} \quad (E.9)$$

где P_0 – дельная поверхностная мощность, Вт/м², определяется по выражению

$$P_0 = \frac{P_2}{\pi D_2 a_2} \quad (E.10)$$

γ – плотность расплава, кг/м³;

ρ_2 – удельное сопротивление расплава, Ом·м;

f – частота источника питания, Гц.

Высота мениска (h_m) обычно не превышает 15 % полной высоты металла по оси тигля (a_2).

После этого производится расчет параметров системы индуктор – нагрузка.

Глубина проникновения тока в материал нагрузки определяется по выражению

$$\Delta_2 = 503 \sqrt{\rho_2 / f} \quad (\text{Е.11})$$

При расчете в «горячем режиме» значение ρ_2 (Ом·м) соответствует значению удельного сопротивления нагрузки в расплавленном состоянии.

Глубина проникновения тока в материал индуктора определяется по выражению

$$\Delta_1 = 503 \sqrt{\rho_1 / f} \quad (\text{Е.12})$$

В (Е.11) и (Е.12) f – частота источника питания, Гц.

Для уточнения времени плавки необходимо провести расчет электрических параметров системы индуктор – нагрузка, расчет числа витков и КПД индуктора, а также расчет конденсаторной батареи. В статье формулы, используемые для данных расчетов, опущены по причине большого объема вычислений.

Согласно теории дистилляционного образования пыли [37, 86], появление пыли над расплавом протекает в три этапа. Вначале жидкий металл испаряется, затем конденсируется в виде капель, а на третьем этапе затвердевает в низкотемпературной зоне с образованием сферической частицы. При наличии окислительной атмосферы возможен и четвертый этап – окисление металла.

По теории дистилляции металла, скорость процесса образования пыли w_d , кг/(м²·с) – массу металла, испаряющегося с единицы поверхности расплава в единицу времени, – можно вычислить по формуле (2.1)

$$w_d = 0,5 (a_u (p_u - p_{ост}) - a_k p_k) ,$$

где p_u , p_k – соответственно давление паров металла при температуре испарения и при температуре конденсации, Па; $p_{ост}$ – остаточное давление паров над расплавом, Па; a_u , a_k – величины, рассчитываемые по уравнениям (2.2):

$$\alpha_u = \alpha \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_u}} \quad \alpha_k = \alpha \sqrt{\frac{M}{2\pi R T_k}}$$

где M – молярная масса металла, кг/моль; α – коэффициент конденсации, который можно принять равным единице; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); T_u – температура испарения, за величину которой можно принять температуру поверхности

расплава (далее – $T_{p.z.}$ – температура реакционной зоны), К, T_k – температура конденсации, за величину которой можно принять температуру газа над расплавом, К.

Давление насыщенных металла p , Па, при температурах испарения и конденсации можно найти по уравнению [76]

$$\lg p_{Cu} = -16865/T + 11,125, \quad (E.13)$$

$$\lg p_{Zn} = -6658,3/T + 10,455, \quad (E.14)$$

С учетом скорости дистилляции масса металла, испарившегося с поверхности расплава в единицу времени, M_u , кг/с, может быть определена по уравнению:

$$M_u = w_o \cdot F \cdot \tau, \quad (E.15)$$

где F – площадь поверхности расплава, м², в случае открытой индукционной печи – это площадь зеркала металла, τ – время плавки, с.

Наиболее важной и трудоемкой задачей является нахождение температуры реакционной зоны. Ее значение зависит от различных факторов: температуры расплава, условий массопереноса и теплопереноса в расплаве и газовой среде и др.

Исходя из принятых ранее допущений, составим тепловой баланс на границе поверхность расплава – газ в индукционной печи:

$$Q_{инд} = Q_{p.z.} + Q_z, \quad (E.16)$$

где $Q_{инд}$ – индуцированное в металле тепло, кДж; $Q_{p.z.}$ – количество тепла, пошедшего на нагрев поверхностного слоя расплава, кДж; Q_z – тепло, затрачиваемое на нагрев газа, кДж.

Количество тепла, которое будет затрачено на нагрев поверхностного слоя металла (реакционной зоны), будет равно:

$$Q_{p.z.} = m_{p.z.} \cdot c_p (T - T_o),$$

где $m_{p.z.}$ – масса реакционной зоны, кг; c_p – теплоемкость жидкого металла, кДж/кг; T – температура нагрева, К; T_o – начальная температура поверхности расплава, К.

