

ГОСУДАРСТВЕННОЕ ПРЕДПРИЯТИЕ
«НАВОЙСКИЙ ГОРНО-МЕТАЛЛУРГИЧЕСКИЙ КОМБИНАТ»

К.С.Санакулов, У.А.Эргашев

ТЕОРИЯ И ПРАКТИКА ОСВОЕНИЯ ПЕРЕРАБОТКИ
ЗОЛОТОСОДЕРЖАЩИХ УПОРНЫХ РУД
КЫЗЫЛКУМОВ

Ташкент 2014

ИЗДАТЕЛЬСТВО	«DARKAZI»
ИД №	48780/9

УДК 622.342.1(575.1)

ББК 26.341.3

С18

Санакулов К.С., Эргашев У.А.

Теория и практика освоения переработки золотосодержащих упорных руд Кызылкумов / К.С.Санакулов, У.А.Эргашев / Отв. ред. К.С.Санакулов, ГП «Навоийский горно-металлургический комбинат» - Т.: ГП «НИИМР», 2014. – 286 с., [118] илл., [85] табл., библи. [167] назв.

ISBN 978-9943-364-64-6

Представлены результаты теоретических и практических исследований способствующей к внедрению и адаптации биогидрометаллургической технологии в условиях ГМЗ-3 Навоийского горно-металлургического комбината.

Изучены вопросы, возникшие при внедрении данной технологии. На основе проведенных работ рекомендовано повышение эффективности использования способа извлечения золота из упорных сульфидных золотосодержащих руд месторождений Кокпатас и Даугызтау.

Обосновано применение, наряду с биологической, комбинированные технологий переработки упорных и особо упорных золотосодержащих руд Кызылкумского региона. Это, в свою очередь, обеспечивает расширение минерально-сырьевой базы, повышение эффективности переработки упорных руд Кызылкумов.

Для исследователей, научных работников и специалистов, работающих в области горно-металлургического производства, а также бакалавров и магистрантов химико-металлургических специальностей.

УДК 622.342.1(575.1)

ББК 26.341.3

Ответственный редактор

доктор технических наук **К.С.Санакулов**

Рецензенты:

доктор технических наук, академик АН РУз **В.Р.Рахимов**

доктор биологических наук **М.Г.Сагдиева**

доктор биологических наук, профессор **С.Б.Буриев**

ISBN 978-9943-364-64-6

© К.С.Санакулов, 2014

© У.А.Эргашев, 2014

© ГП «НГМК», 2014

© ГП «НИИМР», 2014

ВВЕДЕНИЕ

Мировые запасы месторождений с высоким исходным содержанием и легкоизвлекаемыми рудами в настоящее время практически истощены, а в разработку вовлекаются труднодоступные по добыче и сложные по переработке руды. Поэтому на сегодняшний день современный мировой рынок переживает явный дефицит минерального сырья.

Высокие цены на металлы на мировом рынке создают благоприятную обстановку для разработки месторождений с низким содержанием полезных компонентов в сложных горно-технических и природно-климатических условиях, а также вовлечения в переработку минеральных ресурсов техногенного происхождения. Накопленный практический опыт и знания позволяют разработать и создавать новые способы добычи и переработки вышеназванных минеральных ресурсов.

Основной причиной, обусловившей сравнительно невысокий уровень эффективности использования сырьевых ресурсов месторождений, является то, что при наличии в извлекаемой горной массе, как правило, нескольких полезных компонентов горные предприятия запрограммированы на получение в подавляющем большинстве только одного или двух видов ценных компонентов в товарной продукции. Поэтому в отвалах накапливаются значительные запасы минерального сырья.

Идея о комплексном использовании сырья сформулирована в 30-х годах XX в. академиком А.Е.Ферсманом и является следствием его учения о техногенезе, под которым понимается совокупность геоморфологических процессов, вызванных производственной деятельностью человека, соизмеримых по их влиянию с природными геологическими и геохимическими процессами. Эта идея получила свое развитие через последовательную трансформацию сначала в концепцию комплексного освоения месторождений, а затем в концепцию комплексного освоения недр на основе малоотходных и безотходных технологий использования природных месторождений полезных ископаемых и техногенных месторождений, возникших в результате складирования отходов добычи, переработки и использования сырья.

Идея малоотходных и безотходных технологий с высоким коэффициентом извлечения ценных компонентов включает (наряду с соображениями в области ресурсосбережения) также требование нормального функционирования окружающей среды, что обуславливает определенную организацию горно-перерабатывающего производства и предполагает создание условий для вовлечения всех минерально-сырьевых ресурсов природного и техногенного происхождения в хозяйственный оборот с захоронением неминуемых остатков. Создание таких условий с количественной оценкой их характеристик – сложная научно-техническая задача, поскольку на взаимодействующие в процессе освоения месторождений ресурсы оказывают влияние многочисленные факторы.

Различия во мнениях относительно эффективности применяемых методов и средств освоения месторождений обусловили необходимость выработать требования к принимаемым решениям с точки зрения основных положений экологии и природопользования.

Взаимодействие конкретного вида производства с окружающей средой приводит к образованию природно-промышленных систем, среди которых горное производство является наиболее характерным и информативным из них, поскольку оно непосредственно воздействует на природную среду в процессе извлечения полезных ископаемых, причем происходящие изменения природных компонентов зачастую весьма наглядны. Поэтому развитие и функционирование таких систем подчиняется как законам преобразования и совершенствования производства, так и законам экологии и природопользования. Для удобства анализа эффективности управляющих воздействий на природно-промышленную систему в ее структуре выделены три главных иерархических уровня: окружающая природная среда (верхний) → месторождение (средний) → горное предприятие (нижний).

Ядро представляющих для нас интерес основных положений экологии и природопользования составляет закон внутреннего динамического равновесия, комментируемый четырьмя законами экологии Б.Коммонера. Закон внутреннего динамического равновесия: вещество, энергия, информация и динамические качества отдельных природных систем и их иерархии взаимосвязаны настолько, что изменение одного из этих показателей вызывает сопутствующие функционально-структурные количественные и качественные перемены, сохраняющие общую сумму вещественно-энергетических, информационных и динамических качеств систем, где эти изменения происходят, или в их иерархиях.

Первый закон экологии Б.Коммонера – все связано со всем – обращает внимание на всеобщую связь процессов и явлений в природе. Он близок по смыслу к части сформулированного выше закона внутреннего динамического равновесия.

Второй закон экологии Б.Коммонера – все должно куда-то деваться – также близок к только что упомянутому закону, а также к закону развития природной системы за счет окружающей ее среды, особенно первому его следствию: абсолютно безотходное производство невозможно, поэтому мы можем рассчитывать лишь на его малоотходные варианты.

Третий закон экологии Б.Коммонера – природа «знает» лучше – заключается в том, что, пока мы не имеем абсолютно достоверной информации о механизмах и функциях природы, мы легко вредим природным системам, пытаясь их улучшить. Он призывает нас к предельной осторожности в своих действиях. Каждое вмешательство в природу влечет за собой неожиданные последствия. К тому же технический и научный прогресс веками действовал и продолжает действовать в направлении «постановка проблемы → решение проблемы». И лишь с течением времени становилось ясно, что любое решение влекло за собой побочные явления, которых, собственно, никто не хотел. Наглядно иллюстрируют эту мысль холодильники, хладагент которых оказался особенно сильным разрушителем озоновой сферы. Поэтому ведутся интенсивные поиски заменителей, которые, сохраняя озоносферу, в свою очередь, могут оказаться вредными для окружающей среды, но уже в других ее областях.

Свой четвертый закон экологии – ничто не дается даром – Б.Коммонер разъясняет так: «...глобальная экосистема представляет собой единое целое, в рамках которого ничего не может быть выиграно или потеряно и которое не может являться объектом всеобщего улучшения; все, что было извлечено из нее человеческим трудом, должно

быть возмещено». Эти же проблемы обобщает закон развития природной системы за счет окружающей ее среды: «Воздействие человека на природу требует мероприятий по нейтрализации этих воздействий, поскольку они могут оказаться разрушающими для остальной природы и, согласно Правилу соответствия условий среды генетической предопределенности организма, угрожают и самому человеку. В связи с этим охрана природы – одна из обязательных составляющих социально-экономического развития человеческого общества».

Основные законы экологии развиваются в функциональных законах и правилах, дополняемых эмпирическими следствиями, с точки зрения которых и рассмотрена практика освоения месторождений.

Закон развития природной системы за счет окружающей ее среды: любая природная система может развиваться только за счет использования материально-энергетических и информационных возможностей окружающей ее среды. Так, добыча полезных ископаемых базируется на информации, полученной при поисково-разведочных работах, и требует постоянного увеличения нарушаемых горными работами недр. Причем объемы этих нарушений многократно превосходят объемы извлекаемого полезного ископаемого. Поэтому основные затраты ресурсов приходятся не на полезное ископаемое, а на вмещающие породы и расширение выработанного пространства.

Закон снижения энергетической эффективности природопользования: с ходом исторического времени на получение из природных систем единицы полезной продукции затрачивается все больше энергии. Правильному пониманию этого закона способствует «Принцип удаленности события»: явление, отдаленное во времени и пространстве, кажется менее существенным. В природопользовании этот принцип довольно часто становится основой неверных практических действий. Предполагается, что в будущем на основе научно-технического прогресса проблемы будут решаться легче, чем сейчас. На самом деле потомкам придется платить дороже, о чем убедительно свидетельствует рост затрат на добычу минерального сырья, связанный с ухудшением горно-геологических условий вовлекаемых в разработку месторождений.

Принцип Ле Шателье-Брауна: при внешнем воздействии, выводящем природную систему из состояния устойчивого равновесия, равновесие смещается в том направлении, при котором эффект внешнего воздействия ослабляется. Этот принцип дополняется «Правилом неизбежности цепных реакций»: «любое изменение среды неизбежно приводит к развитию природных цепных реакций, идущих в сторону нейтрализации произведенного изменения или формирования новых природных систем». Так, проведение горных выработок нарушает равновесие в земной коре и вызывает противодействие природных сил, направленных на его восстановление. Это противодействие тем больше, чем больше размеры таких выработок. Поэтому для поддержания в устойчивом состоянии системы «горный массив – выработка» требуются значительные материальные и энергетические затраты, что в сложных горно-технических и гидрогеологических условиях может оказаться неприемлемым.

Закон оптимальности: с наибольшей эффективностью любая система функционирует в некоторых пространственно-временных пределах. «Правило меры преоб-

разования природных систем», конкретизируя закон, гласит: в ходе эксплуатации природных систем нельзя переходить некоторые пределы, позволяющие этим системам сохранять свойство самоподдержания. При определении допустимых пылегазовых выбросов карьерами в зоне их влияния необходимо учитывать общую экологическую обстановку и налагаемые ею ограничения. Величину этих выбросов целесообразно поддерживать в некоторых пределах, выход за которые в меньшую или большую сторону снижает хозяйственную эффективность открытых разработок. Так, при превышении предельно-допустимых выбросов возрастает ущерб окружающей среде и затраты на его компенсацию, а полная ликвидация пылегазовых выбросов экономически неприемлема.

Принцип естественности: технические средства управления природой со временем требуют все большего вложения средств, вплоть до нерациональности их поддержания, поэтому естественные («мягкие») формы управления в конечном итоге всегда эффективнее технических («жестких»). Это объясняется тем, что «мягкое» (направляющее) управление природными процессами способно вызвать желательные цепные природные реакции (правило «мягкого» управления природой), тогда как «жесткое» управление включает в себя такие реакции, значительная часть которых оказывается экологически, социально и экономически неприемлемыми в длительном интервале времени (правило цепных реакций «жесткого» управления природой).

«Хирургическое» вмешательство в жизнь природных систем, например, искусственное проветривание карьеров при штилях и инверсиях, вызывает действие закона внутреннего динамического равновесия и значительные энергозатраты на создание и поддержание не свойственных ситуации процессов в атмосфере, усиливая действие закона снижения энергетической эффективности природопользования. Как правило, нарушается и закон оптимальности. А поскольку при этом не возникает желательных цепных реакций, то такое вмешательство нейтрализуется самой природной системой.

Распыление в атмосфере карьера воды и снега представляет попытку запустить механизм желательных цепных природных реакций, обеспечивающих растворение, коагуляцию, сорбцию и осаждение вредных примесей из воздуха, т. е. протекание процессов, соответствующих природным при дожде, снеге, тумане. Однако для того, чтобы этот механизм работал, требуется постоянное техническое воздействие (распыление воды), которое, тем не менее, на несколько порядков меньше, чем при искусственном проветривании, направленном на изменение естественных процессов (штилей, инверсий). Поэтому при освоении месторождений наиболее предпочтительными являются методы и средства, в основе которых лежат процессы, имитирующие природные явления.

Принцип неопределенности: информация при проведении акций по преобразованию природы всегда недостаточна для априорного суждения о всех возможных результатах осуществляемого мероприятия. Связано это с исключительной сложностью природных систем, их уникальностью и неизбежностью природных цепных реакций, направление которых нередко трудно предсказуемо. Принцип служит важным ограничением в использовании метода аналогий при освоении месторождений, так как аналогия всегда неполная из-за индивидуальности природных систем.

Принцип обманчивого благополучия: первые успехи или неудачи в природопользовании могут быть кратковременными, но приниматься за окончательный результат, получение которого объясняется тем, что вначале имел место некомпенсированный эффект, фактически противоречащий законам природы. Характерным примером действия этого принципа служат результаты экспериментов со струйными вентиляторами на Сибайском, Учалинском и Мурунтауском карьерах, когда сначала был сделан, а затем опровергнут вывод о возможности разрушения с их помощью внутрикарьерной инверсии, поскольку при более тщательном анализе установлено, что решающую роль здесь играли не вентиляторы, а изменение метеорологической ситуации в целом.

Принцип инстинктивного отрицания – признания: факты и закономерности, концептуально отрицаемые исследователем, инстинктивно исключаются им из модели, а концептуально признаваемые приобретают больший вес, чем они имеют на самом деле. При исследованиях таких сложных природно-промышленных систем, какими являются горные производства, исследователь, как правило, получает результат, смещенный в сторону субъективно желаемого положения вещей. Анализ основных положений экологии и природопользования, а также имеющегося опыта разработки месторождений различных полезных ископаемых позволил сформулировать требования к решениям по методам и средствам добычи.

Эти решения должны учитывать ограничения природно-ресурсного, материального, энергетического, финансового, людского и экологического потенциала и текущие реакции на проводимые мероприятия, что позволяет прогнозировать последствия от их реализации. Решения должны быть направлены на усиление желательных обратных связей, обеспечивать деятельность системы в рациональной области изменения технических, технологических и экономических параметров и выполняться своевременно. Необходимо также, чтобы решения соответствовали принятой управленческой форме воздействия («мягкая», «жесткая» и т. д.) на природный объект и его иерархическому уровню. Решения должны быть направлены на достижение поставленной цели – на рациональное освоение месторождений при использовании взаимодействующих ресурсов на уровне, обеспечивающем получение максимальной прибыли: геотехнологические методы разработки приспособляются (адаптируются) к условиям месторождений, экономической ситуации и параметрам окружающей среды. Такая адаптация базируется на изучении взаимодействия многообразных факторов горного производства, основой которого являются информационные ресурсы природно-промышленной системы.

Проведен анализ идей, законов, принципов и правил использования сырья через призму горно-металлургических производств. На основе положений экологии и природопользования сформулированы требования к решениям по методам и средствам добычи сырья и его переработки. Сформулированы основные тенденции рационального использования минерального сырья.

В своей книге «Узбекистан на пороге XXI века: угроза безопасности, условия и гарантии прогресса» Президент Республики Узбекистан Ислам Каримов сказал: «Узбекистан сегодня – это не только колоссальные природно-сырьевые ресурсы, необъятный рынок и сфера для приложения капиталов. Наша страна располагает огромным интеллектуальным, духовным и культурным потенциалом. Все это в со-

четании с уникальным географическим положением не может не вызвать огромного геополитического и геостратегического интереса в условиях, когда активно формируется новый политический и экономический порядок в мире».

Переход Узбекистана к рыночной системе хозяйствования вызвал необходимость детального изучения практики экономической деятельности предприятий в изменившихся условиях. В первую очередь это касается минерально-сырьевой отрасли, которая в современной экономике многих государств занимает базовое место.

Необходимость активного стимулирования роста региональной конкурентоспособности, базирующейся на экономическом, научно-образовательном, кадровом, технико-технологическом, минерально-сырьевом и институциональном потенциалах, обусловила развитие региональных инновационных систем. В этом ключе исследование проблем развития Кызылкумского региона – уникального экономико-географического комплекса с огромной минерально-сырьевой базой – очень важно.

Социально-экономическое развитие Кызылкумского региона связано, в первую очередь, с предприятиями, работающими в этом регионе, которые, в силу своих значительных производственных потенциалов, разветвленной инфраструктуры, наличия больших многонациональных трудовых коллективов, вносят весомый вклад в социально-экономическое развитие (Кадыров, Санакулов и др., 2013).

За счет более широкого вовлечения в эксплуатацию указанных сырьевых ресурсов в текущем столетии можно обеспечить значительный прирост производства золота. Так, научно-технические проблемы, стоящие перед современной золотодобывающей промышленностью по извлечению золота из технологически упорных, особо упорных руд и техногенных образований, могут быть отнесены к числу наиболее важных.

Упорность золота связана, чаще всего, с рассеянием его в сульфидных минералах и арсенипирите, размер частиц составляет от десятков до менее одного микрона, в изоморфной или дисперсной форме, и поэтому оно не растворяется цианированием по стандартной технологии даже при сверхтонком помоле, без применения подготовительных операций перед цианированием. Вторая по распространенности причина упорности – наличие в руде значимых количеств углеродистого вещества, являющегося сорбентом золота, или иных природных сорбентов, которые могут сорбировать благородные металлы из цианистых растворов, увеличивая тем самым потери золота с отходами технологического процесса.

Эти два фактора могут проявляться одновременно, что особо усложняет технологию переработки. Такие руды принято называть рудами двойной упорности.

К типу технологически упорного минерального сырья также следует причислить руды и концентраты, содержащие металлоорганические, кластерные, коллоидные и иные химические и композиционные соединения, затрудняющие технологическое извлечение полезных компонентов.

Наиболее крупными и известными представителями являются руды Олимпиадинского месторождения, золотосульфидные руды Майского месторождения, руды месторождений Сухой Лог и др. (Россия), Barrick Goldstrike, Barrick Mercur, Cortez, Newmont, Carlin (США), руды месторождений Кокпатас, Даугызтау, Амантайтау, Марджанбулак и др. (Узбекистан), а также Бакырчик, Суздаль (Казахстан), Hillgrove (Австралия), Macraes (Новая Зеландия) и др.

В последнее время наблюдается рост количества разведанных и вовлеченных в разработку месторождений упорного и особо упорного золота. В основном два фактора контролируют этот процесс в золотодобыче: открытие крупных и особо крупных месторождений упорного золота – с одной стороны, и промышленная отработка технологий окислительного обжига, автоклавное, хлорное, бактериальное окисления, ультратонкое измельчение и энергетические воздействия – с другой.

В мировой практике дополнительно проводится комплекс исследований по разработке и внедрению в промышленном масштабе нетрадиционных методов переработки упорного и особо упорного сырья благородных металлов. Изучаются способы обработки руды ускоренными электронами, ультразвуком, мощными электромагнитными импульсами, а также сверхвысокочастотные, магнитно-импульсные и др.

Большинство научных разработок и публикаций последних лет в области обогащения и металлургической переработки руд благородных металлов так или иначе связаны с проблемами извлечения упорного золота. В их решении участвуют научно-исследовательские организации, предприятия и фирмы всех стран, являющихся основными (или просто крупными) производителями этого металла.

Один из главных путей повышения эффективности процесса выщелачивания золота из труднообогатимого сырья – интенсификация процесса вскрытия упорной матрицы химическими, биологическими, физическими методами. Кроме того, в меньших масштабах испытывались также сверхтонкое измельчение, хлоринация, электрогидравлическая и электрохимическая обработка, микроволновое облучение, облучение электронным пучком, магнитно-импульсная обработка и др.

В то же время необходимо понимать, что показатель извлечения золота является главным, но не единственным критерием выбора технологии переработки золото-содержащих руд и концентратов. Следует учитывать эксплуатационные и капитальные затраты, запасы сырья, географию района, наличие развитой инфраструктуры и квалифицированных кадров. Для каждого конкретного золоторудного месторождения необходимо проводить технологические исследования и технико-экономическое обоснование разработанной технологии (Санакулов, 2014).

Золото в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау – тонковкрапленное в сульфидных рудах. Методом вскрытия золота выбрано биоокисление сульфидного концентрата. Добываемая в карьерах сульфидная руда месторождений Кокпатас и Даугызтау подвергается радиометрическому рудосепарационному обогащению с получением концентрата рудосепарации; флотационному обогащению исходных руд; биохимическому выщелачиванию флотационных концентратов; сорбционному цианированию золота из продуктов биоокисления; сорбции хвостов флотации.

Применение технологии предварительной сепарации руд (посамосвальная – на рудоконтрольной станции и покусковой – на рудосортировочном комплексе) позволяет вовлекать в переработку с получением концентрата бедные руды, удовлетворяющие технологическим условиям ГМЗ-3, и исключить из технологических процессов около 60% исходной руды с низким содержанием.

До последнего времени упорные золотомышьяковые руды месторождений Кокпатас и Даугызтау не вовлекались из-за трудности переработки и низкого качества руд. Сделано заключение, что их переработка с использованием пирометаллургичес-

ких (обжиг, плавка) и гидрометаллургических (автоклавное выщелачивание) методов технологически не оправдана по экономическим и экологическим соображениям.

Мировой опыт работы в области биоокисления концентратов упорных сульфидных руд свидетельствует о том, что как нет одинаковых сульфидных руд по составу и соотношениям входящих в них сульфидных минералов и соотношениям основных химических элементов (Fe, S, As, Sb, C и др.), так и нет одинаковых по видовому и штаммовому составу ассоциаций микроорганизмов, участвующих в биоокислении.

Каждый новый энергетический субстрат, предназначенный для биогидрометаллургической переработки, окисляется определенной ассоциацией микроорганизмов и требует адаптации применяемой технологии: плотности пульпы, температуры процесса, допустимых значений pH, уровня аэрации, оптимального состава минеральных солей, наличия органических веществ в воде для приготовления жидкой фазы пульпы (питания), устойчивости микроорганизмов к высоким концентрациям Fe^{3+} , As, Sb и др.

Для решения проблемы проведены исследования сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау по разработке технологии извлечения золота в два этапа – лабораторные и полупромышленные испытания. Исследование проводилось Навоийским ГМК, совместно с научно-исследовательскими институтами ВНИИХТ, ИРГИРЕДМЕТ, ЦНИГРИ (Россия), компанией GENCOR Process Research (ЮАР) и институтом микробиологии АН РУз (Узбекистан).

На основании технологических исследований институтом O'zGEORANGMETLITI (Узбекистан) составлен проект строительства с использованием биологической технологии.

В данной работе обобщены результаты исследований, передовой опыт по созданию, внедрению и адаптации технологии биоокисления, а также совершенствования технологии переработки упорных сульфидно-мышьяковистых руд месторождений Кокпатас и Даугызтау на примере ГМЗ-3. Все пожелания, критические замечания по книге будут приняты авторами с благодарностью.

Авторы выражают искреннюю признательность за оказание практической помощи в подготовке монографии доктору технических наук, профессору Э.В.Адамову, кандидату технических наук, доценту В.В.Панину и за ценные советы доктору биологических наук М.Г.Сагдиевой, а также коллегам по работе в Навоийском ГМК за тесное сотрудничество в проведение исследований.

ГЛАВА I. ГЕОЛОГИЧЕСКОЕ СТРОЕНИЕ, МИНЕРАЛЬНЫЕ АССОЦИАЦИИ, ВЕЩЕСТВЕННЫЙ СОСТАВ И ЗОЛОТОНОСНОСТЬ СУЛЬФИДНЫХ РУД МЕСТОРОЖДЕНИЙ КОКПАТАС И ДАУГЫЗТАУ

Месторождение Кокпатас

Расположено в Букантауском горном массиве Центральных Кызылкумов. Изучение массива началось в 50-х годах XX в. В результате заложена основа стратиграфического расчленения палеозойских отложений района, не потерявших свое значение и на сегодняшний день. Месторождение объединяет более 20 перспективных участков, среди которых наиболее крупными являются Южный I, Ближний, Приконтактовый. Участки более или менее равномерно распределены по площади рудного поля, расстояние между ними не превышает 2-3 км. Всего на месторождении разведаны и подсчитаны запасы по 78 рудным залежам. Кокпатаасское рудное поле сложено комплексом карбонатных, осадочно-вулканогенных и кремнисто-сланцевых образований, прорванных серией даек (рис. 1). Карбонатные отложения (джускудукская свита) нижнего карбона обнажены в ядерной части Кокпатаасской антиклинали и на площади западной части участка образует в плане коленообразный уступ. Представлены известняками микрозернистыми, массивными узорчатыми в основании разреза с горизонтом бокситов. Карбонатные отложения несогласно перекрываются осадочно-вулканогенными образованиями (карашахская свита) среднего карбона. Суммарная мощность карашахской свиты составляет 400-500 м. На осадочно-вулканогенные образования среднего карбона продвинуты отложения кокпатаасской свиты ($R_{2,3}$), сложенной линзующимися горизонтами светлых, темно-серых и черных кремней и микрокварцитов, чередующихся с известняками, доломитами, сланцами различного состава, алевролитами и песчаниками. Мощность свиты в пределах месторождения – 220 м. Отложения вышеописанных свит прорваны интрузиями среднекаменно-угольного и пермского возрастов. На площади участков Южный I и II развиты главным образом дайковые образования нижнепермского саутбайского габбро-сиенит-граносиенитового комплекса, представленные диоритовыми порфиритами, керсантитами, спесартитами и др. субширотного простирания с крутыми (на северо-восток) углами падения.

Геолого-структурная позиция Кокпатаасского рудного поля определяется приуроченностью к центральной части структурного изгиба Кокпатас-Бозтауской антиклинали и контролируется разломами глубокого заложения северо-западного простирания. Основные рудоконтролирующие элементы рудного поля – пересечения широтных разломов с разломом северо-восточного направления, приконтактовые части вулканогенно-осадочных образований карашахской свиты с кремнисто-карбонатными отложениями кокпатаасской свиты. Морфология рудных тел представлена пласто- и линзообразными залежами с раздувами и пережимами как по простиранию, так и падению, с прослоями и участками пустых пород, в т. ч. многочисленными дайками. Структурная позиция рудных тел определяется приуроченностью последних к участкам флексуроподобных изгибов пластов зон дробления, повышенной трещиноватос-

ти и др. в осадочно-вулканогенных образованиях карашахской свиты. Рудные тела в основном пологого (до 45°), реже, крутого (60-70°) падения, большинство из них выходит на дневную поверхность. Мощность залежей варьирует от одного до десятков метров (в среднем 15-20 м), протяженность по простиранию – от 400 до 1700 м.

Основными рудоконтролирующими факторами, влияющими на размещение оруденения, являются структурный, магматический и литологический.

Структурный фактор: 1) узел пересечения разломов северо-западного и субширотного простираний, сыгравший роль рудоконтролирующих и рудовмещающих пород; 2) участки и зоны флексуроподобных изгибов пластов, дроблений, повышенной трещиноватости и др. в осадочно-вулканогенных образованиях карашахской свиты.

Магматический фактор: 1) зона развития штоко- и дайкообразных тел среднекаменно-угольного кокпатасского кварцево-диорит-гранодиоритового комплекса (специализированного на золото, серебро и др.), с которыми предполагается парагенетическая связь золотого оруденения района;

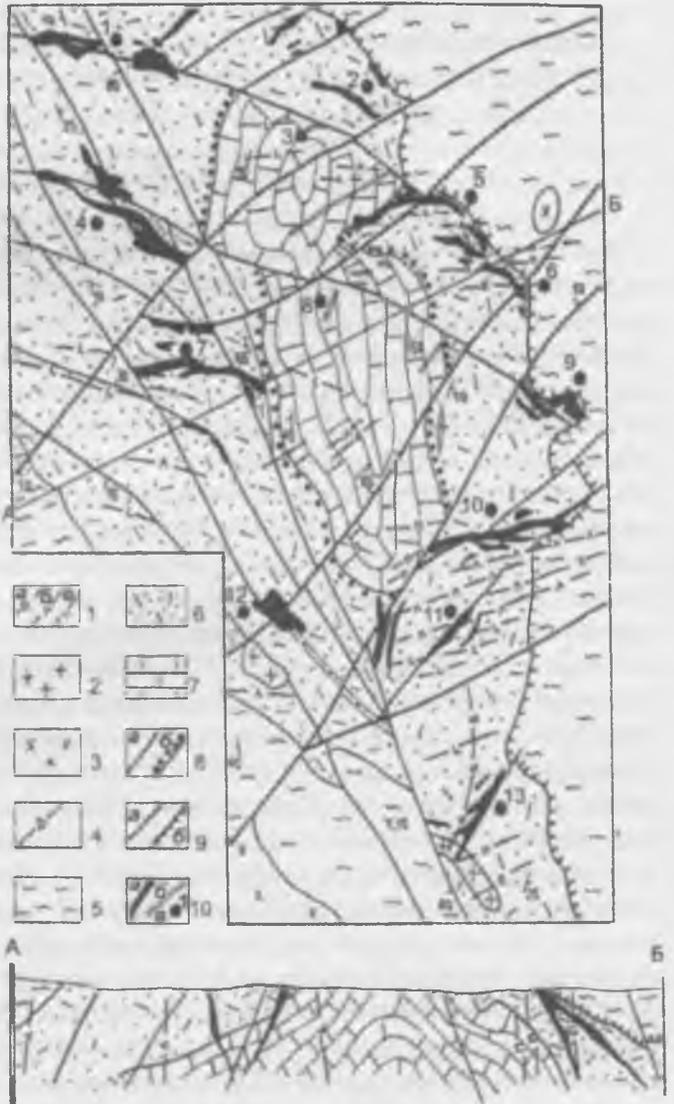


Рис. 1. Кокпатасское рудное поле. Схематическая геологическая карта. 1 – саутбайский габбро-сиенит-граносиенитовый комплекс: спессартиты (а), диоритовые порфиры (б), керсантиты и вогезиты (в). Кокпатасский кварцево-диорит-гранитовый комплекс: 2 – кварцевые порфиры, 3 – гранодиориты, адамелиты; 4 – букантауский гипербазит-габбро-плагиогранитовый комплекс: базиты, гипербазиты; 5 – кокпатасская свита: микрокварциты, известняки, доломиты, сланцы, алевролиты, песчаники; 6 – карашахская свита: песчаники, алевролиты, сланцы, туфоалевролиты, туфобрекчии; 7 – джускудукская свита: известняки; 8 – границы стратиграфических подразделений: а – согласные, б – несогласные; 9 – разломы (а), надвиг (б); 10 – рудные тела (а), кварцевые жилы (б) и рудные участки (в): 1 – Сульфидный, 2 – Дайковый, 3 – Серебряный I, 4 – Западный I, II 5 – Центральный, 6 – Восточный I, 7 – Западный III, 8 – Антимонитовый, 9 – Карашохо, 10 – Южный I, 12 – Придорожный, 13 – Ближний.

2) зоны развития даек и дайкообразных тел оливин-пироксеновых лампрофиров нижнепермского саутбайского габбро-сиенит-граносиенитового комплекса (специализированного на серебро и др.), с которыми предполагается парагенетическая связь серебряного оруденения.

Литологический фактор: 1) осадочно-вулканогенная толща среднего карбоната в пределах площади и неглубокого залегания среднекаменноугольного кокпатасского кварцево-диорит-гранопорфирового комплекса и зон брекчирования, трещиноватости и смятия, благоприятная для размещения жильного и прожилково-вкрапленного золотосульфидного оруденения; 2) карбонатная толща нижнекаменноугольного возраста вблизи контакта с осадочно-вулканогенными отложениями среднего карбона в пределах зон развития даек и дайкообразных тел оливин-пироксеновых лампрофиров нижнепермского саутбайского габбро-сиенит-граносиенитового комплекса, благоприятная для локализации серебряного оруденения.

Изменения вмещающих оруденение пород на Кокпатасском рудном поле возникли в результате различных процессов. Региональный метаморфизм вызвал преобразование глинистых сланцев в кремнисто-серицитовые, возникновение хлорит-актинолитовых сланцев из пород типа амфиболитов, серпентинизацию и асбестизацию ультраосновных пород.

На месторождении выделяются три стадии минералообразования: предрудная, золоторудная, послерудная. В предрудную стадию сформировалась золоторедкометаллическая минеральная ассоциация с характерными минералами: кварц, полевошпат, шеелит, молибденит, пирит, самородное золото.

Золоторудная стадия представлена четырьмя парагенетическими минеральными ассоциациями: 1) золото-пирит-арсенопиритовой (основной золотопродуктивной) с типоморфными минералами – золотоносный пирит и арсенопирит, анкерит, серицит; 2) халькопирит-пирротиновой, в составе которой, кроме вышеописанных минералов, пирит, сфалерит, марказит; 3) полисульфидно-кварц-доломитовой с характерными минералами – кварц, доломит, серицит, сфалерит, галенит, кубанит, тетраэдрит, джемсонит, бурнотит, пирит, арсенопирит, минералы висмута; 4) кварц-кальцит-антимонитовой (поздней, продуктивной на серебро), в составе которой кварц, кальцит, антимонит, бертьерит, пирит, бравоит, пираргерит, миаргерит, самородная сурьма и серебро. По минерально-вещественному составу и технологическим свойствам выделяются два типа руд: окисленные и сульфидные. Сульфидные выглядят как сульфидизированные песчано-сланцевые породы с пирит-арсенопиритовой минерализацией, с прожилково-вкрапленной текстурой. Содержание сульфидов в них варьирует от 3–4 до 9–10%. Золото в рудах присутствует в виде дисперсной вкрапленности, главным образом в арсенопирите и пирите.

Завершается процесс рудообразования отложением послерудной кварц-карбонатной минеральной ассоциации, в составе которой, кроме вышеназванных, установлены доломит, анкерит, хлорит, пирит.

Главнейшими факторами, обуславливающими появление тех или иных первичных типов руд, является глубинная дифференциация рудообразующих растворов и эволюция их химического состава, физико-химические условия минералообразования и метаморфическая перегруппировка рудного вещества. В результате выделены:

прожилково-вкрапленные пирит-арсенопиритовые и с дисперсным сингенетичным с сульфидами золотом руды; прожилково-вкрапленные пирит-арсенопиритовые с дисперсным и самородным золотом и пылевидного класса в сульфидах и нерудных минералах; вкрапленные кварц-пиритовые с дисперсным золотом; золото-кварцево-прожилково- жильные руды.

Прожилково-вкрапленный пирит-арсенопиритовый с субдисперсным золотом тип золото-сульфидных руд является ведущим по масштабу и золотоносности. Он проявлен на всех участках месторождения – Южном I, II, Ближнем, Юго-Восточном, Приконтактовом, Западном, Дайковом, Карашохо, Сульфидном, Широтном, Северо-Западном и др. Пирит-арсенопиритовые с дисперсным золотом руды приурочены к мощным субсогласным зонам гидрослюдизированных, окварцованных и карбонатизированных отложений карашахской свиты. В карбонатных отложениях джускудукской свиты в центральной части месторождения и на флангах – в карбонатно-кремнистых отложениях кокпатасской свиты этот тип руд практически не развит. Главные минералы руд – пирит и арсенопирит – являются основными носителями и концентраторами самородного золота. Количество их колеблется от 1-1,5% до 14-15%. Соотношение пирит-арсенопирит 2:1. Дисперсное и субдисперсное золото находится в рассеянном виде в пирите и арсенопирите. Содержание золота колеблется от 10-20 до 50 г/т, а в отдельных разностях достигает 100 г/т и более. Микроскопически видимое самородное золото встречается очень редко (Коробушкин, 1970).

Прожилково-вкрапленный пирит-арсенопиритовый тип руд с дисперсным и самородным золотом пылевидного класса в сульфидах и нерудных минералах (кварц, доломит, слюда, углеродистое вещество) развит на востоке площади (участки Восточный, Дайковый, Карашохо). На других участках имеет подчиненное значение. Распространен преимущественно в кососекущих рудных залежах, приуроченных к тектоническим трещинам и зонам контакта с дайками, и, частично, в субсогласных стратифицированных залежах. Как правило, наряду с ведущими минералами – пиритом и арсенопиритом – в составе руд устанавливаются халькопирит, пирротин, марказит, магнетит и др. Ведущие жильные минералы – кварц и доломит. Самородное золото размером 0,0011-0,011 мм образует микровключения в арсенопирите, пирите, доломите, кварце и других минералах. Количество микровключений самородного золота в сульфидах и нерудных примерно одинаковое.

Вкрапленный кварц-пиритовый тип с дисперсным золотом развит локально (Центральный участок), встречается в пестрых по составу отложениях карашахской и известняках джускудукской свиты.

Золото-кварцевый жильный тип проявлен локально в небольших количествах преимущественно на север-северо-западном фланге месторождения (Кварцевый 1 и др.) в верхней части разреза карашахской свиты. Наряду с кварцем и самородным золотом в составе присутствует пирит и продукты его окисления. Из перечисленных типов на долю первого приходится порядка 86% от общего баланса первичных руд месторождения, второго – 13-14% и третьего – менее одного процента; четвертый тип руд промышленной значимости не имеет. Единая технологичность первичных сульфидных руд трех первых типов, несмотря на некоторые различия минеральных ассоциаций, доказана многочисленными технологическими исследованиями на

лабораторных и полупромышленных пробах по основным участкам. На отдельных участках рудного поля с сурьмяной и непромышленной золотой и серебряной минерализацией также установлены кварц-карбонат-антимонитовые, кварц-серебро-сульфосольно-антимонитовые и кварц-карбонат-золото-полисульфидные типы руд.

На месторождении Кокпатас в настоящее время известны 54 минерала. Из них пирит, арсенопирит и, отчасти, антимонит совместно с кварцем, карбонатами, полевыми шпатами с гидрослюдами дают заметные скопления. Главный продуктивный минерал – самородное золото. Пирротин, халькопирит, марказит, сфалерит и блеклая руда встречаются часто, но преимущественно в небольших количествах. Подавляющая масса минералов представлена микровключениями.

На месторождении Кокпатас до глубины 10–40 м от поверхности развиты окисленные руды. Их контуры соответствуют первоначальным контурам сульфидных руд с элементами залегания рудной залежи на всю глубину зоны окисления. Обогащение или переотложение золота в зоне окисления не установлено. Граница между окисленными и сульфидными рудами резкая, переход от окисленных к первичным происходит на расстоянии от нескольких сантиметров до 1–2 м. Характерные минералы окисленных руд – гётит, гидрогётит, ярозит, скородит, гидрослюда, каолинит. От вмещающих пород отличаются светлыми тонами и характерной ржаво-бурой окраской, обусловленной наличием гидроокислов железа, которые встречаются как в виде трудно определяемых дисперсных выделений, образующих пленки на минералах и пропитывающих их, так и в виде самостоятельных минералов. Основной полезный компонент окисленных руд – золото, попутный – серебро. При окислении сульфидов происходит высвобождение связанного в них золота с частичным его укрупнением. Формы выделения золота разнообразны. Наиболее распространены зерна изометричной, реже, удлинённой, неправильной формы. Встречаются прожилковидные выделения. Основная масса золота связана с гидрогётитом. В настоящее время окисленные руды, в основном, отработаны и в эксплуатацию всё больше вовлекаются первичные сульфидные руды глубоких горизонтов, содержащих углеродистое вещество. В связи с чем существенное внимание должно быть уделено изучению характера присутствующего в руде углеродистого вещества и оценке его влияния на возможные показатели извлечения золота в обогатительно-металлургическом цикле, поскольку ранее этот вопрос практически не исследовался.

В 2000 г. в ОАО ИРГИРЕДМЕТ изучены четыре технологические пробы сульфидных руд с разных участков месторождения: Южный-1 (проба 1), Западный 1-3 (проба 2-3), Ближний (проба 4) с целью их технологической оценки. В основном, это кварц-хлорит-серицитовые карбонатизированные сланцы с примесью углеродистого вещества. Визуально наиболее «богаты» углеродистыми образованиями пробы руды участка Западный. Химический состав проб руды (табл. 1) изучался с применением стандартного силикатного метода и количественного рентгенофлуоресцентного анализа, выполняемого на приборе PW-1404 голландской фирмы «Филлипс». Массовая доля общего органического углерода определялась с использованием классических методов органической геохимии по методу Тюрина (Бельчикова, 1975). Из данных табл. 1 видно, что пробы руды сложены, в основном, литофильными компонентами – оксидами кремния, алюминия и щелочных металлов. Их массовая доля по

Таблица 1

Химический состав проб руды по основным компонентам

Компонент	Массовая доля, %			
	Проба 1	Проба 2	Проба 3	Проба 4
SiO ₂	39,76	51,32	54,50	52,18
TiO ₂	1,74	0,61	0,51	0,82
Al ₂ O ₃	13,69	12,76	11,80	14,67
Fe	7,46	5,59	4,52	6,14
CaO	8,37	5,61	4,95	4,43
MgO	5,67	3,88	3,20	3,41
MnO	0,33	0,22	0,30	0,16
P ₂ O ₅	0,77	0,40	0,37	0,42
K ₂ O	3,10	3,60	2,80	3,10
Na ₂ O	2,27	2,52	2,05	3,22
S	3,84	3,55	3,12	4,09
As	2,14	0,90	0,57	1,56
Sb	0,0079	0,008	0,008	0,0043
Cu	0,024	0,008	0,008	0,024
C	2,85	2,44	2,71	1,96
C _{карб.}	0,53	0,58	1,06	0,39
C _{минер.}	2,32	1,86	1,65	1,57

пробам практически одинакова – от 78,86 (проба 2) до 81,01% (проба 4). По массе значительно преобладает оксид кремния. Характерно, что в рудах участка Южный 1 (проба 1) количество оксидов кальция и магния примерно в 1,5 раза больше, чем в пробах других участков.

Рудообразующие компоненты представлены железом, серой и мышьяком. Результатами фазового анализа проб на железо, серу и мышьяк установлено, что сера и мышьяк практически полностью находятся в сульфидной форме.

Железо присутствует в сульфидной и оксидной формах. Доля оксидного железа в пробах 1-4, составляет, %: 38,0; 27,0; 32,0; 33,0, причем из них только 5,0; 7,0; 4,0; 4,0% соответственно образовалось за счет окисления железосодержащих сульфидов (Брадинская и др., 1981). Основная масса оксидного железа связана с силикатной и карбонатной частями руды.

Для руд разных участков характерно, что общая масса углерода в них примерно одинакова и колеблется от 1,96% в пробе 4 до 2,85 % в пробе 1. Отличие в том, что руда участка Южный 1 содержит углерод преимущественно в карбонатной среде, а проба 3 участка Западный – в органической. Так, соотношение C_{карб.}:C_{орг.} по пробам 1-4 составляет 4:1; 3:1; 1,5:1; 4:1 соответственно; причем в пробе 3 количество углерода в органической форме примерно в 2-3 раза больше чем в пробах 1, 2. Минеральный состав проб довольно однороден (табл. 2).

Минералогические исследования свидетельствуют, что основная масса проб сложена породообразующими минералами: кварцем, карбонатами, полевыми шпатами, слюдами, хлоритами, глинисто-гидролюдистыми образованиями. В качестве аксессуаров фиксируются амфиболы, пироксены, эпидот, гранат, сфен, апатит. Основные рудные минералы – пирит и арсенопирит. В редких и единичных зернах отмечаются галенит, сфалерит, антимонит, аргентит, халькопирит. Характерно, что во всех пробах руды пирит преобладает над арсенопиритом, причем доля пирита практически одинакова и колеблется от 5,3 до 6,3%. Что касается арсенопирита, то перепады в его массе достигают 4-5 раз. Наименьшая доля арсенопирита (1%) отмечается на участке Западный, наибольшая (4,6%) – на участке Южный 1.

Углеродистые образования, которые являются характерной особенностью Кокпатасских руд глубоких горизонтов, по данным рентгеноструктурных исследований, представляют агрегаты тонкодисперсных частиц органики в субмикроскопическом, рассеянном состоянии, пигментирует поверхность других минералов и цементи-

Таблица 2

Минеральный состав проб руды

Минералы, группы минералов	Массовая доля, %			
	Проба 1	Проба 2	Проба 3	Проба 4
Кварц	18,0	35,0	36,5	22,0
Карбонаты (доломит, кальцит)	17,4	13,6	12,6	12,0
Глинисто-гидрослюдистые (гидросерицит, иллит, гидрохлорит и др.)	9,0	3,0	1,0	17,0
Слюды (серицит, мусковит, биотит, флогопит)	16,5	11,1	16,8	6,2
Хлориты	5,0	1,0	1,0	2,0
Полевые шпаты (плаггиоклазы, калиевый полевой шпат)	21,0	24,0	19,0	28,0
Сульфиды, в т.ч.:	10,0	7,8	6,3	9,5
пирит	5,4	5,8	5,3	6,3
арсенопирит	4,6	2,0	1,0	3,2
Гидроксиды железа, мышьяка	1,6	2,0	1,5	1,8
Магнетит, ильменит, рутил	0,5	0,3	0,1	0,4
Барит	Редкие зёрна	0,2	0,2	0,1
Углеродистые агрегаты	1,0	2,0	5,0	1,0
Итого:	100,0	100,0	100,0	100,0

рует их. Само углеродистое вещество рентгеноаморфно, степень его метаморфизма низкая. Зольность углеродистых образований 94,08-95,0%. По характеру нахождения в руде оно классифицируется как рассеянное углеродистое вещество (РУВ), состоящее из растворимых (битумоидной) и нерастворимых (кероген) компонентов.

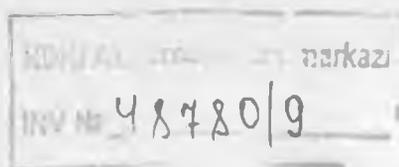
Выделение битумоидной фазы проводилось спирто-бензолом по классической схеме, принятой в органической геохимии (Корчагина и др., 1976). Спирто-бензольный битумоид (СББ) после отгонки растворителя представлял продукт полужидкой консистенции светло-коричневого цвета. Массовая доля СББ в пробах руды Кокпатасского месторождения и содержание золота в них, определенное атомно-адсорбционным методом, отражены ниже.

Содержание золота в СББ

Номера проб	1	2	3	4
Массовая доля СББ, %	0,0024	0,0020	0,0038	0,0018
Содержание золота в СББ, г/т	2,00	1,65	3,00	1,85

Нерастворимый компонент (кероген) составляет основную массу углеродистого вещества (более 99%). Химический состав его, определенный полуколичественным атомно-эмиссионным спектральным анализом (ПАЭСА) (Васильева и др., 1997), показан в табл. 3. Следовательно, в нерастворимом углеродистом веществе (НУВ) с массой $CO_{2\text{опр}}$ 19-21% преобладают, в основном, петрогенные элементы: Si, Al, Mg, Fe и др. Содержание золота здесь 30 г/т при концентрации As в пределах 3%. Кроме перечисленных компонентов, в НУВ обнаружены значительные содержания широкого спектра элементов, включая цветные металлы, элементы группы железа (Mo, Co, Cr и др.), Ba, V и др.

Сульфиды в углеродистых сланцах, как правило, покрыты углеродистым веществом, образуя своеобразные агрегаты – фрамбоиды, отделить сульфиды от углеродис-



того вещества или углеродистое вещество от сульфидов при исследованиях не возможно. Поэтому полученный концентрат керогена с массой углерода 42,3% все равно является зольным, что подтверждают результаты его анализа ПАЭСА (табл. 4). Масса других элементов ниже границы их количественного определения данным методом. Количество железа и мышьяка снижается практически в 3,5 раза, кремния – в 15 раз, алюминия – на порядок. Содержание золота понижается до 20 г/т. Таким образом, полученный концентрат керогена представляет смесь углеродистого вещества и сульфидов, поэтому вопрос о золотонности углеродистого вещества без дальнейших исследований однозначно решить невозможно.