Масса нагреваемого поверхностного слоя, или масса реакционной зоны, будет равна:

$$m_{p.z.} = \rho h_{p.z.} F_{p.z.},$$

где $h_{p.z.}$ – высота реакционной зоны, м; $F_{p.z.}$ – площадь реакционной зоны, м²; ρ – плотность металла, кг/м³.

Учитывая, что при высоких температурах количество тепла, передаваемого с поверхности расплава конвективным путем не велико по сравнению с количеством тепла, передаваемого излучением, конвективной составляющей теплообмена между газом и

расплавом пренебрегаем. Тогда количество тепла, переданного с поверхности реакционной зоны в газовую фазу, будет равно:

$$Q_z = c_{np} \left[\left(\frac{T_{p.z.}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.z.} \cdot \Delta \tau ,$$

где c_{np} – приведенный коэффициент излучения в газовой фазе; T_z – температура газа, К.

Количество тепла, выделившегося вследствие индукции, определится как

$$Q_{инд} = P_{инд} \cdot \tau , \quad (E.17)$$

где $P_{инд}$ – активная мощность печи, Вт; τ – время, с.

Сделав некоторые преобразования, получим

$$T_{p.z.} = \frac{P_{инд} \cdot \Delta \tau - c_{np} \left[\left(\frac{T_{p.z.}^0}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_z}{100} \right)^4 \right] \cdot F_{p.z.} \cdot \Delta \tau}{m_{p.z.} \cdot c_p} - T_{p.z.}^0 \quad (E.18)$$

На графиках на рис. представлены результаты расчета температуры слоя, в котором выделяется основное количество тепла в результате индукции, $T_{инд}$, температуры расплава T_{Me} , а также температуры реакционной зоны $T_{p.z.}$.

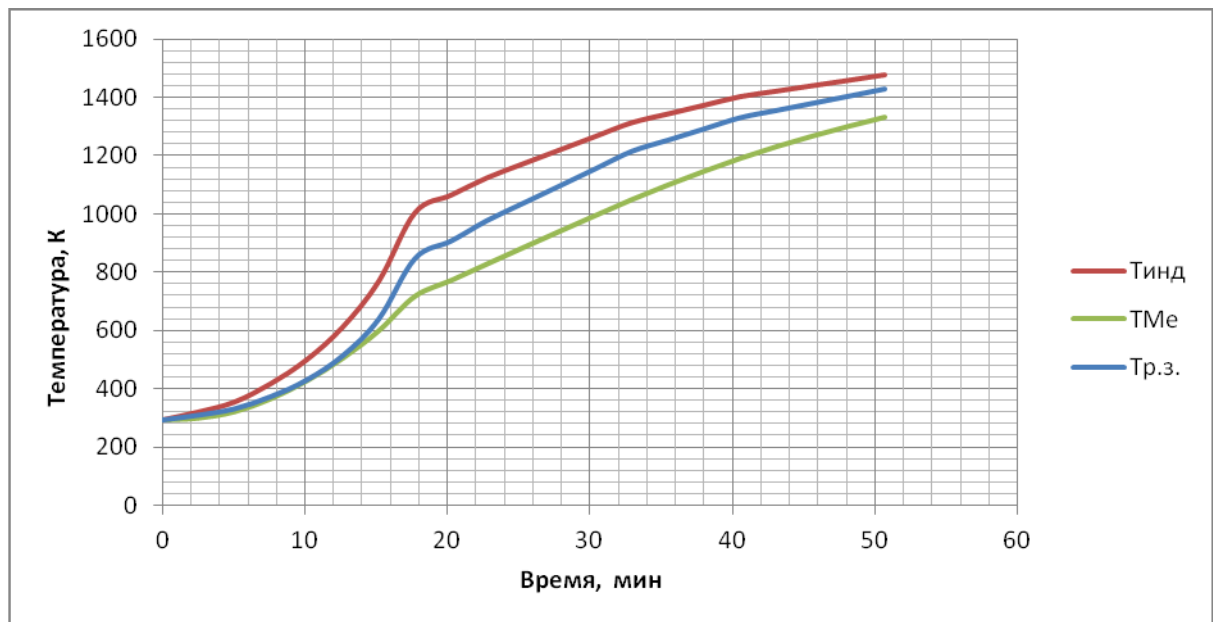


Рисунок Е.5 – График изменения температуры.