Таблица 3

Результаты ПАЭСА углистого продукта при массе $CO_{\text{орг}}$ 19-21 %

Элементы	Массовая доля, %	Элементы	Массовая доля, %
Si	30,0	B	0,05
Al	3,00	Mn	0,01
Mg	1,50	V	0,002
Ca	0,03	Ni	0,003
Fe	10,0	Co	0,002
Na	0,05	Cr	0,006
K	0,5	Mo	0,0003
Ti	0,8	Sn	Не обнаружено
Cu	0,1	Pb	0,02
Zn	0,1	Zr	0,015
As	Менее 3,0	Hf	Не обнаружено
Ba	0,004	Ag	0,001

Таблица 4

Результаты ПАЭСА керогена при $CO_{\text{орг}}$ 42,3%

Элементы	Si	Al	Mg	Fe	Ti	As
Массовая доля. %	2,0	0,4	Менее 0,15	3	0,1	1,0

По данным С.Т.Бадалова (1978), форма связи золота с органическим веществом может быть разнообразной: металлоорганической, сорбционно-сингенетической, сорбционно-эпигенетической и самородной. В рудовмещающих породах и рудах, обогащенных органическим веществом и неоднократно подвергавшихся процессам метаморфизма, возможно одновременное нахождение нескольких форм золота, каждая из которых проявляет определенные геохимические свойства (Бадалов, 1978; Абдулин и др., 2000).

Анализ полученных данных по изучению вещественного состава руды Кокпатасского месторождения показывает, что золото в углеродистом веществе может быть связано с тонкодисперсными (до субмикроскопических) золотосодержащими сульфидами (пиритом и арсенопиритом) и породообразующими минералами субтонкими частицами самородного золота и другими, пока достоверно не установленными формами (Бадалов, 1978). Наличие в составе углеродистого вещества полужидких битумоидных соединений при тонкой дезинтеграции материала, по-видимому, приводит к обволакиванию поверхностей минералов жирными плёнками и налипанию на них пелитовых частиц других органических и минеральных компонентов. Это сглаживает различия в физико-механических свойствах поверхностей.

Величина размеров золота в рудах Кокпатасского месторождения с глубиной не меняется (97% золото на класс в крупности 0,05 мм). Зафиксированы единичные, относительно крупные золотины (размером до 0,15 и 0,5 мм) в ассоциации с кварцем. Пробность такого золота в пределах 870-900%. Основными минералами-концентраторами драгоценного металла являются пирит и арсенопирит.

Содержание золота в крупнозернистых выделениях арсенопирита Кокпатасской руды составляет 25,8-31,6 г/т, мелкозернистых – 110 г/т, в пирите – 12,2-14,0 и 35,0 г/т соответственно и более высокое содержание золота в арсенопирите по сравнению с пиритом. Известно, что сульфидные минералы – важнейшие осадители и концентраты золота в геохимических процессах и что ранние крупные кристаллы пирита и арсенопирита содержат меньшие концентрации золота, чем более поздняя масса игольчатых и мелкозернистых сульфидов этого же состава (Летников и др., 1981). Несмотря на высокие содержания, при исследовании сульфидных монофракций на микроанализаторе «Самебах» SX-50 включений золота крупнее 1 мкм не зарегистрировано, что свидетельствует о сингенетическом характере кристаллизации золота и сульфидов, когда тонкорассеянный металл осаждается в результате резкого пере-сыщения растворов сульфидно-железистым материалом. При этом микронзондовым анализом в пирите установлено присутствие самородного серебра (до 36 г/т) с размером включений 2-3 мкм. Выделения серебра фиксируются в более крупных зернах пирита; в арсенопирите серебро не обнаружено.

Наряду с субмикроскопическим золотом в железистых сульфидах, в руде присутствует некоторое количество мелкого и тонкого наложенного золота, ассоциированного с кварцем. Весьма небольшая его доля освобождается при измельчении, но в основной своей массе такое золото не вскрывается. Так, при оптическом изучении кристаллической части илов крупностью -0,05 мм встречены свободные видимые золотины в основном чешуйчатой и неправильной формы. Редко присутствовали комковатые и проволоковидные золотины. Цвет их яркий, золотисто-желтый, пробность высокая. Достаточно высокие содержания драгоценного металла в сланцах и углеродистых агрегатах обусловлены наличием тонкодисперсных включений сульфидов и кварца, так как выборка производилась при крупности материала от -2,0 до +0,25 мм. Содержание серебра в этих фракциях менее 1,0 г/т.

Рациональный анализ, выполненный на основе усовершенствованной методикой В.В. Лодейщикова, позволил оценить их технологические свойства, в частности, определить ожидаемую величину коэффициента извлечения золота в растворы на стадии цианистого выщелачивания:

$$K_{\epsilon}^U = [1 - (K_{\phi} + K_x + K_c)],$$

где K_{ϕ} , K_x , K_c – коэффициенты физической, химической депрессии и сорбционной активности, величину которых можно вычислить, пользуясь данной методикой: $K_{\phi} = C_3/C_{исх}$; $K_x = (C_1 - C_2)/C_{исх}$; $K_c = (C_2 - C_3)/C_{исх}$. ($C_{исх}$ – содержание золота, г/т. Для исследуемых проб величина K_{ϵ}^U колебалась в пределах 0,22-0,28: $K_{\phi} = 0,61-0,72$, $K_x = 0,02-0,09$; $K_c = 0,067-0,15$).

В схему рационального анализа включены следующие операции: обработка HCl (вскрытие золота, связанного с гидроксидами и сульфатами железа, хлоритами, карбонатами); обработка HNO₃ (вскрытие золота, ассоциированного с сульфидами железа); обжиг при температуре 650°C для выжигания углеродистого вещества, тесно ассоциированного с золотосодержащими сульфидами. Результаты рационального анализа показали упорность всех исследуемых проб к технологической переработке. Прямым цианированием из них возможно извлечь от 27,6 до 43,4% золота. Упорность благородного металла обусловлена, в основном, его тесной ассоциацией с сульфи-

дами и углеродистым веществом (40,7-52,2%), а также связью с минералами, растворимыми в соляной кислоте (4,8-14,4%), и породообразующими минералами (0,3-15,4%). Формы нахождения золота и характер его связи с рудными компонентами аналогичны для всех проб.

Таким образом, руда Кокпатасского месторождения является упорной (трудноцианируемой) с тонковкрапленным золотом в сульфидах. Имеет место сорбционная активность руды, что подтверждается минералогическими исследованиями и химическим анализом. Минеральный состав изученных проб руды месторождения Кокпатас отличается количеством отдельных минералов, обуславливающих и некоторые различия в химическом составе. Компоненты, которые могут вызвать химическую депрессию золота при цианистом процессе.

Установлено, что наличие рассеянных углеродистых образований, состоящих из полужидких СББ и керогена, может оказывать блокирующее действие на золото и сульфиды при определенных технологических операциях. Это объясняется тесной природной ассоциацией углеродистого вещества с золотом и сульфидами, а также обрыванием вторичных (техногенных) покрытий на поверхности минералов. Пробы руды примерно одинаковы по степени окисления, характеру золотой минерализации, формам нахождения золота и фактором, вызывающим их технологическую упорность. В связи с этим сульфидные руды разных участков могут перерабатываться по единой технологии, но, наряду с механическими способами обогащения, необходимо применение химико-металлургических методов вскрытия золота.

Месторождение Даугызтау

Расположено в центральной части Кызылкумов. Геолого-структурная позиция Даугызтауского рудного поля определяется его приуроченностью к участку пересечения Ясвай-Даугызтауской зоны дислокаций с Бельтау-Даугызтауской складчато-разрывной структурой. Площадь рудного поля составляет около 140 км², в плане – это изометрический контур, охватывающий группу структурно связанных месторождений и рудопроявлений золото-сульфидного типа с прожилково-вкрапленным и прожилковым оруденением, минерализованных зон дробления и ореолов золота, серебра, сурьмы, мышьяка и свинца. Этот контур совпадает на западе и востоке с границами, Ясвай-Даугызтауской зоны дислокаций, а на севере и юге – с Южно-Джемтымтауским и Южным разломами.

Само месторождение Даугызтау площадью 1,0 км² приурочено к узлу пересечения рудовмещающего Даугызтауского и рудоконтролирующего Асаукакского разломов и расположено в пределах Южного крыла и приосевой части близмеридиональной Даугызтауской антиклинали, сложенной терригенными отложениями бесапанской толщи (рис. 2). В геологическом строении месторождения участвуют два структурных этажа: нижний, сложенный, отложениями третьей свиты бесапанской толщи (E₃-O₂), и верхний – мезокайнозойский, платформенный. Бесапанская свита, являющаяся рудовмещающей и развитая повсеместно, представлена монотонно переслаивающимися песчаниками, алевролитами и аргиллитами (сланцами) суммарной мощностью до 2500 м. В ней отсутствуют какие-либо маркирующие горизонты. Однотипно повто-

яющиеся породы бесапанской свиты в разрезе – это песчаники, алевролиты, аргиллиты, в любой части разреза, характеризуются одним и тем же составом обломочного материала и цемента. Все литологические разновидности пород бесапанской свиты элизики по химическому составу и характеризуются повышенными концентрациями углерода; в первую очередь это относится к алевролитам и аргиллитам. Второй особенностью этой монотонной толщи является достаточно тонкое перслаивание составляющих ее пород; обычно слои по мощности не превышают 0,1-1,0 м, наиболее мощные слои песчаников (3-10 м) крайне редки.

Платформенные верхнемеловые и палоген-неогеновые отложения распространены весьма широко. На флангах месторождения в разрезе верхнемеловых отложений преобладают песчаники, глины, алевролиты общей мощностью до 180-250 м. Среди нерасчлененных палеоген-неогеновых отложений ведущими разностями являются глины, песчаники, пески и мергели. Выходы интрузивных пород в пределах площади месторождения не установлены. По данным аэромагнитной съемки масштаба 1:5000, интрузивный массив основного состава интерпретируется на небольшой глубине от поверхности.

Основными геологическими факторами, определяющими размещение оруденения на месторождении Даугызтау, являются структурный, магматический и литологический. Литологический фактор выражен в наличии терригенной песчано-сланцевой бесапанской толщи, по физико-механическим свойствам

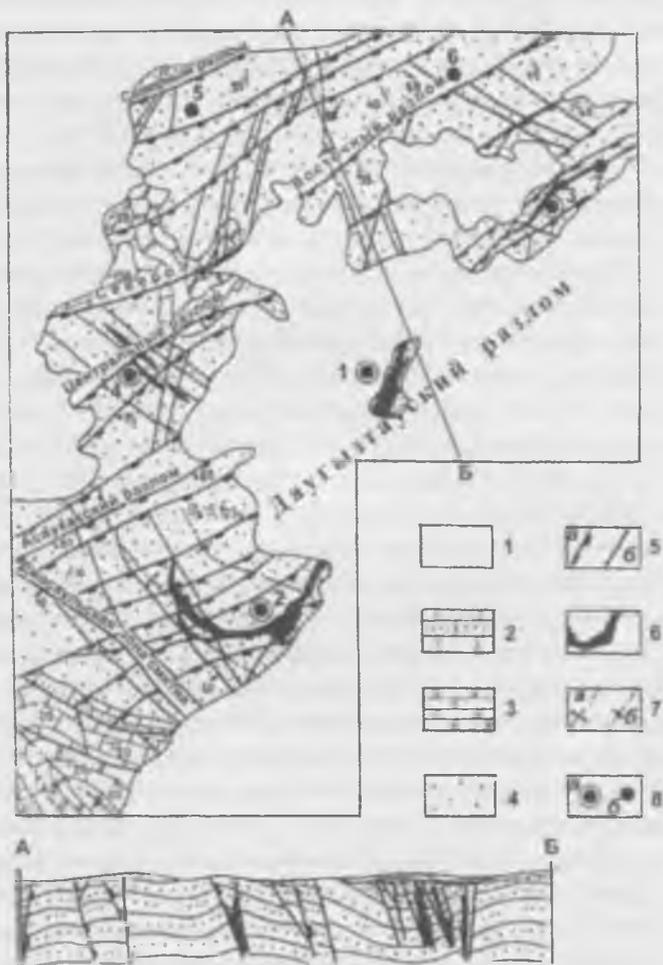


Рис. 2. Даугызтау-Высоковольтное рудное поле. Схематическая геологическая карта. 1 – нерасчлененные мезозойские и кайнозойские отложения; известняки: 2 – доломитистые (D_2); 3 – глинистые и песчаные (D_1); 4 – бесапанская толща, третья свита (E_3-O_2); 5 – разломы рудоконтролирующие (а), прочие (б); 6 – рудные тела; 7 – оси антиклинальных (а) и синклиналиных (б) складок; 8 – месторождения (а) и рудопроявления (б): 1 – Даугызтау, 2 – Высоковольтное, 3 – Асаукак, 4 – Тумшуктау, 5 – Северо-Даугызтауское, 6 – Северо-Восточное, 7 – Северо-Асаукакское.

благоприятный для локализации золотого и серебряного оруденения. Структурный фактор заключается в контуре оруденения узлами пересечения разрывов северо-восточного и северо-западного направлений (сбросы, сбросо-сдвиги, взбросы), зонами смятия и интенсивной мелкой складчатости, обуславливающими высокую проницаемость вмещающих пород. Терригенные породы смяты в Даугызтаускую синклиналию складку. Осевая линия ее ориентирована по азимуту 320-340°, т. е. практически поперек общей протяженности Даугызтауского рудовмещающего разлома. Месторождение представляет минерализованную зону протяженностью до 2400 м и мощностью от 4 до 115 м, в пределах которой размещаются золоторудные тела длиной от первых десятков до нескольких сотен метров, кулисообразно сменяющих друг друга по простиранию. Протяженность рудных тел по падению колеблется от 150 до 800 м. Положение и ориентировка рудных тел – залежей определяется разрывами двух направлений: Даугызтауским – север-северо-восточного, а также системой сближенных кулисных разрывов север-северо-западного направления с крутым восточным падением. На месторождении разведано более 16 рудных тел.

Рудные тела по морфологии – это ленто- и линзообразные залежи с постепенными утолщениями и раздувами по простиранию и падению, представляющие прожилково-вкрапленную и вкрапленную пирит-арсенопирит-золоторудную минерализацию. Промышленные рудные тела локализуются в секущих разломах субмеридионального и восток-северо-восточного простираний. В местах сопряжения разломов образуются раздувы. Почти все рудные тела крутопадающие, падение на юго-восток под углом 60-80°, лишь одно рудное тело падает на северо-запад под углом 45-60°. Отмечается кулисообразность в размещении рудных тел как по простиранию, так и по падению. Околорудные изменения рудовмещающих пород представляют в генетическом плане березитоподобные метасоматиты. Преобладающими типами изменений на месторождении являются серитизация и окварцевание, менее развиты карбонатизация и пиритизация. Метасоматиты, сопровождая рудные залежи, образуют вокруг них ореолы серицит-кварцевого, серицит-полевошпатового, карбонат-кварцевого и кварц-карбонатного составов. Мощность этих ореолов варьирует от 3-5 до 7-10 м. Зональность оруденения на месторождении Даугызтау выражается на геохимическом уровне различными комплексами элементов-индикаторов, представляющих нижнерудный, подрудный (вольфрам, кобальт), рудный (мышьяк, золото, серебро в ранних сульфидах – пирите и арсенопирите), подрудный и верхнерудный (цинк, медь, свинец, серебро, сурьма) срезы. Вертикальный размах оруденения – около 800 м. Рудные залежи слабо эродированы, уничтожены лишь их верхние горизонты.

Минеральный состав руд Даугызтауского месторождения весьма разнообразен. По технологическим свойствам они подразделяются на окисленные и сульфидные. В окисленных рудах – нерудные минералы: кварц, полевые шпаты, гидрослюда, каолинит, галлуазит, монтмориллонит, диксит, кальцит, углистое вещество. Рудные минералы представлены самородным золотом, валентинитом, пселомеланом, гётитом, церруситом, ярозитом. Самородное золото размещается в кварце в пустотах выщелачивания сульфидов по плоскости трещин. Форма золотин – комковидная, губчатая, пленочная. Размер их варьирует от 0,02 до 0,12 мм. Пробность – 920-1000. Зона окисления распространяется на глубину 40-60, реже, 25-30 м от поверхности.

Минеральный состав сульфидных руд представлен: основными рудными минералами – золотоносными пиритом и арсенопиритом; второстепенными – марказитом, сфалеритом, антимонитом, халькопиритом, блеклой рудой, сульфосолями серебра, меди, сурьмы, галенитом, самородным золотом (общее количество сульфидов – 4-6%. Главные нерудные минералы – кварц, карбонаты, серицит; второстепенные – хлорит, эпидот, альбит, углеродистое вещество. Минеральный состав сульфидных руд Даугызтауского месторождения приведен в табл. 5.

Таблица 5
Минеральный состав сульфидных руд Даугызтауского месторождения, %

Породообразующие минералы	Содержание	Акцессорные минералы	Содержание	Рудные минералы	Содержание
Кварц и полевые шпаты	22-57	Рутил Ильменит	0,2-0,7 0,02	Пирит Арсенопирит	3,0-9,0 0,1-1,5
Гидрослюда, каолинит, диккит, биотит	25-60	Магнетит	- "	Антимонит	3
Анкерит, олигонит, сидерит, кальцит	2-17	Циркон Турмалин	△ △	Сфалерит Блеклые руды	0,01 △
Угlistое вещество	0,02-1,0	Муассонит	△		
Барит	0,05-0,2	Гранаты Апатит Оливин	△ △ △ △	Пирротин Буланжерит	△ △
				Халькопирит Галенит Фрейсбергит Золото	Ед. зерна △ △ △ △

Процесс рудообразования на месторождении протекал в три стадии: 1) прерудную, 2) золоторудную, 3) послерудную. В прерудную стадию сформировалась редкометалльно-кварцевая минеральная ассоциация, содержащая в составе кварц, карбонат, хлорит, полевые шпаты, антракосолит, шеелит, пирит. Золоторудная стадия представлена четырьмя последовательно сформировавшимися парагенетическими минеральными ассоциациями: 1) золото-пирит-арсенопиритовой (ранней золотопродуктивной) в составе которой отмечаются карбонат, углеродистое вещество, золотоносные пирит, арсенопирит (резко преобладают над другими сульфидами), пирротин, марказит, сфалерит; 2) полисульфидной кварц-серицит-карбонатной, состоящей из кварца, серицита, сереброносных пирита и арсенопирита (преобладают), сфалерита, халькопирита, блеклой руды и самородного золота; 3) серебро-сульфосольной (поздней серебропродуктивной), содержащей кварц, сульфосоли и сульфиды серебра, самородное серебро и самородное золото; 4) кварц-кальцит-антимонитовой, включающей кварц, кальцит, каолинит, антимонит, цинкениит, пирит, халькопирит, сурьму самородную. Кварц-карбонатная парагенетическая минеральная ассоциация послерудной стадии завершает процесс гипогенного минералообразования. В ее составе, кроме кварца, отмечается кальцит, доломит, пирит, золото и др. Основная форма проявления золота – самородная.

Большая часть золота на месторождении (71,4%) связана с пиритом и арсенопиритом (золото I генерации) и находится в виде тонкодисперсной вкрапленности.

Золото субмикроскопическое отложилось в составе золото-пирит-арсенопиритовой минеральной ассоциации. Содержание его в монофракциях пирита – 5-130 г/т, арсенопирита – 45-370 г/т. Свободное золото, не связанное в сульфидах, составляет 9,4%. Его размеры не превышают 1 мм, основная часть зерен (75-86%) имеет размеры менее 0,15 мм. Видимое самородное золото представлено чешуйчатыми, комковатыми, дендритовидными формами, реже встречаются чечевицеобразные и пластинчатые формы. Золото II генерации отложилось в составе полисульфидной кварц-серцит-карбонатной минеральной ассоциации. Наиболее часто оно ассоциирует с арсенопиритом, сфалеритом, блеклой рудой, реже, с халькопиритом. Пробность самородного золота варьирует от 492 до 765. Цвет – светло-желтый, серебристо-желтый, красновато-желтый. Красновато-желтые золотишки имеют пробность 810-950. Золото в рудах – от весьма мелкого (0,05-0,2 мм) до мелкого (0,2-1,0 мм).

Для руд Даугызтауского месторождения весьма характерны мелко- и среднезернистые, гипидиоморфно-зернистые и порфириовидные структуры. Среди текстур руд, преобладают вкрапленные, послойно-вкрапленные, прожилково-вкрапленные, прожилковые. Реже встречаются полосчатые, массивные, брекчиевые и, крайне редко, плейчатые.

На основании приведенных геологических и минералогических данных месторождение Даугызтау может быть отнесено к золото-пирит-арсенопиритовому (сульфидному, мышьяковистому) типу. По технологическим параметрам руды месторождения относятся к золото-сульфидным, прожилково-вкрапленным. Основной полезный компонент – золото; попутные – серебро и сера сульфидная. Вредные примеси представлены мышьяком, содержание которого не превышает 0,38%.

Минералогические исследования проб золотосодержащих руд месторождений Кокпатас и Даугызтау

Для рационального использования руд месторождений Кокпатас и Даугызтау и получения максимальной возможной степени извлечения золота из упорных сульфидных и смешанных руд добычные работы на карьерах сопровождались геолого-технологическим картированием геолого-промышленных типов золотосодержащих руд и минералогическим исследованием. В исследованиях участвовали ЦНИЛ, ОМГП НГМК и ГП «НИИМР» Госкомгеологии РУз.

Сульфидные руды месторождений Кокпатас и Даугызтау при эксплуатационных работах изучались последовательно по следующей методике:

1. Определение химического состава руды с выполнением полуколичественного спектрального анализа методом просыпки на 25 химических элементов, полный силикатный анализ и определение отдельных элементов: золота, серебра, мышьяка, серы.

2. Изучение минерального состава средней пробы сульфидной руды: а) получение концентратов из средней пробы на концентрационном столе, центробежно-вибрационном концентраторе (тройная промывка); б) разделение концентратов в тяжелой жидкости; в) просмотр фракций под бинокулярным микроскопом при увеличении в 32-56 раз; г) изготовление полированных брикетов из тяжелой фракции и их доводка

с использованием алмазной пасты; д) изучение полированных брикетов под рудным поляризационным микроскопом при увеличении в 200-1250 раз.

3. Изучение минерального состава (рудных и нерудных минералов) образцов руды: а) определение образцов под бинокулярным микроскопом (увеличение в 16-56 раз); б) изготовление полированных и прозрачных шлифов; в) дробление оставшихся кусков руды до размера $-3+0$ мм; г) отбор мономинеральных и биминеральных (сростки) фракций для анализа на золото, серебро, мышьяк; д) определение породообразующих и аксессуарных минералов в прозрачных шлифах под поляризационным микроскопом «Полам»; е) изучение рудных минералов под рудным микроскопом «ORTOLUX» при увеличении в 200-1250 раз. Поиск золотинок с иммерсией.

4. Изучение химического состава минералов под электронным микроскопом на приборе «JEOL 8800R» японской фирмы с энергодисперсионным спектрографом. Особое внимание уделяется микронному золоту и золотоносности сульфидов (пирит, арсенопирит) и гидроксидов железа. Снимки в отраженных электронах.

5. Изучение роли органического вещества черносланцевых пород в накоплении золота. Детальные наблюдения в шлифах участков, обогащенных органическим веществом, на наличие в них микрозерен самородного золота и тесной ассоциации органических выделений и скоплений сульфидов.

6. Пересчет полных химических анализов руды на минеральный состав с учетом всех материалов изучения.

Сульфидная руда месторождения Кокпатас. Вмещающие рудную минерализацию породы представлены хлорит-углеродистыми сланцами черного цвета и серицитизированными алевролитами кварц-карбонатного состава. В черных углеродистых сланцах углеродистое вещество находится в виде рассеянных чешуек, их агрегатов и прожилков по сланцеватости. Оно образует сростания с хлоритом, серицитом и доломитом. Сульфиды (пирит, арсенопирит) располагаются преимущественно в хлорит-серицитовых зонах. Текстура руды тонковкрапленная и прожилковая (рис. 3, 4). Основные рудные минералы – самородное золото, золотосодержащие сульфиды: арсенопирит и пирит. Самородное золото встречается в микроскопических выделениях (размером 1-4 мкм) в зернах пирита, арсенопирита, на границе их зерен в сростках и в окварцованной породе (рис. 5).

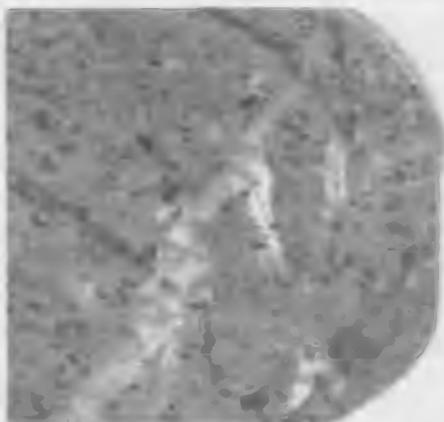


Рис. 3. Тонковкрапленная равномерная текстура сульфидов (пирит, арсенопирит) в углеродистом алевролите. Месторождение Кокпатас.



Рис. 4. Игольчатые кристаллы арсенопирита и кубы пирита по секущим трещинам и напластованию в алевролите. Месторождение Кокпатас.

Из других рудных минералов установлены сульфоарсениды кобальта и никеля, блеклая руда, халькопирит, сфалерит, сульфосоли свинца, антимонит и т. д. Они встречаются также, как и золото, в виде микровключений. Нерудные минералы представлены хлоритом, серицитом, доломитом, кварцем. Акцессорные минералы: циркон, монацит, апатит. Руда Кокпатаса не содержит заметных скоплений кварца в виде жил, прожилков. Кварц не золотоносен.

Золото в изучаемой руде – дисперсное (в пирите и арсенопирите), что подтверждается очень низкой частотой встречаемости видимого золота. Во время микроскопического изучения проб при большом увеличении (1250 раз) выявлены микронные частицы самородного золота размером 2,5-6,5 мкм овальной и угловатой формы, 0,05-0,25 мкм – неправильных форм. Золотинки находились в виде микровключений в пирите и арсенопирите (рис. 6). По результатам анализов, выполненных электронным микрозондом «JEOL» в ИГиГ АН РУз, золото высокопробное (750-800%).

В отдельных участках кристаллов пирита электронным микрозондом определено до 3% содержания невидимого золота, вероятно, присутствующего в кластерной форме. Это подтверждает его наличие в виде кластерных наночастиц. По данным химического атомно-абсорбционного анализа, в более сульфидизированных породах



Рис. 5. Густая вкрапленность сульфидов (пирит) в алевролите, пересеченном прожилками более позднего кварца. Месторождение Кокпатас.

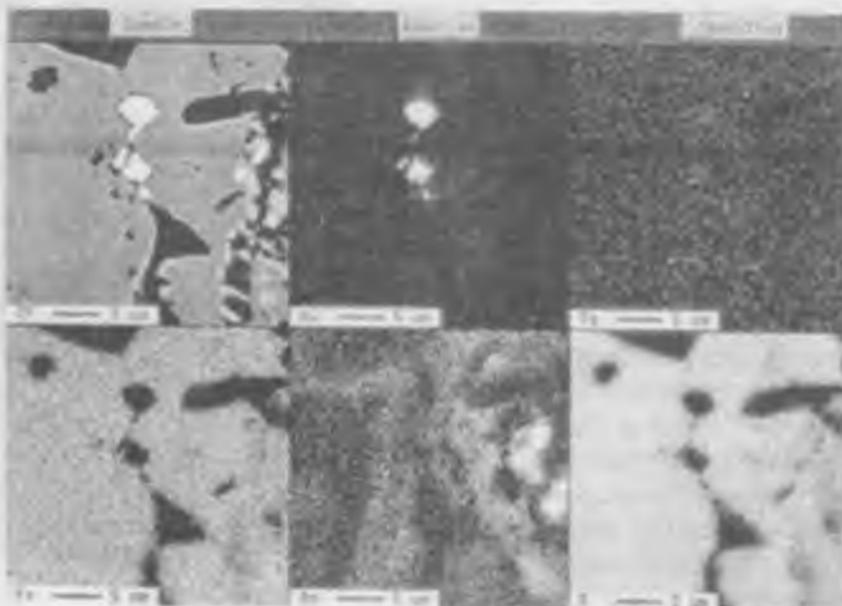


Рис. 6. Снимок электронным микрозондом в отраженных электронах и растровые картины распределения Au, Fe, As, S и Te в сростках кристаллов пирита с самородным золотом. Размер золотин (белое) 1-3 мкм.

содержание золота увеличивается (1,96–4,5 г/т), в кварц-карбонатных породах оно находится в незначительных количествах (<0,1–0,28%), в гравиконцентрате достигает 19,6 г/т и прямо пропорционально концентрации пирита и арсенопирита. Если сопоставить золото и мышьяк, с ростом мышьяка содержание золота увеличивается, это также доказывает связь золота с арсенопиритом.

Обнаружены единичные зерна самородного серебра в трещинах кварца и окварцованных зонах сланцев в ассоциации с пиритом и блеклой рудой. Размер серебрянок от 4 до 25 мкм. Форма неправильная и овальная. Основная часть серебра в виде элемента-примеси входит в состав высокопробного золота (Ag~20–25%). Возможно, незначительная часть элемента находится в блеклой руде – тетраэдрите.

Пирит является главным рудным минералом. Содержание его, в соответствии с данными химического анализа, в пробе измельченной руды и пробе кускового материала-образца – 2,7 и 4,7% соответственно, в алевролитах и сланцах образует равномерные и неравномерные распределения. В секущих маломощных кварц-карбонатных, кварцевых прожилках пирит находится в виде редких вкрапленников и гнезд. Сульфиды в пробе, главным образом пирит, образуют вкрапленную, прожилково-вкрапленную и линейную (по сланцеватости) текстуры. Структура пирита идиоморфно- и гипидиоморфнозернистая. Форма кристаллов, в основном, кубическая и пентагондодокаэдрическая. Крупные зерна слегка катаклазированы. Размер выделений 0,002–1,5 мм. Преобладают зерна с размерами 0,1–0,2 мм. Незначительная часть пирита имеет вытянутый, столбчатый облик. Столбоватые разности, в основном, подвержены катаклазу. Катаклазированные трещины заполнены нерудными минералами. Характерной особенностью пирита является наличие в нем разнообразных сростков с арсенопиритом, включений халькопирита, блеклой руды, сфалерита, сульфоарсенодов железа, кобальта и никеля сульфосолей свинца. У пирита из золото-арсенопирит-пиритовой парагенетической ассоциации месторождения Кокпатас границы включений и сростков неровные, извилистые, зигзагообразные и плавные (последнее характерно для границ с арсенопиритом). Пирит является основным носителем и концентратором золота. Золото в нем находится в дисперсной и ультрадисперсной форме (см. рис. 6). Золотинки высокопробные.

Арсенопирит по содержанию уступает пириту. Так же, как и пирит, является главным концентратором золота. Имеет неравномерную вкрапленность и прожилкообразные скопления. Структура арсенопирита идиоморфнозернистая. Преобладают короткопризматические кристаллы с ромбическими срезами. Фиксируется зональное строение арсенопирита с микровключениями самородного золота размером 0,05–0,25 мкм. Размеры варьируют от 0,001 до 0,5 мм. Преобладают зерна 0,05–0,1 мм. Имеются многочисленные сростки с пиритом. Границы сростаний плавные и резкие. Швы сростаний от ровных до зигзагообразных. Часто тонкие микровключения арсенопирита находятся в пирите. Микровключения пирита также встречаются в кристаллах арсенопирита, что свидетельствует об одновременном образовании этих минералов в золото-пирит-арсенопиритовой ассоциации. Из всех просмотренных шлифов единичные зерна самородного золота обнаружены в сростании с арсенопиритом, находящимся в пирите, и в арсенопирите и образующим арсенопирит-пиритовую парагенетическую ассоциацию. Золотинки расположены по зонам роста кристаллов

арсенопирита. Химическим анализом установлено, что высокое содержание золота имеет прямую связь с высоким содержанием мышьяка.

Халькопирит, сфалерит, блеклая руда. Эти сульфиды в пробах встречаются в незначительных количествах ($< 0,1\%$). Единичные и редкие зерна минералов находятся в виде микровключений в пирите и кварце. Формы неправильные, таблитчатые и прожилковые. Последний тип формы характерен, в основном, для блеклой руды (тетраэдрита). Тетраэдрит залечивает микротрещины пирита.

Сульфоарсениды железа, кобальта, никеля (минералы изоморфного ряда арсенопирит-кобальт). Эти минералы составляют микровключения в пирите в ассоциации с апатитом и арсенопиритом.

Сульфосоли свинца (буланжерит, джемсонит) в виде микровключений обнаружены в пирите. Более часто встречаемый минерал из этой группы – джемсонит. Минералы образуют неправильные, вытянутые, овальные формы кристаллов. Размеры $< 0,001-25-30$ мкм.

Интерметаллиды меди и цинка – микронные, единичные зерна выявлены в кварце в таблитчатой форме.

Оксиды и гидроксиды железа и марганца состоят, в основном, из гётита, гидрогётита и пиролюзита. Гётит и гидрогётит образовались за счет окисления железосодержащих породообразующих минералов и рудного пирита. В пробе пирит местами подвержен окислению. Степень окисления пирита очень низкая. Встречаются единичные зерна пирита, замещенные по периферии и трещинам гётитом и гидрогётитом. Полного псевдоморфного замещения гидроксидов железа по пириту не выявлено. Гидроксиды железа образуют тонкие смеси с оксидами марганца – пиролюзитом и ярозитом.

Породообразующие минералы представлены кварцем, карбонатами, хлоритом, серицитом и углеродистыми веществами в виде шунгита, антраксолита. По происхождению это первичные минералы осадочно-терригенных пород (алевролиты, сланцы), претерпевшие региональный метаморфизм зеленокаменной фации (кварц хлорит, полевые шпаты) и более поздние минералы гидротермального процесса (кварц, доломит, серицит).

Кварц в средней пробе составляет 42,5%. Встречается нескольких типов: 1 – обломочный размером до 1-2 мм, слагающий совместно с полевыми шпатами, хлоритом и углеродистым веществом осадочно-терригенные породы (алевролиты, сланцы); 2 – метаморфогенный, образовавшийся в процессе перекристаллизации обломочного кварца в процессе регионального метаморфизма; 3 – гидротермальный в виде мелкозернистых образований совместно с серицитом, карбонатами и сульфидами основной стадии рудообразования. Особенностью золото-сульфидно-мышьяковистых руд Кокпатаса является незначительное развитие гидротермального кварца. Он встречается в виде мелких зерен (0,1-0,5 мм) и тонких прожилков по напластованию пород и секущих. Именно из-за незначительного развития этого кварца руды относятся к золото-сульфидному типу, упорному в технологическом отношении. На других месторождениях, где широко развит кварц в виде жил и прожилков, большая часть золота осаждается в самородном состоянии именно в кварце, а не в сульфидах (Мурунтау и др.).

Серицит составляет в средней пробе руды 28%. Он является одним из главных породообразующих минералов, образовавшихся преимущественно в гидротермальную стадию минералоотложения. Серицит образует мелкие чешуйки (0,01-0,1 мм), располагающиеся послойно в алевролитах, часто в смеси с карбонатами (доломит) и кварцем. Именно с серицитом ассоциируют золотоносные сульфиды (пирит, арсенопирит).

Хлорит составляет в руде 6,8%. Он представлен магнезиально-железистой разновидностью. Развита преимущественно в углеродистых сланцах, в меньшей степени – в алевролитах. Образует чешуйки размером 0,2-0,5 мм. Совместно с сульфидами или органическим веществом образует прослои и скопления в виде гнезд.

Карбонаты (доломит, анкерит – 5,5%, кальцит – 3,5%) распространены в зонах гидротермального изменения алевролитов и встречаются в хлорит-углеродистых сланцах. Представлены доломитом иногда с примесью железа или марганца. Доломит образует агрегаты зерен размером до 1-2 мм, их скопления встречаются в виде гнезд и прожилков. Кальцит встречается реже.

Альбит составляет 6,5% в средней пробе руды. Образует удлиненные мелкие зерна (0,01-0,02 мм) в сростании с серицитом.

Углеродистое вещество – в средней пробе его содержание ~0,4%. Образует линейную, сланцеватую текстуру в виде чешуйчатых единичных зерен и прослоев, расположенных вместе с зернами кварца и хлорита. Цвет черный (пачкает руки). Эти органические вещества образуют тесные сростки с пиритом. В черносланцевых слоях органического вещества больше, чем в слоях алевролитов. По опубликованным работам (Бадалов, 1978), возможно, некоторое количество золота находится и в органическом углеродистом веществе.

Акцессорные минералы представлены цирконом, апатитом, монацитом. Циркон встречается в виде единичных зерен в хлорит-серицитовых метасоматитах. Формы кристаллов удлиненные, тетрагональные, призматические. Размер до 0,01×0,001 мм. Содержание циркония в средней пробе руды Кокпатаса 0,001-0,003% (в черносланцевой породе с сульфидами). В сульфидном концентрате содержание циркония составляет 0,001%. Апатит встречается часто, но в небольшом количестве – 0,5% в средней пробе. Образует удлиненные и овальные зерна размером до 50-70 мкм. Выделяются два генетических типа: 1 – акцессорный осадочно-терригенных пород, 2 – гидротермальный в сростках с монацитом и пиритом. С апатитом часто ассоциируют сульфиды никель-кобальтового состава. Рутил встречается часто в виде мелких (10-20×5 мкм) призматических кристаллов. В средней пробе измельченного материала рутил составляет 1%, в измельченной кусковой пробе 1,1%. Следует обратить внимание на высокое содержание рутила и возможность его извлечения. Монацит (основные редкоземельные элементы монацита – церий, гадолиний, неодим). Размер зерен 10-20 мкм. По предыдущим исследованиям и новым данным установлено, что: 1) содержание редких земель в руде Кокпатаса в 2 раза превышает его кларк; 2) редкие земли присутствуют в виде фосфата Ce, Nd, Gd – монацита гидротермального происхождения и находятся в метасоматитах и в пирите в виде единичных микрокристаллов; 3) минералы редких земель не обогащают флотоконцентрат.

Таким образом, проба из месторождения Кокпатас представлена в основном золото-сульфидно-мышьяковистой рудой, слабо окисленной, золотоносность которой обусловлена присутствием арсенопирита и пирита, содержащих золото в двух формах – невидимое (кластерное) и микронное (микроскопическое). Микроскопические размеры золотинок и их распределение в сульфидах показывают, что их концентрация может быть получена только при совместном выделении в сульфидный концентрат флотационным и гравитационными методами.

Установлено, что серебро входит в состав микровключений самородного золота, блеклой руды (тетраздрит) а также образует самородные выделения. В пробе содержится 1,1% арсенопирита, 4,7% пирита. Кроме основных сульфидов, в рудной пробе Кокпатасского месторождения присутствуют блеклая руда (сурьмянистая), халькопирит, сфалерит, апатит (0,5%), микровключения циркона, редкоземельных минералов (монацит), сульфоарсенидов никеля и кобальта.

Сульфидная руда месторождения Даугызтау. Рудовмещающие породы – серые и темно-серые алевролиты с примесью углеродистого вещества. Текстура руды тонковкрапленная, мелкозернистая (рис. 7). Минералогическое исследование руды средней пробы, продуктов обогащения, прозрачных и полированных шлифах с использованием различных анализов – спектрального, химического, электронного микронзонда показало, что, хотя в составе руды участвует значительное количество минералов, существенно развиты лишь немногие из них. Так, главными рудными минералами следует считать пирит и арсенопирит (основные золотоносные минералы). В пробе присутствуют также оксиды железа 1-15% (гётит, гидрогётит), образовавшиеся за счет окисления пирита в природных условиях. Нерудная часть представлена, главным образом, кварцем, серицитом, хлоритом, альбитом, карбонатом.

Золото в рудах месторождения Даугызтау имеет форму редких микровключений в сульфидах и окварцованной породе. Однако основная часть его находится в невидимой форме (ультра-дисперсное) в сульфидах.

По данным рационального анализа, кроме сульфидов, незначительную часть золота несут и нерудные породообразующие минералы – кварц, карбонаты и др. Изредка встречаются золотинок угловатой формы размером 2×5 мкм, приуроченные к трещинкам кварца и серицита в метасоматитах.

Серебро, как сопутствующий элемент, входит в состав блеклой руды – фрейбергита, сульфосолей свинца – джемсонита и сложных сульфосолей Pb, Fe-Sb. Возможно, серебро входит как элемент-примесь и в состав кластерного золота.

Пирит – самый широко распространенный рудный минерал. Содержание его 4,5-4,9%. Он равномерно распределяется в алевролитах и сланцах. В незначительных количествах находится и в кварцевых, кварц-карбонатных прожилках. Текстура вкрапленная и частично прожилково-вкрапленная. Структура идиоморфнозернистая. В пробе присутствуют две раз-



Рис. 7. Тонковкрапленная текстура сульфидов в алевролите. Месторождение Даугызтау.

новидности пирита: а) крупные – катаклазированные зерна размером 0,1-1,5 мм, занимающие незначительную часть; б) идиоморфные – хорошо кристаллизованные зерна кубических и пентагондодекаэдрических форм размером от 0,01-0,5 мм, составляющие основную массу. Для пирита месторождения Даугызтау характерно наличие разнообразных сростков с арсенопиритом. Границы сростаний сложные. Наблюдались залечивания катаклазированных трещин пирита микропрожилками антимонита. Обломочные зерна пирита часто образуют сростки и с нерудными минералами. Пирит часто имеет тонкие включения и выделения халькопирита, сфалерита, блеклой руды, фрейбергита, сульфосолей свинца – джемсонита, буланжерита и арсенопирита.

В пробе сульфиды подвержены частичному окислению, в процессе которого пирит также частично замещается гётитом, гидрогётитом. Видимого золота в пирите не обнаружено. По данным химического атомно-абсорбционного и спектрального (методом просыпки) анализов, в кварцевых прожилках, обогащенных сульфидами, содержание золота достигает 11,4 г/т. В более крупных кристаллах пирита (0,5;-0,25), золота до 20,75 г/т, серебра – 16,0 г/т и мышьяка – 1,81%, Ni, Co, Zn и другие элементы.

Арсенопирит по содержанию намного уступает пириту, находится в виде примесей 0,5- 0,53%. Он также является главным носителем ультра-дисперсного золота. Постоянно сопутствует пириту в виде вкрапленников, небольших гнездообразных и реже прожилковых скоплений. Кристаллы арсенопирита отличаются идиоморфизмом. Преобладающие формы коротко- и тонкопризматические. Реже встречаются толсто- и длиннопризматические кристаллы, подвергнутые катаклазу. Размер зерен от 0,001 до 1,0 мм, преобладает 0,05-0,1 мм.

Золото присутствует в виде наночастиц, видимых включений в арсенопирите не обнаружено. Результаты анализов свидетельствуют, что золото, в основном, связано с сульфидами (пиритом, арсенопиритом). В сульфидном концентрате, содержание золота достигает 21,3 г/т, серебра 17,5 г/т. Наблюдается тенденция, что арсенопирит, в основном, тяготеет к более окварцованным участкам пород.

Антимонит в пробах находится в виде единичных знаков. Минерал приурочен к кварцевым и кварц-карбонатным образованиям. Дает в них маломощные прожилки, гнезда и тонкую неравномерную вкрапленность. Строение агрегатов радиально-лучистое, из игольчатых и прожилковое. Границы сростаний антимонита с вмещающими кварц-карбонатами неровные. Размер мономинеральных выделений, в основном, тонкокристаллический. В пирите антимонит ведет себя как минерал, залечивающий трещины катаклаза. Спектральный анализ показал высокое (до 1%) содержание в образцах сурьмы.

Сульфосоли свинца (джемсонит и буланжерит) встречались в виде единичных зерен и тонких включений в пирите размером не выше 2-3 мкм. Из этих двух минералов чаще отмечается джемсонит. Также встречаются сростки джемсонита с галенитом (замещая последний по периферии зерен). Содержание серебра в джемсоните по данным электронного микроскопа составляет 6-9%.

Блеклая руда отмечена в виде единичных зерен. Очень редкие выделения неправильных форм размером 0,01-0,05 мм находятся в кварце. Минерал образует сростки с пиритом, сфалеритом, халькопиритом. В виде микровключений чаще находится в

пирите. Блеклая руда представлена фрейбергитом и тетраэдритом. Содержание серебра в них от 3 до 12%.

Халькопирит встречается в виде единичных зерен в кварц-карбонатных прожилках и включений в пирите.

Сфалерит находится в виде единичных зерен включений в пирите.

Галенит встречается в кварц-карбонатных прожилках в виде зерен микронных размеров – 1-3 мкм, по периферии замещается джемсонитом.

Гидрооксиды железа представлены, в основном, гётитом-гидрогётитом. Содержание их в пробе 1-1,5%. Гётит-гидрогётит дают смесь с оксидами марганца – пиролюзитом и ярозитом. Они, как известно, в основном, образовались за счет окисления пирита. Процесс окисления в руде прошел неравномерно, поэтому степень окисления сульфидов также неполная. Преобладают частичные замещения пирита гидрооксидами железа, которые образуют каймы вокруг пирита, развиваются по катаклазированным трещинам последнего. На поверхности образцов развиты более рыхлые и порошкообразные разности минералов от желтого до коричневато-бурой окраски.

Породообразующие минералы рудных тел месторождения Даугызтау представлены кварцем, серицитом, хлоритом, карбонатами, полевыми шпатами и углистым веществом.

Кварц встречается в трех генетических типах: а) обломочный и зернистый в составе осадочно-терригенных пород; б) метаморфогенный – в виде послойных прожилков и линз в метаморфизованных алевролитах; в) гидротермальный в виде секущих прожилков и гнезд сульфидами в гидротермально проработанных породах.

Так же, как и на месторождении Кокпатас, гидротермальный кварц распространен незначительно и не играет существенной роли в распределении золотой минерализации. Имеющиеся на месторождении поздние кварцевые жилы несут бедную минерализацию в виде антимонита, сфалерита, галенита. В окварцованных серицитизированных породах установлены единичные редкие золотинки микронных размеров. С золотоносными сульфидами (пиритом и арсенопиритом) связан только метасоматический кварц, не имеющий значительного развития в рудных телах.

Серицит один из главных нерудных минералов, связан с гидротермальным преобразованием полевых шпатов в алевролитах. Серицит образует мелкочешуйчатые скопления по слоистости пород. Наблюдается тенденция нарастания скопления пирита и арсенопирита в зонах развития серитизации. В ассоциации с серицитом обычно находится карбонат – доломит, кварц.

Карбонаты представлены доломитом и кальцитом. Доломит составляет в средней пробе 2%, кальцит 1,5%. Оба минерала образуют округлые зерна и прожилки в метасоматитах. Доломит наблюдается двух типов: мелкозернистый в сростках с серицитом с вкрапленностью поздних сульфидов: антимонита, сфалерита, галенита, пирита. Прожилки кальцита не содержат рудную минерализацию и являются более поздними образованиями.

Хлорит образует единичные чешуйки в ассоциации с углеродистым веществом. В средней пробе составляет 7%.

Альбит составляет в метасоматитах до 5,5%. Образует удлиненные мелкие (0,01-0,02 мм) кристаллы.

Акцессорные минералы в рудах месторождения Даугызтау представлены апатитом, цирконом, монацитом и рутилом и образуют неравномерную вкрапленность в рудовмещающих метасоматитах. Апатит образует мелкие зерна в березитах. Монацит – фосфат редких земель. Встречается в виде единичных зерен в метасоматитах кварц-серицитового состава. С монацитом связано содержание в руде Ce, La, Nd и др. Рутил – TiO_2 встречается чаще других акцессорных минералов, является носителем титана и может представлять практический интерес.

Силикат свинца по степени распространения можно отнести к акцессорным минералам, а по генезису – к вторичным зоны окисления. Наблюдается в виде единичных зерен, образовался за счет окисления галенита.