На рис Е.6 и Е.7 представлены графики скорости дистилляции цинка (по основной оси) и меди (по вспомогательной оси), а также график массы пыли в зависимости от температуры реакционной зоны (рис. Е.8).

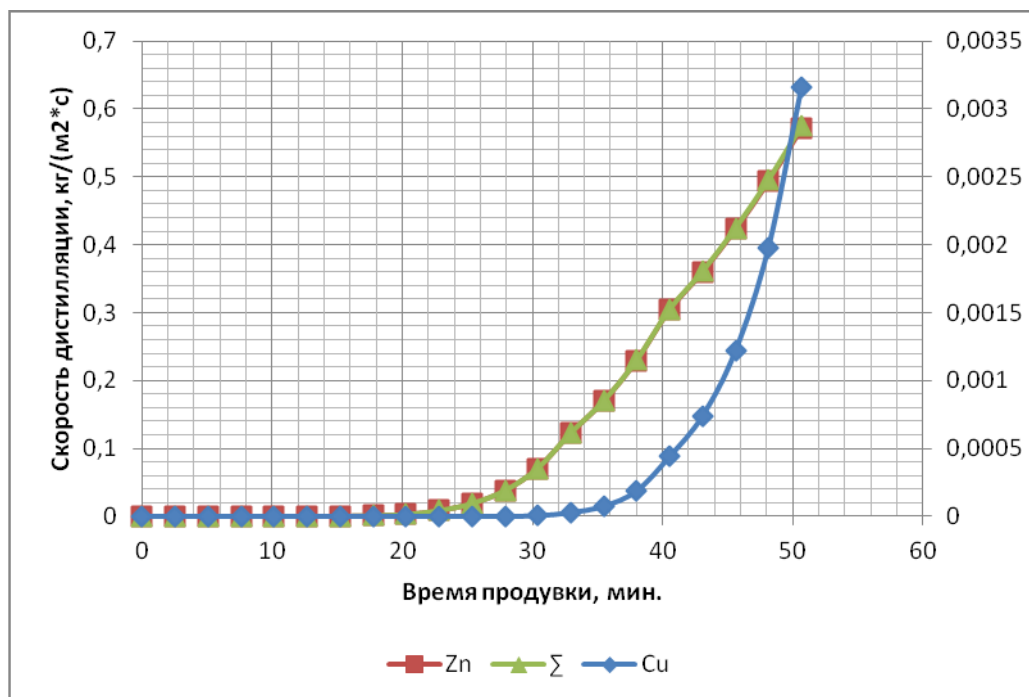


Рисунок Е.6 – Зависимость скорости дистилляции меди и цинка от времени плавки

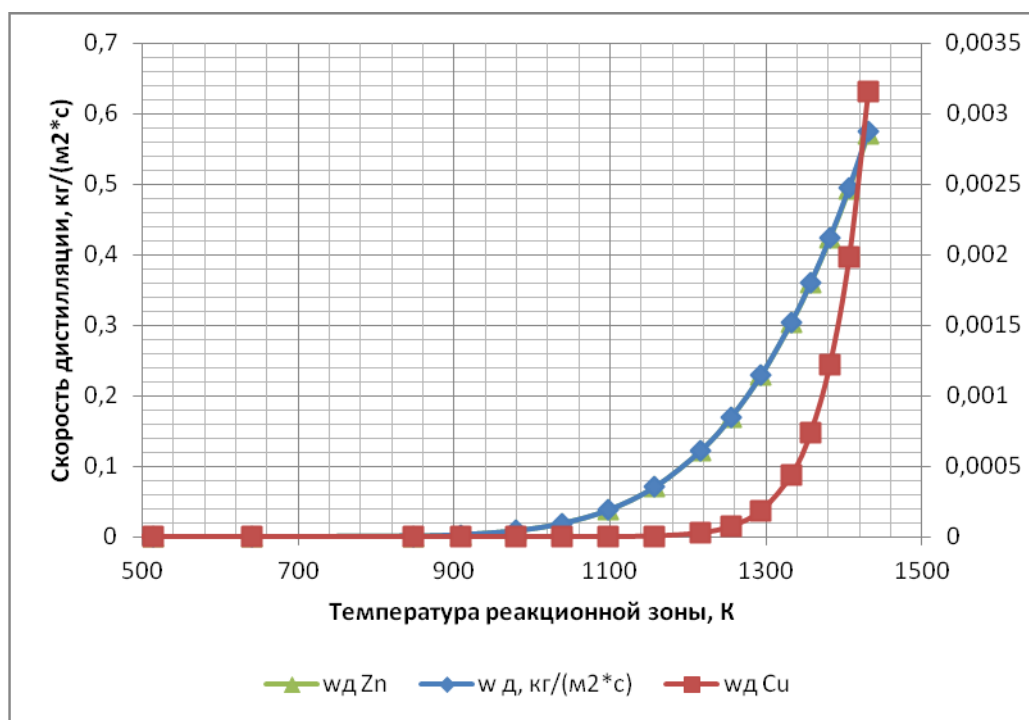


Рисунок Е.7 – Зависимость скорости дистилляции меди и цинка от температуры реакционной зоны

Суммарные выбросы пыли при выплавке Латуни 63 в открытой индукционной печи емкостью 1 т составляют 0,637 кг, что приемлемо согласуется с известными данными [37].

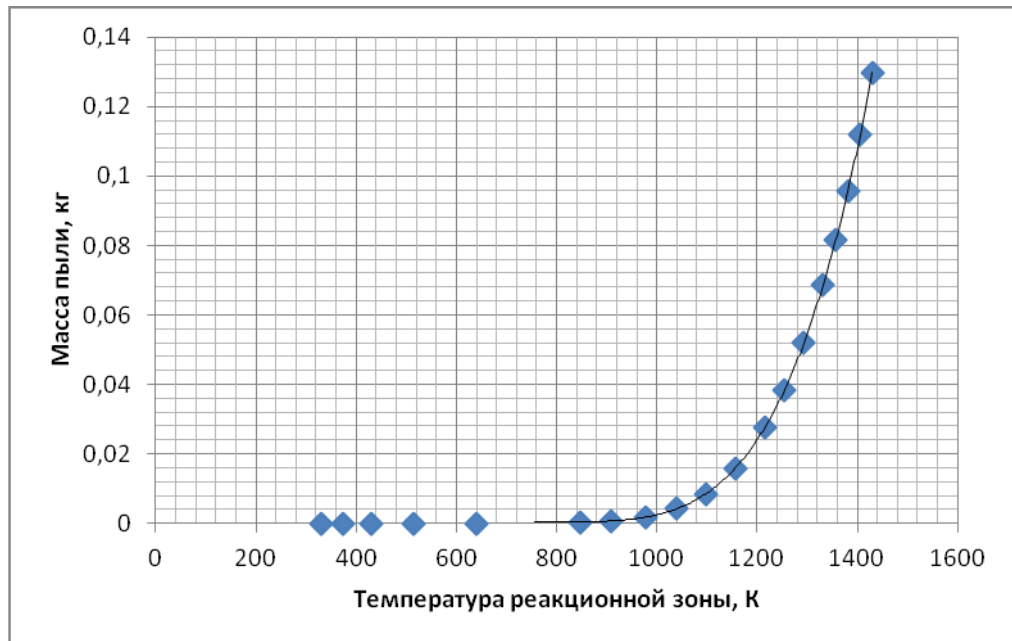


Рисунок Е.8 – Зависимость образования пыли от температуры реакционной зоны

Основную часть выбросов пыли составляют оксиды цинка, как более легкоплавкого и летучего компонента Латуни 63.

По полученным графикам видно, что образование пыли возрастает экспоненциально с ростом температуры реакционной зоны. Отсюда следует, что для снижения выбросов пыли следует понизить температуру поверхностного слоя металла (путем лучшего перемешивания ванны, повышения температуры газа над расплавом).

Кроме того, в результате расчета установлено, что выброс пыли (0,637 кг/т) нельзя считать безопасным, максимальный разовый выброс составит 0,85 г/с, что свидетельствует о необходимости применения высокоэффективных мероприятий по охране окружающей среды.