Углеродистое вещество встречается в алевролитах в количестве 0,1-0,2%, распределяется послойно в алевролитах, сохраняется и в кварц-серицитовом метасоматите с вкрапленностью пирита и арсенопирита.

Таким образом, проба представлена золото-сульфидно-мышьяковистой рудой, слабо затронутой процессами природного окисления, золотоносность которой обусловлена в основном присутствием сульфидов (пирит, арсенопирит), содержащих золото в тонкодисперсном состоянии, и, в меньшей степени, – микронного самородного золота. Установлено, что серебро входит в состав золотин, блеклой руды и сульфосолей свинца.

В руде содержится 4,9% пирита и 0,54% арсенопирита, а также присутствуют антимонит и микровключения галенита, блеклой руды, сульфосоли свинца, халькопирита, сфалерита, сульфоарсенидов никеля и кобальта, циркон, апатит, редкоземельные минералы (монацит). Руды месторождения Даугызтау отличаются от кокпатасских меньшим содержанием арсенопирита.

Выводы по главе I

1. Основными рудоконтролирующими факторами, влияющими на размещение золото-сульфидного оруденения на месторождениях Кокпатас и Даугызтау являются структурный, магматический и литологический.

2. Основная золотопродуктивная на исследуемых месторождениях – золото-пирит-арсенопиритовая ассоциация. Золото в тонкодисперсной форме концентрируется в пирите и арсенопирите. Минеральный состав руд отличается по соотношению пирита, арсенопирита и основных химических элементов (Fe, S, As, Sb, C и др.).

3. Наличие в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау рассеянных углеродистых образований, состоящих из полужидких спирто-бензолных битумоидов (СББ) и керогена, может оказать блокирующее действие на золото и сульфиды при определенных технологических операциях. Это обусловлено тесной природной ассоциацией углеродистого вещества с золотом и сульфидами, а также образованием вторичных (техногенных) покрытий на поверхности минералов. Также установлено, что пробы руды примерно одинаковы по степени окисления, характеру золотой минерализации, формам нахождения золота и факторам, вызывающим их технологическую упорность. В связи с этим сульфидные руды месторождений могут перерабатываться по единой технологии, но необходимо применение специальных химико-металлургических методов вскрытия золота.

ГЛАВА II. ИССЛЕДОВАНИЕ МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПЕРЕРАБОТКИ ЗОЛОТОСУЛЬФИДНЫХ РУД

Классификация упорных руд и общие принципы их переработки

В течение последних двух-трех десятилетий неуклонно уменьшается доля золота, извлекаемого из простых в технологическом отношении золотых руд, успешная переработка которых возможна по традиционным методам. Одновременно возрастает доля золота, извлекаемого из таких руд, эффективная обработка которых требует значительно более сложных и развитых схем, включающих операции гравитационного обогащения, флотации, обжига, плавки, выщелачивания и т. д. Золотосодержащие руды и концентраты, обработка которых в обычных условиях цианистого процесса не обеспечивает достаточно высокого извлечения золота или сопровождается повышенными затратами на отдельные технологические операции, называются упорными. Руды удовлетворительно обрабатываются цианистым процессом, если при этом:

а) извлечение золота в раствор составляет не ниже 90% при содержании золота в отвальных хвостах цианирования не свыше 0,5-1,0 г/т;

б) достаточно измельчение руды перед цианированием до крупности 80-90% класса -0,074 мм;

в) высокое извлечение золота достигается при перемешивании цианистой пульпы в течении не более 24 ч;

г) можно осадить золото из растворов стандартным способом – цементацией цинковой пылью (степень осаждения не ниже 95-97%);

д) цианистые пульпы относительно легко сгущаются и фильтруются;

е) расход цианида не превышает 0,5-1,0 кг на 1 т руды.

Эти требования обычно удовлетворяют кварцевые руды с небольшим содержанием сульфидных и окисленных соединений железа, золото в которых находится в свободном виде. Все остальные руды в той или иной степени упорны и требуют применения специальных методов переработки.

Сульфидная руда является высокоупорной вследствие тонкой вкрапленности золота в сульфидах. При измельчении этой руды золото вскрывается лишь в незначительной степени, поэтому извлечение его при цианировании низкое.

Упорность золотосодержащих руд может быть вызвана различными причинами. В соответствии с этим схемы переработки упорных руд отличаются большим разнообразием. Часто встречаются такие руды, упорность которых обусловлена не одной, а двумя или большим числом причин. В этом случае технологические схемы носят, как правило, комбинированный характер, позволяющий по возможности устранить все причины недоизвлечения золота.

Авторы работы (Меретуков, Санакулов и др., 2014; Захаров, Меретуков, 2013) предложили классификацию упорных золотосодержащих руд, выделив четыре группы (рис. 8, по В.В.Лодейщикову).

К группе А отнесены легкоцианируемые руды, не вызывающие осложнений и перерабатываемые по стандартной технологии.

Группу В составляют руды с тонковкрапленным золотом, физически недоступным для контакта с цианидными растворами.

В группу В включены руды, содержащие цианисиды, т. е. потребляющие при своем растворении цианиды, превращая последние в неактивные формы, а также минералы, способствующие образованию пленок на поверхности золота при цианировании.

Группа Г включает вещества органического и неорганического происхождения, обладающие заметной сорбционной способностью по отношению к растворенному золоту.

Эти группы, в свою очередь, разделены на подгруппы, характеризующие конкретные причины упорности. Так, к группе В отнесены руды, содержащие золото, тонковкрапленное в кварце (B_S), сульфидах железа ($B_{S(Fe)}$), сульфидах цветных металлов ($B_{S(Mn)}$), гидроксидах железа ($B_{ок(Fe)}$), гидроарсенатах железа ($B_{ок(As)}$), оксидах марганца ($B_{ок(Mn)}$) и т.д. Руды, относящиеся к группе В, включают сурьмянистые (B_{Sb}), медистые (B_{Cu}) и пирротинсодержащие (B_{FeS}). К группе Г отнесены углеродистые ($Г_{угл}$) и глинистые ($Г_{гл}$) руды.

К причинам, обуславливающим упорность золотосодержащих руд (тонкая вкрапленность золота, наличие природных органических сорбентов, теллуридов, цианидов, глинистых минералов и др.), в настоящее время относят и различные формы состояния золота в рудах, включающие его минералы, твердые растворы, кластеры (< 5 нм), коллоиды (> 5 нм) и поверхностные образования.

Любое из этих состояний золота может определить его недоизвлечение при растворении или повышенный расход реагентов. Так, наличие свободного крупного золота может резко увеличить время, необходимое для его полного растворения, субмикроскопическое золото может быть недоступно для цианидного раствора, а такие минералы, как арсенопирит, пирротин, сульфиды меди, стибнит, реальгар и аурипигмент, активно потребляют цианид и/или кислород. Свой вклад в недоизвлечение золота при использовании стандартного цианидного процесса вносят: сорбционно-активные и глинистые составляющие руды (почв), депрессоры растворения и др.

Наличие в рудах тонковкрапленного золота является одной из главных причин технологической упорности золоторудного сырья. Имеется в виду, что минералы – носители тонковкрапленного золота должны обладать плотной механической структурой, абсолютно непроницаемой для цианистых растворов. Именно совокупность двух факторов: плотность структуры минеральных зерен плюс дисперсность заключенного в них золота и обуславливают технологическую упорность золотых руд и концентратов в гидрометаллургическом процессе.



Рис. 8. Классификация золотых руд по степени и характеру их технологической упорности.

Основываясь на данных электронно-микроскопических исследований рудных минералов установлено, что золото в сульфидах, в частности, в естественных и синтезированных пиритах присутствует исключительно в виде механической примеси, причем размер металлических включений золота в пиритах может достигать величины $1 \cdot 10^{-2}$ мкм. Установленный в работе (Dianwu Jia и др., 1992) размер вкраплений золота в пиритах позволяет отнести их к коллоидным частицам. В значительной степени это присуще и арсенипириту, хотя золотоносность последнего часто объясняется и другими причинами, в частности изоморфным замещением мышьяка золотом в кристаллической решетке FeAsS (вследствие близости физических свойств атомов Au и As) (Rongxiao, 1992) или же присутствием золота в виде сульфида (Коробушкин, 1970; Бадалов), хотя, как считает большинство исследователей (Петровская, 1973), последнее предположение представляется маловероятным.

Кроме того, причинами определяющими упорность руд, могут являться также вмещающие и породообразующие минералы. Если золото входит в состав таких минералов как теллуриды, антимониды и селениды, то упорность обусловлена химической связью золота с другими минералами.

Вмещающими минералами, определяющими упорность руд, могут быть различные сульфиды, силикаты, углеродистое вещество и соединения висмута. Авторами работ (Afenya, 1991; Henley, 1993; Linge, 1991; Marsden, 1993) показано, что блокирование частиц золота тонкого или коллоидного размера этими минералами классифицируют как упорность, вызываемую физическими причинами.

Влияние на упорность руды, которое оказывают породообразующие минералы, проявляется путем «паразитного» реагирования со свободным цианидом и кислородом или за счет адсорбции растворенного золота. Эти минералы могут также пассивировать поверхность золота.

Руды, содержащие минералы-цианисиды и поглотители кислорода, относят к комплексным, большинство из них составляют медно-золотые.

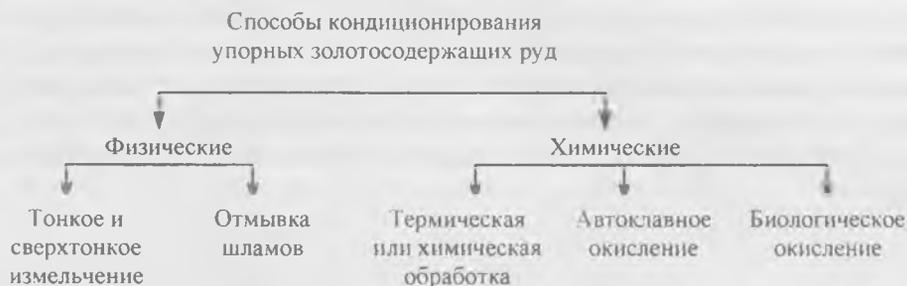
Главными минералами-концентраторами золота в рудах месторождений меди, свинца и цинка являются халькопирит, галенит, сфалерит и пирит. В этих рудах с пиритом часто ассоциировано от половины до двух третей золота. Большинство месторождений упорных медно-золотых руд находится в поверхностной зоне окисления или в зоне гипергенеза; это определяет наличие в рудах таких соединений меди как оксиды, карбонаты и вторичные сульфиды. Растворимость этих минералов в цианидных растворах значительно выше, чем у наиболее обычного для первичных (гипогенных) месторождений халькопирита. Пирротин, наличие которого также является обычным для многих золотосодержащих руд, легко окисляется, активно потребляя кислород из цианидных растворов. Другими минералами, потребляющими цианид, кислород и защитную щелочь, являются арсенипирит, реальгар, аурипигмент и стибнит (наиболее химически активны два последних).

Следует иметь в виду, что руды, представляющие упорный материал для цианирования, очень часто легко подвергаются механическому обогащению. Так, например, золото, ассоциированное с сульфидами, может быть достаточно полно извлечено из руды методом флотации. Медленно растворяющееся в цианиде крупное золото, а

также золото, покрытое всякого рода поверхностями, пленками хорошо извлекается в гравитационные концентраты.

Комбинация гравитационного и флотационного обогащения сложных по составу золотосодержащих руд нередко позволяет получать отвальные хвосты и относительно богатые по золоту концентраты. Однако высокие технологические показатели, достигаемые в процессе механического обогащения золотосодержащих руд, еще не дают основания исключать их из числа упорных. Компоненты, содержащиеся в исходных рудах и способствующие нарушению процесса цианирования, в подавляющем большинстве переходят вместе с золотом в концентраты.

Возможны два подхода к решению проблемы переработки упорного золоторудного сырья. Первый из них предлагает сохранение цианидного процесса в качестве основного метода получения товарной золотосодержащей продукции. Обеспечение показателей извлечения золота в данном случае достигается за счет включения в технологическую схему дополнительных операций:



Другой подход предусматривает использование специальных приемов цианирования или замену цианида другими растворителями, по отношению к которым упорность руды (концентрата) проявляется меньше.

По данным работ (Swash, 1988; Vaughan, 2004), изучение упорных золотосодержащих руд многочисленных месторождений показало, что одной из основных причин недоизвлечения золота при цианировании является наличие частиц субмикронного размера. Так, типичные для Западной Австралии упорные руды часто содержат около 5 г Au/т, 3% пирита и 1% арсенопирита. Если принять, что содержание субмикроскопического золота в пирите и арсенопирите составляет 20 г/т (0,6 г/т руды) и 150 г/т (1,5 г/т руды) соответственно, то упорная часть золота составит 2,1 г/т (42% его общего содержания в руде). По данным работ (Fleet, 1997), для руд карлинского типа наиболее емким по отношению к субмикроскопическому золоту является мелкокристаллический пирит.

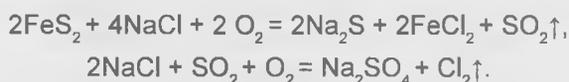
В работах (Afenya, 1976; Radtke, 1970; Kesse, 1985; Nice, 1971; Жучков и др. 1968; Adamson, 1972) приведены данные о рудах ряда месторождений, которые проявляют «двойную» упорность, обусловленную, как правило, наличием субмикронного золота в сульфидах и сорбционно-активного углеродистого вещества. К таким месторождениям относятся Престеа и Обуаси (Гана), Витватерсрэнд (ЮАР), Карлин (CLUAh), Мак-Интайр-Поркьюпайн и Керр-Эддисон (Канада), Бакырчик (Казахстан), Наталкинское, Майское (Россия), Морро-Велью (Бразилия), Вайхи (Новая Зеландия) и Лайзоу (Китай).

Способ переработки золотосодержащих руд и концентратов различными методами выщелачивания

Широко распространенный способ (Рипан, 1972) переработки золотосодержащих руд – цианидное выщелачивание, предназначенное для переработки золота, содержащегося в основном в кварцевой руде. Этот способ неприемлем для большого объема упорных для цианирования золотосодержащих руд.

Упорные золотосодержащие руды перерабатываются другими способами. Одним из них является способ (Лодейщиков, 1968) переработки золотосульфидных руд с использованием азотной кислоты (коллективного растворителя сульфидных минералов), обеспечивающей полное вскрытие золота, ассоциированного с ними. К недостаткам данного способа относятся высокий расход кислоты на разложение рудных компонентов, необходимость применения кислотоупорной аппаратуры, опасность работы с концентрированной кислотой и большое количество вредных сбросов.

Известен также способ переработки сложных по составу сульфидных руд галогенированием, включающий обработку хлоридом натрия исходного материала, предварительного отожженного с целью снижения содержания сульфидной серы до оптимального предела 2-5%, который необходим для образования элементарного хлора по реакциям



Максимальная степень отгонки золота в газовую фазу достигается при 900-1000°C и продолжительности процесса 1,5-2,4 ч.

Оптимальный расход натрия – 10-15% от массы исходного сырья. Выход золота в возгон составляет 97-99%, содержание в остатке 0,6-2 г/т. Последующим водным выщелачиванием хлоридных возгонов золото восстанавливается до металла, а хлориды мышьяка, железа, свинца, цинка и сульфат натрия переходят в фильтрат, который подвергают переработке, представляющей сложный многоступенчатый гидрометаллургический передел.

Суммарное содержание золота и хлорида серебра в нерастворимом остатке (кеке) водного выщелачивания составляет несколько процентов, что позволяет эффективно осуществлять плавку кека на металлическое черное золото. Недостаток этого способа – его многостадийность и сложность, в т. ч. по техническому оснащению, так как реализация способа требует эффективной системы пыле-газоулавливания, газоочистки, переработки золотосодержащих хлористых возгонов, а также многоступенчатой переработки фильтратов, содержащих хлориды тяжелых металлов и мышьяка. При этом способ характеризуется высокой энергоемкостью вследствие того, что процесс хлоридовозгонки связан с необходимостью нагревания большей массы руды до 900-1000°C. Кроме того, способ предназначен для ограниченного круга золотосодержащих материалов, а именно, сложных по составу сульфидных руд.

Известен способ (Мельченко и др., 1998) переработки золотосодержащего сульфидного сырья, который относится к способам переработки минеральных руд, конкретно, к переработке широкого круга золотосодержащего сырья, в т. ч. упорных сульфидных руд.

фидных и глинистых руд, которые не подлежат переработке обычными методами, и может найти применение в технологии извлечения золота.

Упрощение способа и обеспечение возможности замкнутой переработки различных типов золотосодержащего сырья решается за счет того, что в способе переработки золотосодержащего сульфидного сырья, включающем галогенирование, переработку продуктов галогенирования, последующее водное выщелачивание с выделением золотосодержащей фракции, галогенирование осуществляют бифторидом и/или фторидом аммония при массовом отношении сырья к фторирующему агенту 1:1,2 - 1:3,5 и температуре 170-190°C с выделением газообразного аммиака. Полученные продукты фторирования нагревают при температуре 450-650°C с одновременным отводом летучих аммонийсодержащих фторидов, а образовавшийся нелетучий остаток подвергают повторному фторированию при массовом отношении остатка к фторирующему агенту 1:0,3 - 1:0,4 и температуре 150-170°C.

Отличие предлагаемого способа переработки золотосодержащего сырья от известного состоит в использовании в качестве галогенирующего агента бифторида и/или фторида аммония, в результате чего золото при галогенировании остается в нефторированном твердом остатке (в известном способе золото при галогенировании переходит в хлоридный возгон). Это определяет различия и в последующих стадиях переработки и обеспечивает получение при осуществлении предлагаемого способа нового технического результата, заключающегося в следующем:

в отличие от известных способов, направленных на переработку определенного типа золотосодержащего сырья, предлагаемый способ является универсальным, пригодным для переработки любого золотосодержащего сырья с помощью одного реагента;

существенно упрощается способ за счет сокращения числа стадий переработки и уменьшения объемов участвующих в процессах растворов.

Кроме того, способ обладает дополнительными преимуществами: обеспечивает почти 100%-ный оборот галогенирующего агента; способ позволяет получить дополнительно такие высококлассные товарные продукты, как диоксид титана высокой степени чистоты, мелкодисперсный диоксид кремния, сублимированный гексафтор-силикат кремния высокой степени чистоты и легированный оксид железа (охра, сурик); предлагаемый способ является замкнутым и экологически безопасным на всех стадиях. Для осуществления способа используется известное технически несложное и доступное оборудование.

В работе (Целищев и др., 2011) приведены результаты исследования хвостов цианирования с целью повышения извлечения золота, ассоциированного с сульфидами, карбонатами и др., а также вскрытия тонкодисперсного золота современными интенсификационными технологиями, такими как ультразвуковая (УЗ) и магнитно-импульсная обработка (МИО). Изучены химический и минералогический составы хвостов цианирования методами спектрального полуколичественного, химического, фазового, пробирного и рентгеноспектрального микроанализов. Проведены исследования обработки их УЗ и изучен фазовый состав продуктов. Фазовым анализом определены формы нахождения золота в хвостах цианирования после УЗ – обработки и без нее. Показано, что предварительная УЗ-обработка с последующим растворением в

цианистых растворах дает извлечение на уровне 28,8%, что на 12,6% больше, чем без обработки. Изучено влияние УЗ на гранулометрический состав хвостов цианирования. Установлено, что УЗ – обработка хвостов высвобождает мелкое золото при разрушении наименее прочных минеральных агрегатов и поверхностных пленок. Приведены результаты растворения золота в тиомочевинных и цианистых растворах с предварительной МИО. Показано, что такая обработка в основном разрушает более крупный материал. Извлечение золота после предварительной МИО с последующим выщелачиванием в цианистых растворах находится на уровне 27,3%. В качестве сорбента для сорбции золота из цианистых растворов как при УЗ, так и при МИО использована смола AuRiX@100.

Авторами работы (Намазбаев и др., 2014) проводились научно-исследовательские работы по оксихлоридному выщелачиванию золота и серебра из упорных концентратов, полученных при переработке упорных руд месторождений Кызылкумов. Установлено, что при применении данной технологии комплексно извлекаются ценные компоненты с высокими показателями.

Известен способ (Карабасов и др., 2004), который относится к переработке упорных руд и концентратов, содержащих золото. Способ включает обработку их хлором в присутствии воды и комплексообразователя в виде хлорида натрия с переводом золота в раствор, отделение раствора от образовавшегося осадка, промывку осадка водой с образованием промывных вод. Обработке подвергают упорные руды или концентраты с пониженным содержанием золота и урана с дополнительным извлечением урана. При этом обработку ведут хлором в атомарном или молекулярном состоянии. В качестве комплексообразователя берут хлорид или сульфат натрия. Обработку ведут при массовом соотношении Ж:Т, равном (1-1,5):1, в течение 1-2 ч при температуре 20-70°C при одновременном переходе в раствор золота и урана. Использование данного способа упрощает процесс, снижает энергозатраты при сохранении высокой степени извлечения золота и урана из бедных упорных руд и концентратов.

Известен также способ (Совмен, 2004), который относится к гидрометаллургии и обогащению руд, в частности, извлечению цветных, редких и благородных металлов из упорного минерального сырья выщелачиванием, к переработке руд, продуктов обогащения и отходов горно-обогатительных и металлургических производств, в т. ч. концентратов, промпродуктов, хвостов, шлаков, шламов и др.

Способ переработки упорного минерального сырья, содержащего металлы, включает выщелачивание упорного минерального сырья в водном растворе кислоты с концентрацией от 1,8 до 50 г/дм³ активным кислородом в присутствии ионов трехвалентного железа и извлечение металлов из получаемых продуктов выщелачивания, достигается повышение степени извлечения металлов из упорного минерального сырья, сокращение времени выщелачивания, снижение энергетических затрат и повышение экологичности переработки.

Авторами статьи (Емельянов и др., 2012) проводилась сопоставительная оценка вариантов переработки упорных флотоконцентратов. Известно, что при разработке технологических схем извлечения золота из руд и концентратов на многих золотодо-

бывающих предприятиях проводят исследования и сопоставление различных технологий. Для вскрытия упорных золотосодержащих руд и концентратов используются методы сверхтонкого измельчения, окислительного обжига, бактериального и автоклавного окисления.

Проведены лабораторные исследования четырех вариантов технологии переработки трех упорных флотационных концентратов, полученных при обогащении первичных руд крупных золоторудных месторождений Амурской, Читинской областей и Красноярского края. Показано, что метод сверхтонкого помола упорных концентратов не обеспечивает существенного прироста извлечения золота. Окислительный обжиг позволяет повысить извлечение золота при последующем цианировании до 88-93%. Высокое извлечение золота обеспечивает автоклавное окисление, в процессе которого окисляются практически все сульфиды, а также происходит разложение некоторых породообразующих минералов (полевых шпатов). Однако в условиях автоклавного окисления происходит активация углистого вещества. Так, для сорбционно-активных концентратов I и II извлечение золота из продуктов автоклавного и бактериального окисления одинаково, хотя степень окисления сульфидов при автоклавном окислении существенно выше, чем при бактериальном.

Известен также способ (Винокуров, 1998), который относится к хлоридным методам извлечения металлов из руд и может быть использован в цветной металлургии при переработке труднообогатимых руд благородных металлов. Проводят термообработку руды и (или) ее концентрата в присутствии реагента водных хлоридов магния, преимущественно в составе природных минералов и технических солей: бишофита и (или) карналлита и (или) тахгидрита. Шихтовку измельченной руды и (или) ее концентрата с реагентом проводят в соотношении 1 масс. ч. руды к 0,05-3 масс. ч. реагента, а термообработку – при 400-600°C в течение 20-40 мин. Приведены режимы термообработки для руд с различным содержанием сульфидов, а также режимы выщелачивания. Главным достоинством предлагаемого способа является уменьшение количества используемых реагентов, снижение температуры и энергозатрат процесса при обеспечении высокой степени извлечения металлов и повышение экологичности.

Предложен способ (Меретуков и др, 1995), который относится к гидрометаллургическим способам переработки упорных серебро- и золотосодержащих руд, концентратов, шламов, в которых благородные металлы ассоциированы с оксидами марганца, меди, свинца, никеля. Способ заключается в обработке исходного измельченного материала кислотами (соляной, серной, азотной, бромисто-водородной, йодисто-водородной) при введении и/или поддержании суммарной концентрации оксидов марганца в пересчете на двуокись марганца 3-6 масс. % в присутствии комплексообразователя (хлор-ион, бром-ион, йод-ион) при Т:Ж = 4-5 при температуре 343-363 К и времени 30-90 мин с переводом золота и серебра в раствор. Исходный материал, содержащий марганец низших степеней окисления, предварительно обжигают на воздухе при температуре 800-825 К, а при переработке золото- и серебросодержащих материалов с содержанием серебра более 1 кг/т сначала проводят селективное выщелачивание серебра, оставшуюся твердую фазу с концентрацией серебра менее 1 кг/т направляют на гидрометаллургическую обработку. Для упрощения отделения

раствора от твердой фазы в пульпу вводят ионообменные сорбенты. Применение данного способа позволяет снизить энергоемкость, заменить токсичные цианидные реагенты, повысить извлечение золота и серебра из бедных руд и концентратов, совместно с золотом и серебром извлекать металлы платиновой группы.

Также предложен способ (Целищев и др., 2011), который относится к переработке упорных руд и концентратов, содержащих золото. Способ включает обработку их хлором в присутствии воды и комплексообразователя в виде хлорида натрия с переводом золота в раствор, отделение раствора от образовавшегося осадка, промывку осадка водой с образованием промывных вод. Обработке подвергают упорные руды или концентраты с пониженным содержанием золота и урана с дополнительным извлечением урана. При этом обработку ведут хлором в атомарном или в молекулярном состоянии. В качестве комплексообразователя берут хлорид или сульфат натрия. Обработку ведут при массовом соотношении Ж:Т, равном (1-1,5):1, в течение 1-2 ч при температуре 20-70°C при одновременном переходе в раствор золота и урана. Применение данного способа сопровождается упрощением процесса, снижением энергозатрат при сохранении высокой степени извлечения золота и урана из бедных упорных руд и концентратов.

Авторами работ (Тамбиев П.Г., Голик В.И.) приведены результаты исследования электрохимического метода извлечения золота из упорных сульфидных руд, с получением новых зависимостей, развивающих известные представления о переработке такого сырья. Охарактеризована необходимость конверсии производства на альтернативные технологии извлечения металлов из упорных для переработки сульфидных руд. Установлено, что электрохимическое хлорное окисление упорных сульфидных руд в электрохимическом аппарате в суспензии и пульпе, по сравнению с обработкой сульфидов в виде анодных блоков, значительно ускоряет процесс разложения сульфидных минералов. Рекомендовано распульповывать измельченную сульфидную руду в хлоридном водном растворе (электролите, содержащем хлор-ион) и обрабатывать постоянным электрическим током. Доказано, что перенапряжение для выделения водорода находится в логарифмической зависимости от плотности тока. Рекомендованы параметры раствора для реализации процесса электрохимического разложения сульфидов. Показано, что использование электрохимического метода извлечения золота из упорных сульфидных руд обеспечивает комплексный эколого-экономический эффект.

В работах (Санакулов, 2014; Лодейщиков, 1987) приведен и обобщен мировой опыт глубокой переработки упорных комплексных руд благородных металлов, обеспечивающий получение готовой продукции, конкурентоспособной как по технологическим, экономическим, так и экологическим критериям. В зависимости от минерального, вещественного состава и морфометрических свойств руд, продуктов и отходов обогащения экономически обоснованы методы вскрытия золотосодержащих сульфидов: тонкое измельчение, автоклавное, химическое и биогидрометаллургическое окисление, низкотемпературный обжиг, воздействие мощных электромагнитных импульсов. Приведены результаты промышленной реализации за рубежом технологии вскрытия упорных золотосодержащих руд.

Обзор опыта внедрения технологии кучного выщелачивания по переработке золотосодержащих руд

Горно-рудное управление США в 1969 г. сообщило, что компанией Carlin Gold Mining на золоторудном месторождении Carlin Trand (шт. Невада) проведены крупные полевые эксперименты по кучному выщелачиванию (КВ) золота (Деменьев, 2004). Выщелачивание осуществляли цианистыми растворами из руды с содержанием 2 г/т Au, дробленной до крупности -25 мм. Характер руды – известковые сланцы, золото в руде тонкое. Извлечение составило 80% за 11 сут выщелачивания и 90% за 21 сут при плотности орошения от 1000 до 4000 л/(м²-сут). Эффективное растворение золота с минимальным расходом цианида и извести достигнуто при концентрации в растворах цианида около 1 г/л и pH 10-11. В процессе фильтрации цианистого раствора через слой руды в 3,6 м не происходило заметного снижения содержания в нем растворенного кислорода. По мнению Горного бюро, КВ можно успешно применять на бедных рудах, переработка которых по фабричной технологии нерентабельна.

В более поздней (1973 г.) информации сообщалось, что на руднике Carlin руду дробят до крупности -18,6 мм, сваливают на асфальтовую площадку и обрабатывают цианистыми растворами в течение 8 сут. Промытые хвосты выщелачивания убирают погрузчиком в хвостохранилище. На каждой из имеющихся четырех асфальтовых площадок укладывают по 1400 т руды. В сезон с апреля по октябрь перерабатывают по 10000 т руды в месяц с извлечением золота на уровне 70%.

Первая крупномасштабная отработка КВ золотосодержащей руды проведена в шт. Невада компанией Cortez Gold Mines, осуществляющей КВ бедных руд наряду с фабричной переработкой кондиционных руд. КВ подвергают половину добываемых руд. К разработке технологии извлечения золота из бедных руд компания приступила в 1969 г. Полупромышленные испытания показали, что руды пригодны для КВ. Промышленную отработку КВ окисленной руды месторождения Cortez начали в 1971 г., а в 1973 г. компания приступила к разработке близлежащего месторождения песчано-глинистых руд Gold Acres с переработкой бедных руд КВ, высокосортных – на обогатительной фабрике. На месторождении Gold Acres извлечение золота из более богатых, чем на Cortez, растворов стали осуществлять сорбцией на активированный уголь из скорлупы кокосовых орехов (марка CP-4VI), в то время как на Cortez применяли цинковое осаждение.

С целью выявления и оконтуривания рудных зон, сортировки руды на богатую (для фабрики) и бедную (для КВ) фракции на месте экскаваторной выемки осуществляется экспресс-анализ горстевых проб в передвижной лаборатории. На КВ направляли руды с содержанием золота: 0,5-1,2 г/т на месторождении Cortez и 0,5-1,6 г/т – на Gold Acres.

Руду с карьеров перевозили 35-тонными самосвалами на расстояние 1,6 км на непроницаемое основание, подготовленное на местности с уклоном приблизительно 5°. Такой уклон считается оптимальным для стока раствора. Подготовка площадки для выщелачивания включала удаление растительного слоя, нивелирование, уплотнение основания с использованием роликового виброуплотнителя. Материалом для

гидроизоляции основания служили глинистый ил или шламистые хвосты обогащения, перевозимые 110-тонными самосвалами. Глинистый ил состоял на 60% из класса -0,07 мм и при 90%-ом уплотнении проницаемость его составляла ~0,1 см в сутки. Шламистые хвосты состояли на 80% из класса -0,07 мм и при 91%-ом уплотнении проницаемость их была 0,06 см в сутки. Материал укладывали слоями толщиной 5,0-6,5 см, увлажняли до необходимой влажности и уплотняли самоходной вибромашинной Bros. Контроль уплотнения осуществляли с помощью портативно-го пробника Campbell Pacific модели А. Укладывали слои до толщины основания 37,5 см. Необходимая толщина является функцией скорости просачивания и продолжительности выщелачивания.

На основание укладывали слой крупного гравия крупностью 7-10 см для создания пористой среды, через который просачивающиеся растворы могли бы дренировать под кучей к траншее. Кроме того, гравий защищал основание от возможных повреждений при разгрузке самосвалов. В случае укладки некачественного гравия при дождевых потоках, проникающих вглубь кучи, из-под нее дренирует неосветленный раствор. По траншее, выложенной бутиловой резиной или гипалоном (Hypalon) толщиной 30 мм, раствор выщелачивания поступает в коллектор, откуда по стальной или асбестоцементной трубе перемещается самотеком в сборник продуктивных растворов. Площадка для сборника подготавливается аналогично площадке под кучу.

На основании экспериментов с различной высотой отсыпки куч (3,0; 6,1 и 9,1 м) для руд месторождения Gold Acres была выбрана высота 6,1 м. Руду (без дробления) отсыпали на эту высоту в один слой. Размеры основания кучи 107×137 м. При уклоне 2,5° куча высотой 6 м содержит около 170000 т руды. На Gold Acres переработано в общей сложности 2,2 млн. т, на Cortez - 2,8 млн. т руды с минимальным (от 0,5 до 1,2-1,6 г/т) содержанием золота в течение первых 3 и 5 лет добычи металла КВ. Поверхность кучи перед выщелачиванием планировали бульдозером D8Cat с рыхлителем на 75 см. Уплотненную поверхность куч периодически разрыхляли и в процессе выщелачивания. Твердая скальная порода на месторождении Cortez выщелачивалась в кучах высотой 6 и 9 м. Нарращивание рудного штабеля поверх выщелоченной руды обеспечивало лучшее извлечение золота, чем на Gold Acres в аналогичных условиях, но извлечение при этом было все-таки ниже, чем при укладке в один слой. Выщелачивание кучи высотой 18,2 м в один слой на Cortez приводило к более низким показателям вследствие перераспределения золота в нижележащие слои.

Растворы для выщелачивания на поверхность куч перекачивали из сорбционного отделения фабрики по стальной трубе диаметром 15 см. Орошение производили пластиковыми оросителями Armstrong с соплами 0,3 см, установленными на расстоянии 15 м. Обычно выщелачиванию подвергали три штабеля, причем третий выщелачивали периодически для поддержания средней скорости потока растворов. Среднегодовые потери воды от испарения составляли 30%. Свежая вода на Gold Acres была плохого качества и вызывала образование осадка в трубах. С целью кондиционирования воды до нормы ее отстаивали в больших прудах. В пруд со свежей водой добавляли гидроксид натрия, закупаемый в виде 50% раствора. Компоненты, растворенные в жесткой воде, осаждались на дно и проблемы осадкообразования в трубах устранялись.

Выщелачивающий раствор имел pH 10,5 за счет введения каустической соды (NaOH). Крепкий раствор цианистого натрия (15%) и реагент для обработки воды Бароид S-35 (S-35 Baroid) позировали в оборотные растворы и подавали насосом по трубопроводу на выщелачивание. Концентрация цианистого натрия в выщелачивающем растворе составляла 0,3 г/л. Расход реагентов на Gold Acres составлял в среднем 214 г NaCN и 186 г NaOH на 1 т руды.

Производство золота КВ контролировали опробованием рудного материала и растворов. Качество руды, уложенной в кучу, определяли по данным анализа проб из взрывных скважин и горстевых проб, отобранных на месте экскаваторной выемки. Этой информации достаточно для определения степени извлечения золота. Среднее извлечение из глинистой руды Gold Acres составило 50% при продолжительности выщелачивания 90 сут, извлечение из крупнокусковой руды на Cortez – 65%.

На фабрике Cortez, имевшей узел цинкового осаждения, растворы кучного выщелачивания объединяли с богатым фабричным раствором с целью извлечения из них золота в аппаратах Меррилл-Кроу. Когда производительность фабрики Cortez уменьшилась вследствие снижения запасов руды, была внедрена четырехступенчатая угольная сорбция в колоннах диаметром 152 см. Десорбцию золота и реактивацию угля стали осуществлять на фабрике Gold Acres. Десорбцию проводили горячей каустической содой под давлением в автоклавах. Золото из элюатов извлекали электролизом.

Приемлемое извлечение золота на Cortez и Gold Acres достигается на руде забойной крупности без ее предварительного дробления.

Первые работы по КВ золота на территории СНГ проведены институтом «Иргиредмет» в период 1970-1975 гг., вначале на золотоносных песках (пос. Б.Коты, Иркутская область), затем на рудах и хвостах обогащения (пос. Лебединый и Ниж. Куранах, Якутия; пос. Табошары, Таджикистан) (Минеев, 1997). Финансирование исследовательских работ по кучному цианистому выщелачиванию осуществлялось слабо, периодически, что сдерживало интенсивность и результативность научных разработок, затягивало процесс промышленного внедрения новой технологии. Проблемы освоения КВ золота в тот период решались, в основном, специалистами институтов «Иргиредмет» и «ВНИПИгорцветмет» при участии в организации проведения испытаний предприятий Всесоюзного производственного объединения «Союззолото» (Деменьтев, 1998). Проектирование первых опытных установок КВ золота осуществлял институт «ВНИИПРОзолото».

Проект Куранахской опытно-промышленной установки КВ годовой производительностью 8000 т руды забойной крупности (-250+0 мм) был выполнен в 1975 г. В течение летних сезонов 1974-1977 гг. Иргиредметом совместно с комбинатом «Алданзолото» проведена серия полевых испытаний на забалансовом песчано-глинистом сырье Куранахского рудного поля (лежалые хвосты эфельных отвалов, руды месторождений «Центральное» и «Дэлбе»). Схема испытаний включала подготовку площадки, сооружение гидронепроницаемого основания, формирование штабеля массой от 100 до 2500 т золотосодержащего сырья, выщелачивание цианистыми растворами, сорбцию на анионообменную смолу или активированный уголь с последующей переработкой насыщенного сорбента на ближайшей золотоизвлекающей фабрике – Лебединской или Куранахской.

В РЭП «Таджикзолото» (пос. Табошары) Иргиредметом в 1978 г. проведены полевые испытания выщелачивания золота из кварцевой руды с исходным содержанием металла 2,8 г/т на куче массой 200 т (Минеев, 1997).

На Кочкарском руднике (производственное объединение «Южуралзолото») по разработкам ВНИПИгорцветмета с середины 1970-х годов XX в. в течение 5 лет осуществлялась опытная отработка КВ дробленых до крупности -20 мм забалансовых руд Кочкарского месторождения. Рудные штабели укладывали на двух бетонных площадках многоразового использования, сооруженных поочередно в 1975 и 1976 гг. Золото выщелачивали цианистыми растворами и из продуктивных растворов извлекали на ФЗЦО им. Артема. Рабочий проект опытно-промышленной установки КВ производительностью 12000 т руды в год был выполнен ВНИПРОЗолото в 1973 г.

Во время опытных работ в 1970-х годах на Кочкаре и Алдане переработано около 70 тыс. т минерального сырья крупностью от -20 до -500 мм. Содержание золота в рудах составляло 1,0-1,5 г/т, извлечение из руды на сорбент – 50-60%. Исследования по кучному выщелачиванию в Иргиредмете выполняли специалисты сектора кучного и подземного выщелачивания, возглавляемого Г.Г.Минеевым, во ВНИПИгорцветмете – под руководством А.А.Рыбальченко. Был выполнен анализ сырьевой базы действующих золотодобывающих предприятий и ряда территориальных геологических Управлений с целью выявления объектов, пригодных к отработке по технологии КВ. Исследованы и испытаны руды 23-х месторождений. На основании полученных данных в 1980 г. составлено ТЭО применения КВ на предприятиях ВПО «Союззолото». Выполненная работа показала технологическую и технико-экономическую эффективность освоения этого процесса на большинстве исследованных сырьевых объектов в различных регионах СССР. Значительный объем работ Иргиредметом выполнен по месторождению «Белая гора» (Хабаровский край), в результате чего разработаны рекомендации для проектирования опытной установки кучного выщелачивания (1981 г.) и рекомендации по технологическому регламенту для ТЭО опытно-промышленной установки производительностью 150 тыс. т руды в год (1987 г.).

Несмотря на эффективность разработанных технологий выщелачивания золота из руд месторождений Алдана, Забайкалья, Дальнего Востока, Таджикистана и других регионов СССР, промышленное освоение кучного выщелачивания на отечественных предприятиях сдерживалось по целому ряду причин, одной из которых являлось преодоление своеобразного «психологического барьера», связанного с использованием высокотоксичных цианистых растворов на открытых площадках.

В 1988 г. с переходом отраслевой науки на хозяйственный расчет работы по КВ золота получили дальнейшее, более конкретное развитие. К этому времени технология КВ была существенно усовершенствована. За счет включения в нее операции окомкования со связующими добавками (портландцемент, известь) появилась возможность успешного выщелачивания глинистого и шламистого сырья. Значительный прогресс был достигнут в методах сооружения штабелей. Применение систем капельного орошения дало возможность осуществлять круглогодичное выщелачивание даже в районах с суровыми климатическими условиями, особенно штабелей большой высоты, в которых лучше сохраняется аккумулированное в летний период тепло (Образцов, 1999).

По результатам экспериментальных исследований и комплексных полупромышленных испытаний, Иргиредметом в конце 1980-х - начале 1990-х годов разработаны технологические регламенты для проектирования промышленных установок КВ золота из руд Макмальского месторождения в Киргизии (1988 г.), Васильковского (1988 г.) и Суздальского (1991 г.) в Казахстане, «Марджанбулак» (Узбекистан, 1993 г.), из руд месторождений России: «Покровское» (1991 г.), «Светлинское» (1992 г.), «Майское» (1993 г.), «Дельмачик» (Северо-восточная и антимонитовая зоны, 1993 г.).

На территории СНГ первая промышленная установка КВ золота введена в эксплуатацию на месторождении «Васильковское» в 1991 г. по разработкам институтов «Иргиредмет» и «КазГИНалмаззолото». Производительность установки 300 тыс. т в год окисленной руды с содержанием Au 2,0 г/т (Образцов, 1999).

В России на руднике «Майский» (Республика Хакасия) в 1994 г. пущена опытно-промышленная установка КВ производительностью 100 тыс. т руды за сезон с содержанием 4,3 г/т Au. Затраты на сооружение установки были полностью окуплены в первый же год ее эксплуатации. Успешное внедрение артелью старателей «Саяны» и ОАО «Иргиредмет» КВ на Майском руднике явилось прорывом этой прогрессивной технологии в золотодобыче России. Новая технология позволила повысить выработку на одного работающего с 0,5-1 кг до 8-9 кг металла за сезон, обеспечила стабильное положение предприятия в условиях кризисного состояния экономики.

По разработанным технологиям промышленные производства кучного выщелачивания золота вслед за рудником «Майский» созданы и освоены на месторождениях: «Чазы-Гол» (Хакасия) – золотодобывающей компанией «Золотая звезда» (до июля 1996 г. – артель старателей «Саяны») в 1997-1998 гг., «Комсомольская залежь» (Хабаровский край) – а/с «Амур» в 1998 г., «Покровское» – ОАО «Рудник Покровский» (1999 г.) и «Бамское» – а/с «Апсакан» (2000 г.) в Амурской области, «Светлинское» (Челябинская область) – ЗАО «Южуралзолото» в 2001 г. и на других объектах. Внедрение и освоение технологий осуществляется с участием специалистов Иргиредмета.

Большинство проектов КВ в Российской Федерации выполнены институтом «Сибгипрозолото» (г. Новосибирск), в т. ч. для месторождений: «Майское» производительностью 100 тыс. т руды в год, «Покровское», «Олимпиада», «Любовь», «Дельмачик», «Рябиновое» (все на 300 тыс. т), «Куранахское рудное поле» (1,5 млн. т). Иргиредметом выполнены ТЭР и проекты КВ для месторождений «Синюхинское» (300 тыс. т руды и хвостов обогащения), «Светлинское» (1000 тыс. т), «Юзик» (30 тыс. т), «Чертово корыто» (200 тыс. т), «Бамское» (120 тыс. т). В настоящее время ведется строительство предприятий КВ на месторождениях: «Чертово корыто», «Амазаркан», «Рябиновое» и на ряде других.

В РФ эксплуатируются также созданные по разработкам МНПО «Полиметалл», ЦНИГРИ и других организаций следующие установки кучного выщелачивания золота: из руд месторождений «Лопуховское» в Алданском районе, «Западно-Озерное» и «Муртыкты» в Республике Башкортостан, «Кировское» в Оренбургской области, Воронцовского месторождения и Сафьяновского рудника в Свердловской области, из эфельных отвалов ОАО «Южуралзолото» в Челябинской области (на последнем объекте работы уже завершены).

Предложенный первоначально для переработки низкосортного сырья процесс КВ благородных металлов, совершенствуясь, со временем стал применяться и для переработки более богатых руд. В золотодобывающей промышленности России, большая часть предприятий которой с 1990-х годов стала убыточной из-за снижавшейся рыночной цены на золото (до 8,7 долл. за грамм в 2000 г.), перспективными объектами для кучного выщелачивания стали являться маломощные месторождения относительно богатых руд. Оработку таких ресурсов возможно осуществлять с использованием мобильных комплексов рудоподготовки, модульных установок по переработке продуктивных растворов.

Вводимые на маломасштабных месторождениях производства кучного цианистого выщелачивания характеризуются наиболее низкими капиталовложениями, минимальными эксплуатационными расходами, невысокой себестоимостью получения золота, удобством обслуживания. Технология КВ наиболее эффективна для переработки минерального и техногенного сырья с мелким золотом, теряемым в той или иной мере при применении традиционных методов обогащения.

Многие преимущества современной технологии кучного выщелачивания золота (и серебра) из рудного сырья определяются спецификой применяемого для этой цели растворителя – цианидов щелочных металлов. По сравнению с другими альтернативными растворителями благородных металлов (тиосульфаты, тиомочевина, хлор-хлоридные и бром-бромидные растворы и т.д.) щелочные цианиды обладают следующими основными достоинствами:

селективностью действия по отношению к золоту и серебру, что определяет очень низкий расход растворителя (десятки и первые сотни граммов на 1 т руды);

возможностью гидрометаллургической переработки руды при обычных температурах;

неагрессивностью цианистых растворов, что позволяет использовать оборудование из относительно дешевых и недефицитных конструкционных материалов.

К сказанному следует добавить удачное сочетание процессов растворения и выделения золота из растворов, простоту аппаратного оформления процессов и возможность создания на этой основе непрерывно действующего производственного цикла, легко поддающегося полной механизации и автоматизации.

К преимуществам цианистого КВ (как это ни странно звучит на первый взгляд) относится его экологичность. Хорошо известно, что применяемые в золотодобывающей промышленности концентрированные цианистые препараты входят в категорию сильнодействующих ядовитых веществ (СДЯВ). Условия их транспортировки, хранения так же, как и условия приготовления из этих препаратов рабочих растворов, оговариваются специальными инструкциями. Это же относится и к правилам обращения с цианистыми растворами. Вместе с тем, многолетний опыт золотодобывающей промышленности и специально проведенные в этом направлении исследования убедительно свидетельствуют о том, что работа с цианистыми растворами менее опасна и для человека, и для окружающей среды, чем работа с другими растворителями (кислоты, щелочи, соли), применяемыми в цветной металлургии.

За более чем 100-летнюю историю существования гидрометаллургии золота создана надежная система преодоления возможных экологических затруднений, связанных с использованием цианистых солей. Сюда можно отнести:

снижение до минимума (сотые доли грамма на литр) концентрации цианидов в рабочих растворах, что на два-три порядка ниже концентрации кислот и щелочей в других гидрометаллургических производствах;

введение в выщелачивающие растворы «защитной» щелочи (известь), предупреждающей возможность гидролиза цианидов и образование опасных для здоровья человека летучих цианистых соединений;

максимальное использование технологических растворов (после выделения из них золота) во внутрифабричном обороте;

полная (т. е. до предельно допустимых концентраций) очистка растворов от простых и комплексных цианидов перед сбросом их в водоемы санитарно-бытового и рыбохозяйственного назначения.

В настоящее время разработаны и применяются в промышленности целый ряд эффективных методов химического, а также биохимического обезвреживания цианосодержащих стоков, обеспечивающих степень очистки от цианидов на уровне 99,99%.

Важно подчеркнуть, что в отличие от других токсичных веществ, содержащихся в сточных водах промышленных предприятий, цианистые соединения в процессе химической очистки разлагаются с образованием газообразных компонентов (аммиак, углекислота), которые не только не вредят, но и, наоборот, стимулируют развитие окружающей флоры и фауны. По этой причине иногда практикуют «естественное» разложение цианидсодержащих стоков в открытых прудах-отстойниках с водонепроницаемым ложем. Под воздействием кислорода воздуха и солнечной радиации значительная часть цианидов распадается на указанные выше компоненты, что позволяет существенно сократить расход реагентов на последующую химическую очистку стоков.