Химический состав пробы пыли

Таблица Ж.1

Химический состав навески пыли

Элемент	Тип линии	Условная концентрация	Отношение k	Вес. %	Сигма Вес. %	Название эталона
O				32.17		
Na	К серия	0.26	0.00111	1.24	0.10	Albite
Mg	К серия	0.31	0.00207	1.50	0.05	MgO
Al	К серия	0.17	0.00122	0.65	0.04	Al ₂ O ₃
Si	К серия	1.10	0.00872	3.50	0.05	SiO ₂
S	К серия	0.23	0.00196	0.58	0.03	FeS ₂
Cl	К серия	0.09	0.00083	0.23	0.03	NaCl
K	К серия	0.69	0.00584	1.43	0.03	KBr
Ca	К серия	2.60	0.02327	5.41	0.05	Wollastonite
Cr	К серия	1.13	0.01134	2.53	0.05	Cr
Mn	К серия	1.40	0.01405	3.54	0.07	Mn
Fe	К серия	17.71	0.17711	43.79	0.17	Fe
Ni	К серия	0.16	0.00161	0.42	0.06	Ni
Cu	К серия	0.26	0.00260	0.70	0.08	Cu
Zn	К серия	0.86	0.00864	2.31	0.11	Zn
Сумма:				100.00		

Таблица Ж.2

Химический состав навески пыли в пересчете на оксиды

Спектр 24	Оксид	Вес. % оксида	Сигма вес. % оксида	Число Ионов
O				9.97
Na	Na ₂ O	1.67	0.14	0.27
Mg	MgO	2.48	0.09	0.30
Al	Al ₂ O ₃	1.23	0.07	0.12
Si	SiO ₂	7.49	0.10	0.62
S	SO ₃	1.45	0.08	0.09
Cl		0.00	0.03	0.03
K	K ₂ O	1.72	0.04	0.18
Ca	CaO	7.56	0.07	0.67
Cr	Cr ₂ O ₃	3.70	0.08	0.24
Mn	MnO ₂	5.60	0.11	0.32
Fe	Fe ₂ O ₃	62.61	0.24	3.89
Ni	Ni ₂ O ₃	0.59	0.09	0.04
Cu	Cu ₂ O	0.79	0.09	0.05
Zn	ZnO	2.88	0.13	0.18
Сумма		99.77		6.96 (Сумма катионов)

Таблица Ж.3

Химический состав конгломерата частиц пыли

Элемент	Тип линии	Условная концентрация	Отношение k	Вес. %	Сигма Вес. %	Название эталона
O				33.43		
Na	К серия	0.18	0.00077	0.36	0.05	Albite
Mg	К серия	0.23	0.00150	0.45	0.03	MgO
Al	К серия	0.52	0.00370	0.83	0.02	Al ₂ O ₃
Si	К серия	3.90	0.03092	5.27	0.04	SiO ₂
S	К серия	0.10	0.00089	0.12	0.02	FeS ₂
K	К серия	0.45	0.00381	0.41	0.02	KBr
Ca	К серия	16.53	0.14772	15.47	0.06	Wollastonite
Ti	К серия	0.12	0.00123	0.14	0.02	Ti
V	К серия	0.08	0.00079	0.09	0.02	V
Cr	К серия	1.56	0.01563	1.69	0.04	Cr
Mn	К серия	6.13	0.06130	7.17	0.06	Mn
Fe	К серия	29.61	0.29612	33.88	0.10	Fe
Cu	К серия	0.16	0.00164	0.20	0.05	Cu
Zn	К серия	0.41	0.00405	0.49	0.06	Zn
Сумма:				100.00		

Таблица Ж.4

Химический состав конгломерата частиц пыли в пересчете на оксиды

Спектр 25	Оксид	Вес. % оксида	Сигма вес. % оксида	Число Ионов
O				10.00
Na	Na ₂ O	0.49	0.06	0.07
Mg	MgO	0.75	0.04	0.09
Al	Al ₂ O ₃	1.56	0.05	0.15
Si	SiO ₂	11.28	0.08	0.90
S	SO ₃	0.29	0.04	0.02
K	K ₂ O	0.50	0.02	0.05
Ca	CaO	21.64	0.08	1.85
Ti	TiO ₂	0.24	0.04	0.01
V	V ₂ O ₅	0.16	0.04	0.01
Cr	Cr ₂ O ₃	2.46	0.05	0.16
Mn	MnO ₂	11.34	0.10	0.62
Fe	Fe ₂ O ₃	48.44	0.15	2.90
Cu	Cu ₂ O	0.23	0.05	0.02
Zn	ZnO	0.62	0.07	0.04
Сумма		100.00		6.88 (Сумма катионов)