Особую значимость в плане повышения экологической и экономической эффективности работы предприятий, использующих цианистую технологию, приобретают результаты исследований австралийских и российских ученых по изучению поведения цианидов в природной среде и условий естественной деградации цианистых растворов в хвостохранилищах. В частности, установлены интересные закономерности, свидетельствующие о том, что при попадании в почву и грунты растворов, содержащих цианиды и тиоцианаты, возникает естественный биогеологический барьер, препятствующий распространению этих токсичных соединений в подземных горизонтах. В процессе миграции растворов в грунтах содержащиеся в них цианиды и тиоцианаты сорбируются, и жидкая фаза очищается от этих компонентов. Далее сорбированные цианистые соединения разрушаются почвенными и грунтовыми бактериями, окисляются растворенным кислородом до нетоксичных форм. При этом сорбционная способность грунтов восстанавливается. На основании проведенных исследований разработаны математические модели миграции цианосодержащих соединений в подземных горизонтах, позволяющие прогнозировать минимально допустимую глубину очистки сточных вод, сбрасываемых в хвостохранилища, и оптимальный расход обезвреживающих агентов. Отмеченные моменты значительно облегчают решение экологических проблем, связанных с использованием цианидов (как по «фабричной» технологии, так и при кучном выщелачивании).

В 1970-е – начале 1980-х годов по технологии кучного и чанового выщелачивания Иргиредметом исследованы и испытаны руды ряда сырьевых объектов Таджикистана: месторождений Джилау, Апрелевское, Школьное, Кызыл-Чеку, рудника Табошары. В результате выполненных работ выявлены наиболее перспективные объекты – месторождения Джилау и Апрелевское. Исследования по оценке сырьевой базы Казахстана, Кыргызстана, Узбекистана проведены в период с 1987 по 1991 г.

Из 25 месторождений северных районов Казахстана, проанализированных к 1988 г., выделено 5 перспективных для КВ объектов. По результатам исследований и технологических испытаний первоочередными признаны окисленные руды Васильковского месторождения и Мукурской рудной зоны, представленной месторождениями Суздальское, Джерек, Пустынное и др.

Технологический регламент на проектирование установки кучного выщелачивания золота из окисленных руд Васильковского месторождения разработан Иргиредметом и СПКБТ ПО «Каззолото» в 1988 г. Проекты установок нескольких масштабов: первоначально – производительностью 150-300 тыс. т руды в год, в 1995 г. – в объеме 1 млн.т выполнены институтом «КазГИНалмазолото». В мае 1991 г. на Васильковском месторождении впервые на территории СНГ осуществлено промышленное внедрение технологии КВ золота.

Участок КВ расположен в 20 км от г. Кокчетавы на промплощадке (отвал пустых пород) Васильковского ГОКа. Параметры процесса выщелачивания: крупность руды -200 мм, растворитель – цианид натрия, защелачивающие реагенты – известь и гидроксид натрия, продолжительность – до 270 сут. В качестве сорбента растворенного золота используется анионит АМ-2Б. Содержание золота в руде 1,7-2,0 г/т, извлечение в товарную продукцию (катодные осадки) – 54-60%.

За 10 лет работы участка КВ добыто более 4 т катодного золота. Запасы руд, утвержденные для переработки методом КВ, на Васильковском месторождении составляют 61,4 млн. т, из которых на 2000 г. добыто из карьера немногим более 1 млн.т.

Несомненным успехом явилось выделение в качестве сырьевого объекта для кучного выщелачивания Мукурской рудной зоны. Окисленные руды Мукурской зоны оцениваются как сырьевая база для технологии КВ в крупных масштабах.

На площади Мукурской зоны выделено два крупных участка: Центральномукурский, в отводы которого входит месторождение Джерек, и Восточно-Мукурский. На юго-восточном фланге Мукурской зоны на значительной площади в зоне окисления выявлено большое количество золоторудных тел, по содержанию и размерам аналогичных рудным телам Восточно-Мукурского участка. В 1990 г. для Центральномукурского участка произведен подсчет запасов.

Выполненным комплексом исследований и полупромышленных испытаний на сырье месторождений Джерек и Суздальское (последнее расположено вблизи Мукурской рудной зоны) показано, что кучным цианистым выщелачиванием из руд забойной крупности извлекается 67,7 и 68,8% золота; из руд, дробленных до класса -25 мм, – 82,0 и 88,1%. Содержание Аи в рудах указанных месторождений составляет соответственно 2,1 и 1,6 г/т. Из глинистых руд золото также хорошо извлекается в процессе КВ: при содержании в суздальской глинистой руде 3,5 г/т извлечение золота составляет 80-85%.

Технологический регламент на проектирование опытно-промышленной установки для руд Суздальского месторождения и месторождения Джерек выдан Ирриредметом в 1991 г. По рабочему проекту, разработанному австралийской компанией «Ликоподиум», на Суздальском месторождении построено и введено в эксплуатацию золотодобывающее предприятие КВ. Среднее содержание золота в перерабатываемой руде составляет 6,4 г/т, извлечение в раствор – 90%, в товарную продукцию – более 80%.

Ранее месторождения Джерек и Суздальское разрабатывались ГОКом «Алтайзолото» открытым способом. Руду с содержанием золота 4 г/т и выше вывозили на золотоизвлекательные фабрики Урала и Средней Азии, частично реализовывали в качестве флюса. Добытые бедные и забалансовые руды не вовлекались в сферу промышленного производства и складировались. Получение золота на месте добычи по технологии КВ позволяет снизить минимальное промышленное содержание золота с 4 до 1-1,5 г/т, увеличить запасы промышленных руд, снизить себестоимость переработки руды. В пользу организации КВ на месторождениях Мукурской рудной зоны свидетельствует еще ряд существенных факторов:

- наличие в пределах зоны площадок, рельеф которых благоприятен для размещения штабелей кучного выщелачивания;

- широкое развитие в пределах Мукурской зоны мощной (50-80 м) глинистой коры выветривания, являющейся естественным водоупорным горизонтом;

- большая глубина залегания грунтовых вод (25-30 м), которые по своему составу из-за повышенного содержания солей пригодны лишь для технических целей.

Положительными факторами являются также малонаселенность района (засушливая степь и полупустынные участки) и отрицательный водный баланс в весенне-осенний сезон.

По итогам исследований и технологических испытаний Ирриредметом сделан вывод о необходимости освоения сырьевых объектов Мукурской рудной зоны по технологии КВ и целесообразности строительства сразу нескольких площадок вблизи наиболее крупных объектов с единым узлом регенерации насыщенного сорбента и получения золота в виде металла непосредственно на месте добычи.

Отработка кучным выщелачиванием золоторудных месторождений Центральный Мукур и Миялы была начата в 1995 г., месторождения Пустынное – в 1994 г. Окисленные руды месторождения Пустынное в настоящее время перерабатываются с получением сплава Доре ОАО «Горно-рудная компания «АБС-Балхаш». Содержание золота в выщелачиваемой руде составляет 1,4 г/т, производительность установки – 70 тыс. т руды в год и ее предусматривается значительно увеличить.

Предприятие КВ на месторождении Жанан, перерабатывающее окисленные малосульфидные руды (массовая доля сульфидов в руде 5-8%), проработав несколько месяцев в сезоне 1993 г., было законсервировано. Освоение технологии возобновлено в 1995 г.

Во второй половине 1990-х гг. в Казахстане кроме вышеуказанных объектов КВ перерабатывали руду месторождения Акбакай и хвосты обогащения Бестюбинской фабрики. Запущенные в 1998 г. установки КВ на бедном золоторудном сырье месторождений Далабай и Карьерное на данный момент законсервированы. На ко-

нец 2001 г. процесс КВ золота в республике осуществлялся на месторождениях Васильковское, Суздальское, Центральный Мукур, Пустынное, Миялы и Жанан. Перспективными для данной технологии определены окисленные руды месторождений Мизек, Юбилейное и др.

В Среднеазиатском регионе СНГ одним из объектов для применения КВ являются забалансовые руды месторождения Макмал в Кыргызстане. На месторождении в 1985 г. построен Макмальский золотодобывающий комбинат, функционирующий в настоящее время (в 1997 г. на комбинате получено 1,7 т золота). При отработке месторождения открытым способом в отвалы отсыпается ежегодно около 400 тыс. т забалансовых руд, которые, по данным исследований, могут являться сырьевой базой для организации промышленной добычи золота КВ.

По эксплоразведочным работам, на месторождении Макмал выделено три технологических типа забалансовых руд с содержанием золота менее 3,5 г/т: 1) выветрелые давленные серицитизированные граниты (гранитная сыпучка); 2) скальные скарнированные мраморы и скарны; 3) давленные и выветрелые скарнированные породы.

В Иргиредмете в 1988 г. исследованы четыре технологические пробы забалансовых руд, характеризующих сырьевую базу для КВ на Макмальском ЗДК. Содержание золота в пробах – от 1,0 до 2,3 г/т, среднее – 1,6 г/т.

По результатам двух циклов комплексных испытаний технологии КВ золота из усредненной пробы руды (в замкнутом цикле с сорбцией на анионит АМ-2Б и оборотом обеззолоченных растворов) разработан технологический регламент на проектирование опытно-промышленной установки КВ. Производительность установки – 175 тыс.т руды в год. Извлечение золота из руды крупностью -10 мм составляет 65-70 %. Регламент согласован с Макмальским ЗДК и проектной организацией – институтом «ГИНалмаззолото».

Опытно-промышленную установку КВ рекомендовано разместить в районе карьера, исключив тем самым затраты на транспортировку горной массы, а насыщенную золотом смолу направлять за 30 км в регенерационное отделение Макмальской ЗИФ.

Создание промышленных мощностей КВ на Макмальском месторождении позволит существенно увеличить добычу золота и повысить полноту использования природных ресурсов.

В Республике Узбекистан сырьевым объектом для КВ являются забалансовые руды и вскрышные породы Марджанбулакского месторождения (участки Танги и Восточный в Джизакском районе). Ежегодно в отвалы вывозится более 1 млн.т такого сырья. Полупромышленные испытания, проведенные Иргиредметом на месторождении, показали, что из забалансовых руд и вскрышных пород крупностью -300 мм за 16 суток выщелачивания извлекается 54% золота (Прохоренко, 1997).

Установку КВ целесообразно разместить в районе хвостохранилища Марджанбулакской ЗИФ, используя осветленные сливы хвостохранилища в качестве технологических растворов. Извлечение золота из продуктивных растворов предпочтительно осуществлять методом сорбции на анионите АМ-2Б, десорбцию и электролиз – в отделении регенерации Марджанбулакской ЗИФ. Технологический регламент на проектирование промышленной установки годовой производительностью 1,2 млн. т вскрышных пород выдан в 1991 г.

Уникальным сырьевым источником для добычи золота КВ являются забалансовые руды месторождения Мурунтау. Месторождение золото-кварцевое, расположено в Кызылкумском промышленном регионе, открыто в 1958 г. и представляет крупный по размерам штокверк (Тедеев, 1996). Рудовмещающие породы штокверка представлены песчаниками и алевролитами углисто-кварцевого состава, переслаивающимися со слюдисто-кварцевыми, кварц-хлоритовыми и углисто-слюдистыми сланцами. Руды сосредоточены в основном в трех залежах, главный структурный элемент которых – кварцевые жилы, группирующиеся в системы мощностью до 100 м. Рудные залежи по падению прослежены на глубину до 1000 м. Оруденение внутри залежей распределено неравномерно, представлено часто сменяющимися участками кондиционных и некондиционных руд, пустых пород.

В условиях отсутствия естественных границ между рудой и породой, неравномерного распределения рудных тел в горном массиве и золота в рудных телах при реализации открытого способа разработки месторождения образуется значительное количество забалансовых руд. Ориентация на переработку их была принята как перспективное направление в развитии Зарафшанского золотоизвлекательного комплекса. Горная масса с содержанием золота менее 1 г/т относится к породам вскрыши и отдельно не складывается, накапливается в отвалах.

Для переработки кучным выщелачиванием забалансовых руд, накопленных на складах карьера Мурунтау за 25 лет его существования, выделено 220 млн. т руды со средним содержанием золота 1,4 г/т.

Накопленная в отвалах карьера Мурунтау горная масса является сырьем, принципиально пригодным для промышленной переработки с целью получения золота, хотя проектами к использованию не предусматривается. Отвалы пород представляют типичное техногенное месторождение со значительными запасами золота, которые постоянно пополняются за счет пород внутренней вскрыши (Тедеев, 1996).

В отвалах могут быть выделены участки горной массы с содержанием золота 0,5-1,0 г/т и общими запасами 250 млн. т, перерабатывать которую традиционными способами при таком содержании золота в настоящее время экономически не выгодно. Вместе с тем исследованиями установлена экономическая целесообразность переработки пород с содержанием золота 0,53 г/т по технологии КВ. Возможность освоения технологии выщелачивания золота из скальной горной массы позволяет рассматривать отвалы карьера Мурунтау как сырьевую базу, перспективную для добычи золота. Порода предусматривается подвергать радиометрической сортировке с последующим направлением на кучное выщелачивание обогащенной золотом минерализованной массы.

Проведены экспериментальные исследования, в т. ч. крупномасштабные (1776 т руды) опыты, по отработке параметров выщелачивания окисленных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау – крупных сырьевых объектов Кызылкумского региона. Из руд забойной крупности (82% массы представлено классом -50 мм) с содержанием золота 0,9-1,0 г/т извлечение составляет 50-55%. Результаты исследований положены в основу исходных данных для разработки ТЭО освоения месторождения Даугызтау (СП «Амантайтау-Голдфилз»).

Месторождения и рудопроявления Кызылкумского региона (в количестве более сотни) характеризуются относительно низким содержанием золота и значительным выходом забалансового сырья в процессе открытой разработки. В таком сырье, являющемся принципиально пригодным для переработки методом кучного выщелачивания, в Кызылкумском регионе содержится значительное количество золота (Санакулов, 2011).

Минерально-сырьевая база для добычи благородных металлов КВ в Кавказском регионе представлена рядом золоторудных и комплексных золотосодержащих месторождений. К таким месторождениям, в частности, относятся в Грузии – Маднеульское, в Азербайджане – Кедабек, на Северном Кавказе – Радужное.

На Маднеульском ГОКе при проведении вскрышных работ добывается большое количество вторичных золотосодержащих кварцитов. Исследования по установлению возможности извлечения золота различными методами из маднеульских кварцитов проводил Кавказский институт минерального сырья (КИМС) им. А.А.Твалчрелидзе (г. Тбилиси). При оценке применимости метода КВ были получены положительные результаты.

По просьбе КИМСа на предоставленной пробе маднеульских золотосодержащих кварцитов Иргиредметом в 1980 г. проведены исследования процесса выщелачивания благородных металлов. Масса пробы составляла 80 кг. В составе руды, по данным пробирного и химического методов анализа, содержится, г/т: золота 2,0, серебра 12,1 и в %: серы 0,91 (вся сера присутствует в сульфидной форме), мышьяка 0,05, меди 0,03, цинка 0,02; свинец и сурьма не обнаружены.

Судя по полученным результатам исследований (табл. 6), руда может быть переработана по технологии кучного цианистого выщелачивания. За 12 суток из руды крупностью -10 мм извлекается до 70% золота, из руды крупностью -5 мм – 78,8%. Извлечение серебра составляет 26 и 29% соответственно и при увеличении продолжительности процесса, очевидно, должно возрасти. Содержание золота в растворах достигает 5, серебра – 8 мг/л; отношение (масс.) суммы благородных к сумме примесных металлов 0,04. Учитывая наличие в растворах значительных количеств примесных элементов, благородные металлы из продуктивных растворов рекомендовано извлекать по угольно-сорбционной технологии.

Иргиредметом выданы исходные данные для составления ТЭО КВ на установку годовой производительностью 100 тыс. т руды крупностью дробления -10 мм.

Расчетами, выполненными институтом «ГИНалмаззолото», подтверждена эффективность переработки золотосодержащих кварцитов Маднеульского ГОКа по технологии кучного выщелачивания.

В 1997 г. по договору между АО «Маднеули»

Показатели кучного выщелачивания благородных металлов из маднеульских кварцитов

Таблица 6

Крупность руды, мм	Продолжительность обработки*, сут	Извлечение, %		Расход, кг/т		
		Au	Ag	NaCN	CaO	H ₂ O
-25	8	40,6	11,0	0,59	1,0	230
-10		67,7	20,0	0,65	1,2	250
-5		44,7	19,0	0,79	1,0	283
-2		46,2	18,0	0,77	1,0	300
-10	12	69,7	26,0	0,69	1,3	280
-5		78,8	29,0	0,76	1,3	360

Примечание. * Продолжительность выщелачивания (в фильтрационных колоннах), включая водную отмывку.

и австралийской компанией «Кропвуд» вблизи маднеульского карьера построено предприятие КВ проектной производительностью 2 т золота в год. С мая 1997 г. по июнь 2003 г. на нем переработано 8,2 млн.т золотосеребросодержащих кварцитов и в виде сплава Доре получено 348 тыс. унций золота и 146 тыс. унций серебра (Лодейщиков, 1999).

Институтом ВНИИХТ по заказу артели старателей «Тамаша» в 1990-х гг. проведены лабораторные исследования руды месторождения Радужное. Месторождение золото-кварцевой формации, содержание в руде составляет, г/т: золота 5,6, серебра 200. Извлечение золота – на уровне 85%. Разработано ТЭО освоения кучного выщелачивания на предприятии с годовой производительностью 100 тыс. т руды, рекомендовано проведение опытно-промышленных работ.

Кедабекское месторождение более 100 лет служило объектом добычи руды для извлечения из нее меди, золота и серебра. Начиная с 1991 г. институтом «ЮЖЦНИГРИ» (г. Баку) ведутся исследования по переоценке Кедабекского рудного поля. Остаточные запасы сырья в недрах с учетом бедных руд с содержанием меди менее 2,5% составляют более 4 млн. т. Эти руды характеризуются достаточно высоким содержанием золота и серебра. Лежалые хвосты обогащения прошлых лет со средним содержанием золота 2,3 г/т, серебра 27,3 г/т, меди 0,45% также представляют определенный интерес для вторичной переработки. К дополнительным источникам золота, серебра и меди можно отнести и вторичные кварциты, широко развитые в Кедабекском рудном поле.

По результатам выполненных в 1989-1992 гг. лабораторных исследований и полупромышленных испытаний институтом «ЮЖЦНИГРИ» разработана принципиально новая схема кучного выщелачивания руды месторождения «Кедабек», позволяющая с высокой эффективностью извлекать из нее золото. В 1993-1994 гг. НПП «ГЕОТЭП» ВНИИХТ по заказу государственной компании «Азергызыл» разработан рабочий проект строительства на месторождении промышленного предприятия по добыче золота из отвалных руд и вторичных кварцитов. Проектная производительность предприятия кучного выщелачивания – 300 тыс. т руды в год.

Таким образом, анализ опыта переработки золотосодержащих руд методом КВ показывает, что:

- Между эффективностью выщелачивания золота и высотой выщелачиваемого слоя существует вполне определенная функциональная зависимость, что может служить основанием для рационализации технологических параметров этого процесса.
- Управление потоками растворов при кучном выщелачивании достигается использованием в работе штабелей (ячеек), которые работают в постоянном режиме, и ячеек, которые подключаются периодически.
- При использовании «жесткой» воды применяется ее химическая обработка с осаждением солей кальция и магния в специальном бассейне, что позволяет уменьшить влияние примесей на процесс выщелачивания.
- Концентрация цианистого натрия в рабочих растворах достигает 300 мг/л.
- Производительность объектов КВ изменяется от 30 до 1500 тыс. т в год, составляя наиболее часто 200-300 тыс. т.
- Выщелачивание цианидами относительно безопасно в отношении окружающей

среды и человека, поскольку цианиды в естественных условиях разлагаются под действием породы, солнечной радиации и кислорода воздуха, а в производственных процессах относительно легко нейтрализуются.

- Практикуется КВ из руды забойной крупности или раздробленной до класса -10+25 мм.

- Содержание золота в руде при КВ изменяется от 0,5 до 6,4 г/т, а наиболее часто составляет до 1,2 г/т.

- Извлечение золота при КВ из руд забойной крупности достигает 60-70%, а измельченной до крупности -10 мм – 90%.

- Практикуется освоение нескольких объектов, расположенных на расстоянии 30-50 км друг от друга, с использованием общего узла регенерации сорбента и получения товарной продукции.

- При наличии в руде значительного количества сопутствующих элементов в качестве сорбента рекомендуется применять активированный уголь.

Технологические особенности внедрения кучного выщелачивания золотосодержащих забалансовых руд

Сырьевой базой предприятия КВ являются склады забалансовой руды месторождения Мурунтау. Строительство перерабатывающего завода началось в октябре 1993 г. и закончилось в апреле 1995 г., а первое золото было выплавлено в мае 1995 г. За это время было выполнено: земляных работ в объеме 2200 тыс. м³; уложено 15,3 тыс. м³ бетона, 750 тыс. м²; проведено 88 тыс. м трубопроводов и 121 тыс. м кабельных линий энергоснабжения; смонтировано 6,9 тыс. т металлоконструкций и 511 единиц механического оборудования; принято 41 тыс. т различных грузов.

Проведенными исследованиями установлено, что для достижения высоких показателей извлечения золота, забалансовая руда карьера Мурунтау должна быть измельчена до класса -3,25 мм (90%). Такое измельчение руды для КВ на практике применяется относительно редко, поскольку наличие в рудной массе мелкой фракции ухудшает ее фильтрационные свойства, ограничивая тем самым высоту штабеля.

Полученные взаимосвязи степени извлечения золота с крупностью дробления руды были использованы в технико-экономических расчетах для обоснования экономически целесообразной степени извлечения золота (65% при содержании 1,6 г/т и 50% при содержании 1,09 г/т), высоты яруса выщелачиваемой руды (10 м) и плотности орошения штабеля раствором реагента (10 л/м² в час). Результаты исследований были приняты в качестве исходных данных для проектирования предприятия КВ золота.

Наличие в складах различных по технологическим свойствам типов руды с индивидуальными характеристиками по рациональной степени дробления, агломерации и кинетики требуют для получения проектной степени извлечения индивидуального подхода. Этот подход реализуется через разработку склада наклонными слоями высотой от 20 м до 60 м и применение эффективной технологической схемы с высокой степенью усреднения содержания по пути движения рудной массы к рудному штабелю (рис. 9).

Формирование рудного потока по индивидуальным технологическим свойствам позволяет:

подобрать эффективный режим дробления и оптимальные гранулометрические характеристики;

установить и применять оптимальные параметры агломерации для каждого типа руд;

достичь максимальной скорости извлечения золота путем применения соответствующего регламента орошения штабеля;

снизить расход реагентов за счет максимального использования потенциальных возможностей выщелачивающего раствора;

прогнозировать с большой вероятностью выпуск золота.

Площадка для размещения штабеля выщелачиваемой руды (подушка выщелачивания) имеет расчетную вместимость 220 млн. т при проектной высоте штабеля 80 м. В соответствии с первоначальным проектом подушка выщелачивания формировалась в 4 этапа размером по 950×595 м каждый. Общий размер подушки выщелачивания – 950×2225 м. Однако технические сложности привели к тому, что высота штабеля была понижена на 20 м при соответствующем увеличении размеров в плане. Кроме того, организационные изменения обусловили увеличение продолжительности работы предприятия КВ до 2020 г. с расширением сырьевой базы на ~100 млн.т, что требует увеличения вместимости штабеля с рассмотрением различных вариантов расширения подушки выщелачивания. Ситуация осложняется тем, что штабель находится в окружении промышленных объектов основного производства (отвалы, пульпопроводы, х/хранилище, ЛЭП, склад ВВ и т. д.).

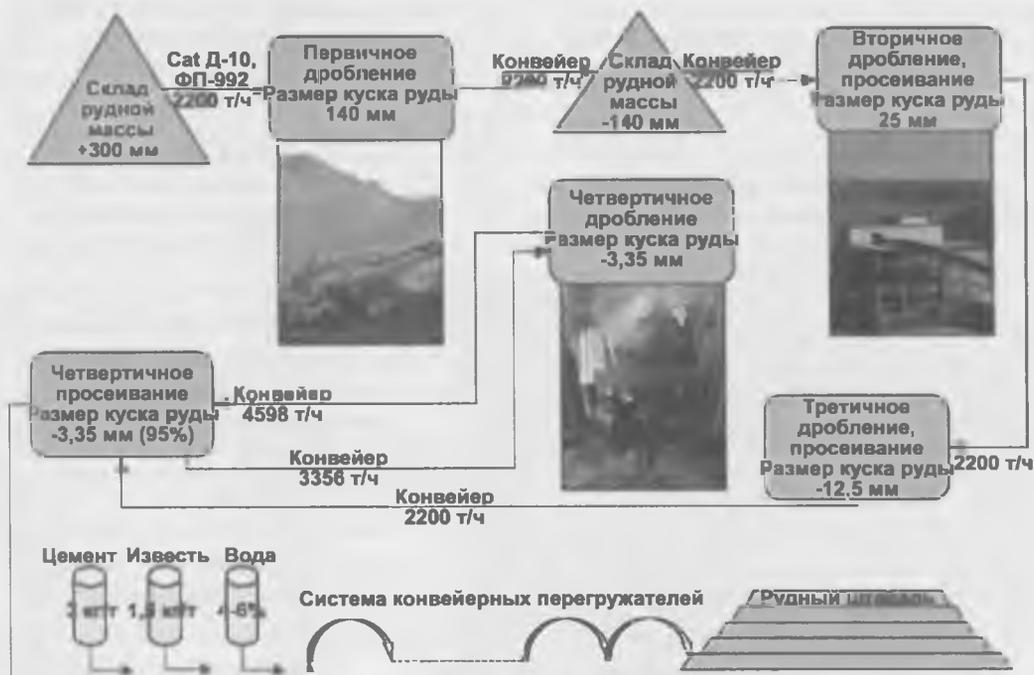


Рис. 9. Технологическая схема движения руды от места разработки до укладки в штабель.

Технология формирования штабеля для выщелачивания руды заключается в следующем (рис. 10). На предварительно подготовленное грунтовое основание укладывается слой глины толщиной 300 мм. Глина уплотняется до достижения необходимой непроницаемости слоя. На поверхность равномерно уложенного слоя глины расстилается полиэтиленовая пленка высокой плотности. Для предохранения от механических повреждений пленка покрывается слоем мелкодробленой руды в несколько десятков сантиметров. Этот слой является основанием для укладки перфорированных дренажных труб диаметром 100 мм. Концы этих труб стыкуются с основным дренажным коллектором диаметром 450 мм, проходящим вдоль всего основания штабеля. Последним верхним слоем основания штабеля является слой из хорошо сортированной породы крупностью не более 50 мм. Этот слой – дренажное покрытие и защищает всю дренажную систему от динамического воздействия работающих механизмов при формировании штабеля. Мощность этого слоя достигает 600 мм, что

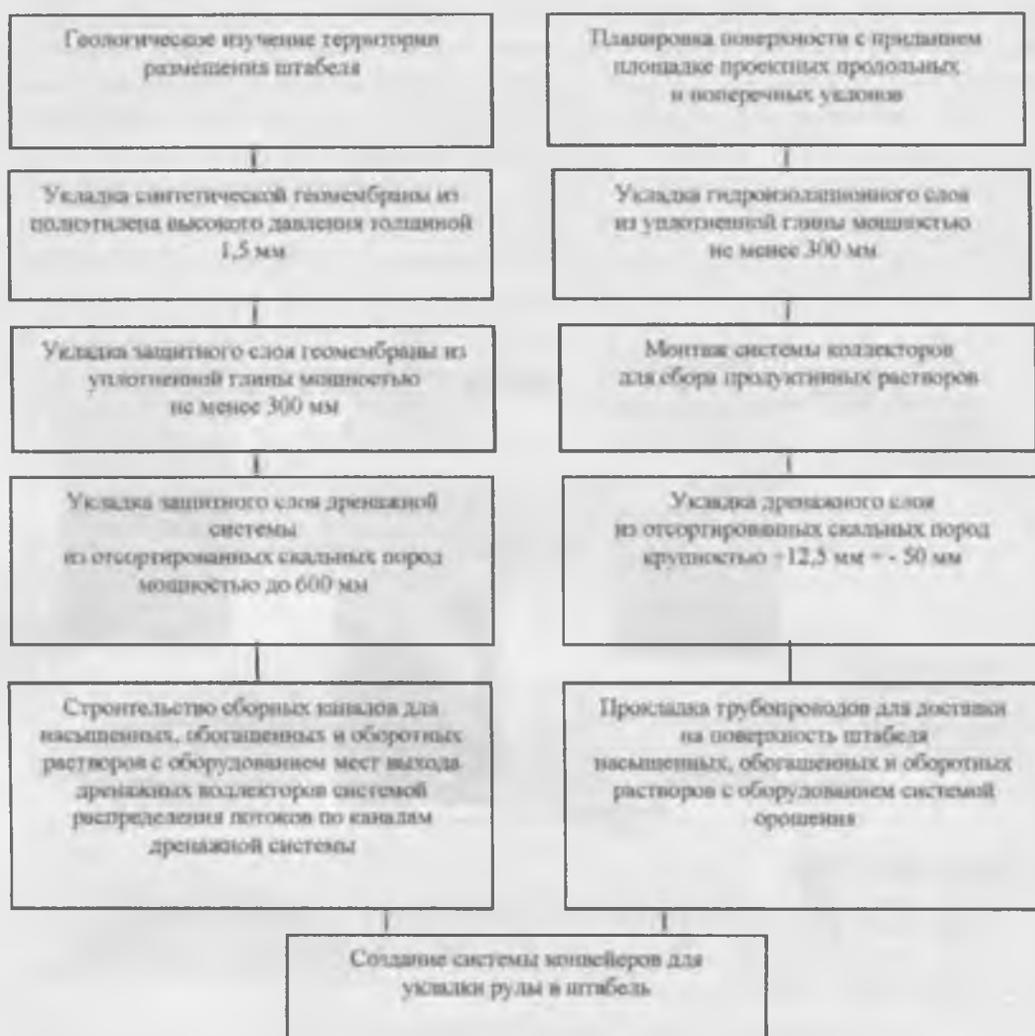


Рис. 10. Технологическая схема формирования подушки выщелачивания дренажной системы.

позволяет распределить нагрузку от конвейеров-перегрузателей и отвалообразователя, предотвратив повреждение дренажных труб при отсыпке первого яруса.

Соблюдение регламента формирования подушки выщелачивания (основания штабеля) является неременным условием применения высокого штабеля, так как уложенная руда остается на месте на весь период существования предприятия.

Укладка руды на подушку выщелачивания производится ярусами с использованием модульных конвейерных систем (длина модуля 30 м) и отвалообразователя. Ширина полосы – 85 м, высота свеженасыпанного яруса – 10,5÷11,0 м. Часть полосы размером 85×100 м называется ячейкой. В каждую ячейку укладывается ~147 тыс.т руды.

По мере формирования яруса на его поверхность укладываются распределительные трубопроводы для подачи выщелачивающего раствора. Каждая ячейка оборудуется регулирующей задвижкой и расходомером. В зависимости от высоты штабеля от 6 до 10 ячеек образуют так называемую панель. Магистральный трубопровод диаметром 250 мм распределяет раствор на поперечную пластиковую трубу диаметром 150 мм, от которой в обе стороны расходятся эмиттерные трубки. Капилляры распределены по сетке 0,8×0,8 м, т.е. из одной точки орошается 0,64 м² поверхности штабеля (рис. 11).

Дренажный слой рудного штабеля устроен так, что продуктивный раствор собирается в дренажные трубы индивидуально для каждой панели. На выходе каждая дренажная труба снабжена расходомером, поэтому имеется возможность определять фактический расход рабочего раствора, выход продуктивного раствора, содержание золота, концентрацию NaCN, pH раствора и другие параметры по каждой панели.

После отсыпки очередного яруса руды система конвейеров и отвалообразователь перемещаются для укладки следующего яруса. Проектом предусмотрена отсыпка восьми ярусов с общей высотой штабеля 80 м.

Производственные операции горно-перерабатывающего комплекса с кучным выщелачиванием золота осуществляются следующим образом. Три бульдозера D10L подают руду в зону работы трех фронтальных погрузчиков D992 (емкость ковша 10,8 м³), которыми она доставляется в приемный бункер щековой дробилки «Нордберг 1560», установленной на самоходном шасси «Локотрэк», где она измельчается до крупности -150 мм. Вибрационный колосниковый грохот, размещенный перед дробилкой, направляет рудную массу кондиционного размера непосредственно на конвейер. Наличие самоходного шасси позволяет размещать дробилку в непосредственной близости от забоя, что повышает эффективность работы оборудования.



Рис. 11. Общий вид системы подачи растворов на поверхность штабеля.

После первой стадии дробления рудная масса системой кон-

вейеров подается на буферный склад из которого она направляется сначала в дробилку второй стадии (стандартная конусная дробилка «Нордберг МР-1000»), а затем в дробилки третьей стадии (две короткоконусные дробилки «Нордберг МР-1000»), где она последовательно измельчается до класса -13 мм. Дробилки работают в открытом цикле, а перед ними установлены грохоты типа «банан» фирмы «Нордберг» для предварительного удаления мелкого материала. Грохоты этого типа характеризуются высокой эффективностью работы при изменяющихся нагрузках. Наличие буферного склада (емкость 41 000 т) между первой и второй стадиями дробления сводит к минимуму простой добычного и перерабатывающего оборудования. Четвертая стадия включает 16 дробилок роторного типа с вертикальным валом, работающих в замкнутом цикле с 14 грохотами типа «банан» фирмы «Нордберг». Здесь руда измельчается до крупности кл. -3,25 мм (94%), соответствующей экономически оптимальному значению для достижения максимального извлечения золота в процессе выщелачивания.

Руду, прошедшую четвертую стадию измельчения, системой конвейеров подают на участок выщелачивания, где она при помощи системы из тридцати самоходных конвейеров и одного отвал образователя-штабелера (стакера) заходками шириной 80 м и высотой 10 м укладывается на подушку выщелачивания. После отсыпки очередного слоя руды система конвейеров и стакер перемещаются для укладки следующего слоя. Проектная высота кучи 80 м (8 слоев высотой по 10 м каждый).

На конвейере, соединяющем четвертую стадию дробления с участком выщелачивания, к измельченной руде добавляют цемент, известь и воду. Цемент связывает мелкие частицы, уменьшает пылевыделение и повышает скорость фильтрации выщелачивающего раствора через руду, одновременно увеличивая устойчивость кучи. Известь используется для регулирования рН раствора, поскольку цианистый натрий разрушается в кислотной среде.

Выщелачивающий раствор через систему трубопроводов и капельные эмиттеры с расходом 7 л/м² в час подается на верхнюю площадку слоя рудного материала. Применение капельного орошения снижает потери воды на испарение и обеспечивает его равномерное распределение по всей поверхности кучи. Раствор просачивается вниз сквозь кучу, растворяя содержащееся в руде золото, и через сеть дренажных труб, проложенных под кучей, по двум каналам самотеком направляется в сборные резервуары. Из сборных резервуаров раствор возвращается на выщелачивание до тех пор, пока концентрация золота не достигнет уровня, достаточного для его эффективного извлечения.

Насыщенный раствор пропускается через фильтрующие элементы для удаления взвесей, а затем подвергается вакуумной деаэрации в двух башнях для удаления кислорода. После этого к раствору добавляется цинковая пыль и азотно-кислый свинец (нитрат свинца), в результате чего золото и другие металлы, соединяясь с цинком, осаждаются. Образовавшийся осадок собирается в четырех фильтр-прессах, а отработанный раствор возвращается в процесс кучного выщелачивания и цикл повторяется.

Полученный осадок прокаливается в двух печах при температуре 650°C для окисления основных металлов. Прокаленный осадок смешивается с флюсом (смесь буре,

селитры и кремнезема), а затем плавится в дуговой плавильной печи. Во время плавки окисленные металлы переходят в шлак, а частицы золота соединяются друг с другом и оседают под действием силы тяжести, собираясь в нижней части плавильного тигля. По окончании плавки из тигля сначала выливают шлак, а затем – золото.

Сплав золота, получаемый после плавки, содержит до 10% серебра, до 5% меди, 3-4% свинца, 2-3% других примесей. После аффинажа этого сплава обеспечивается получение готовой продукции с содержанием золота 99,99%. Серебро, накапливающееся во время аффинажного процесса, также извлекается и продается в качестве попутного продукта.

Применение технологии кучного выщелачивания из многоярусного штабеля направлено на сокращение затрат на сооружение штабеля. Такой подход к повышению эффективности кучного выщелачивания имеет ряд экономических и технологических преимуществ перед одноярусным штабелем. При этом изменяется сама концепция выщелачивания. Сущность подхода заключается в том, что выщелачивание золота из руды до требуемой степени извлечения осуществляется этапами. На первом этапе достигается тот уровень извлечения, которому соответствует минимально допустимая концентрация золота в продуктивном растворе. Такой уровень извлечения равен 80-85% от расчетного количества извлекаемого золота. Затем орошение этого участка штабеля прекращается, на нем формируется второй ярус, а оставшееся золото из первого яруса доизвлекается одновременно с извлечением золота из нового яруса. При этом достигается повышение полезной работы раствора, так как при его фильтрации через руду увеличивается количество золота, последовательно переходящего в раствор из нескольких ярусов.

Многоярусное формирование штабеля позволяет применять гибкую систему управления содержанием золота в продуктивном растворе, а также прогнозировать выпуск готовой продукции.

Недостатком технологии многоярусного выщелачивания является повышенный риск потери части извлекаемого золота из-за ухудшения фильтрационных свойств руды в штабеле, а также снижение интенсивности выхода золота с увеличением высоты штабеля. Существует также потенциальная опасность перенасыщения раствором верхних ярусов из-за излишнего уплотнения нижних слоев руды, что может привести к потере устойчивости штабеля в целом. К недостаткам также можно отнести повышенное количество золотосодержащего раствора внутри многоярусного штабеля руды, что увеличивает количество золота в незавершенном производстве и сказывается на себестоимости продукции. Эти недостатки могут быть в значительной мере устранены путем правильного подбора режима агломерации рудной массы с целью обеспечения требуемых фильтрационных свойств и параметров устойчивости сформированного многоярусного массива. Существенную роль в этом случае играет также постоянный мониторинг изменения фильтрационных свойств рудного штабеля.

Проектом предусмотрено получение конечного извлечения золота через 90 дней. На практике средний цикл выщелачивания составляет 220-250 дней. В связи с этим не удалось достичь проектных показателей по содержанию золота в продуктивных растворах. При содержании золота в исходной руде 1,6 г/т, фактическое содержание в продуктивных растворах колеблется в пределах 1,3-1,6 г/т при проектном значении

2,2 г/т. Это повлекло за собой дополнительные капитальные вложения на увеличение мощности перерабатывающего завода и насосного хозяйства с увеличением подачи рабочего раствора в штабель более чем в 3 раза.

Таким образом, анализ проектных показателей и перспектив развития кучного выщелачивания показывает, что к настоящему времени проектные показатели по извлечению золота не достигнуты. Фильтрационные свойства и устойчивость рудной массы, укладываемой в штабель, не соответствуют в полной мере параметрам, заложенным в проекте, который предусматривает отсыпку восьми ярусов. Отдельные рудные зоны в штабеле имеют различное извлечение золота при одинаковых технологических параметрах выщелачивания. Цикл выщелачивания отличается от проектного в ~2,5 раза, что приводит к увеличенному расходу рабочих растворов и росту материальных затрат. Не выдерживается проектное содержание золота в продуктивном растворе, что требует дополнительные мощности и средства по переработке обедненного раствора.

Решение о дополнительной переработке методом кучного выщелачивания ~100 млн. т руды потребовало расширения размеров подушки выщелачивания на ~1200 тыс. м², что является сложной задачей, поскольку возможности прилегающей к существующему штабелю территории ограничены.

Технологические показатели кучного выщелачивания из многоярусного штабеля

Принятая технология кучного выщелачивания из многоярусного штабеля руды характеризуется следующими основными технологическими показателями рудоподготовки и процесса кучного выщелачивания.

1. Крупность измельченной руды, которая характеризуется содержанием класса +3,35 мм, которая определяет степень вскрытия частиц золота и, в конечном счете, степень его извлечения из руды. От крупности конечного материала зависит проницаемость штабеля, скорость фильтрации растворов, устойчивость отдельных ярусов и штабеля в целом. Крупность конечного продукта имеет высокую корреляцию с содержанием мелких классов в готовом материале, степень извлечения золота из которых выше, чем из крупных классов. В табл. 7 представлены результаты ситового анализа, содержания золота по классам крупности и извлечение золота по каждому классу крупности проб готового продукта, поступающего в штабель.

Так, содержание золота по классам крупности не равномерно, а в мелких классах его практически в два раза больше, чем в крупных (см. табл. 7). Извлечение золота по классам крупности также не равномерно. В мелких классах степень вскрытия золотинок значительно выше, что непременно сказывается на извлечении золота.

Таблица 7
Гранулометрический состав измельченного материала

Класс крупности, мм	Выход класса, %	Содержание золота, г/т	Извлечение золота, %
+ 3,35	2,4	0,96	19
-3,35 +1,7	28,5	1,04	27
-1,7 +1,18	13,3	1,14	39
-1,18 +0,60	18,5	1,15	49
-0,60 +0,30	12,0	1,28	63
-0,30	25,3	1,72	81
Всего	100,0		

2. Скорость фильтрации растворов зависит от крупности готового материала и степени агломерации перед укладкой в штабель. Она определяет возможную плотность орошения поверхности рудного штабеля. При малых скоростях фильтрации и высокой плотности орошения происходит насыщение рудного штабеля растворами и создается угроза его разрушения. Кроме того, принято считать, что с увеличением высоты штабеля возрастает нагрузка на нижние слои рудного материала, который уплотняется с уменьшением пористости и скорости фильтрации.

3. Концентрация цианистого натрия в исходных растворах должна быть не менее 150 мг/л. От этого зависит скорость растворения золотин. Изменение концентрации цианистого натрия в выходе продуктивных растворах зависит от времени орошения ячейки – с увеличением времени она уменьшается, что должно учитываться при управлении процессом выщелачивания.

4. Показатель pH растворов выщелачивания имеет важное значение, от его величины зависит гидролиз и, в конечном счете, расход цианистого натрия. Показатель pH регулируется известью, добавляемой в руду после измельчения и укладываемой вместе с ней в штабель. Этот показатель зависит от времени выщелачивания и количества ярусов, находящихся в работе (табл. 8, 9). Так, с увеличением времени орошения и количества ярусов в одновременной работе показатель pH продуктивных растворов снижается, что позволяет сделать вывод: расход извести при укладке руды на более высокий ярус должен быть увеличен.

5. Многоярусный штабель руды требует особого подхода к решению задач, связанных с проницаемостью массива руды, уложенной в ярусах штабеля. Ошибки, допущенные в процессе агломерации руды, приводят к потерям в извлечении золота, ухудшению фильтрационных свойств руды

и устойчивости штабеля в целом. В первые годы эксплуатации не раз наблюдались случаи обрушения части бортов штабеля. Данное явление было связано с неудовлетворительной агломерацией части руды. Как следствие отмечались факты неудовлетворительного насыщения одних участков растворами, и переувлажнение и локальные деформации других участков. Это привело к неравномерному просачиванию раствора через штабель руды и потере устойчивости бортов. На стадии разработки проекта было проведено ограниченное количество опытов по агломерации руды и оценке ее влияния на основные показатели процесса (извлечение, фильтрацию и т. д.). В процессе эксплуатации замечено ухудшение фильтрационных свойств уложенной в штабель руды в результате переноса мелких фракций в нижнюю часть штабеля и кольматации дренажного слоя.

Дополнительный объем исследований позволил установить взаимосвязь проницаемости рудного массива с такими параметрами агломерации, как количество добавляемого цемента и влажность агломерируемой рудной массы (рис. 12, 13).

Таблица 8

Изменение pH в зависимости от времени выщелачивания первого яруса

Время, сут	10	30	60	120
pH	10,4	10,2	10,0	9,6

Таблица 9

Изменение pH в зависимости от количества ярусов в работе

Ярус	1	2	3	4	5	6
pH	10,4	10,0	9,6	9,4	8,6	8,16

При заданном фракционном составе рудной массы улучшения фильтрационных характеристик массива не происходит при добавлении в агломерируемую рудную массу более 5 кг цемента (см. рис. 12). Но и в этом случае плотность орошения в лабораторных условиях составляла 40 л/ч на м². Добавление в рудную массы на практике 3 кг цемента позволяет поддерживать плотность орошения на уровне 24 л/ч на м², а фактически поддерживается на уровне 15 л/ч на м². Даже при таком соотношении лабораторных и практических данных некоторый резерв для увеличения плотности орошения может быть найден.

Наилучшие показатели агломерации достигаются при влажности руды 7,5% при времени агломерации 72 ч (см. рис. 13). На основании этого можно сделать вывод о том, что после укладки рудной массы в штабель трое суток она должна вылежаться.

Эффективность выщелачивания компонентов различными растворителями связана с фильтрационными свойствами обрабатываемого рудного массива рудной массы и с его проницаемостью (Водолазов, 1999). Проблема выщелачивания руды с высоким содержанием мелочи может осложняться при формировании штабеля консольными отвалообразователями, с помощью которых отсыпaeмый ярус формируется из конусообразных секторов. Такое складирование неизбежно сопровождается естественной сегрегацией рудного материала, которая приводит к концентрации мелочи по центру и в верхней половине отсыпaeемого конуса, а более крупного материала – по его периферии и в нижней половине. Однако этот вопрос детально не изучался. Поэтому отдельные зоны штабеля сильно отличаются по проницаемости: через зоны с крупным материалом выщелачивающий раствор протекает свободнее, а зоны с большим количеством шламов и мелочи обтекает и едва смачивает.

Не исключено, что этот фактор является одной из причин невыполнения главного проектного показателя – извлечения золота в процессе выщелачивания при том, что продолжительность процесса увеличилась в 2,5-3,0 раза. Кроме того, нижние слои штабеля несут дополнительную нагрузку верхних слоев, что создает дополнитель-

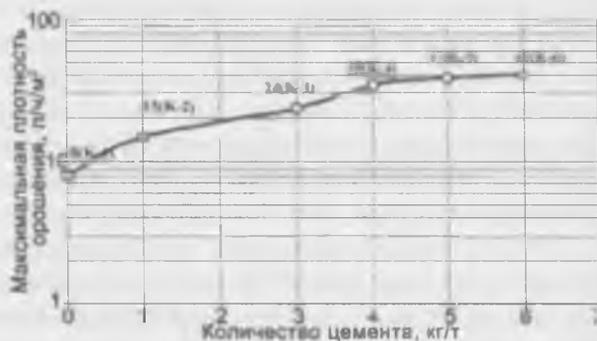


Рис. 12. Зависимость максимальной плотности орошения от количества цемента.

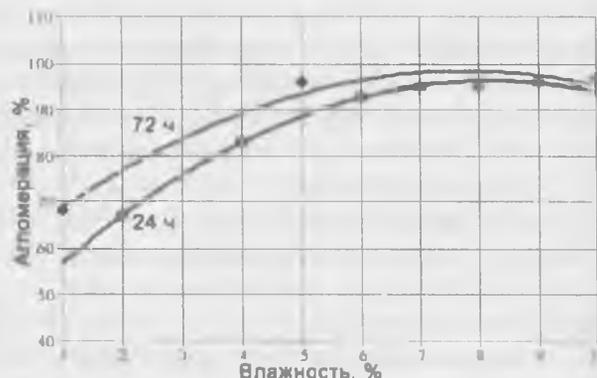


Рис. 13. Зависимость степени агломерации от влажности руды.

ные трудности для проникновения раствора, что было подтверждено при бурении наблюдательных скважин, результаты которых отражены на рис. 14.

Результаты показывают, что на действующем рудном штабеле проницаемость рудного массива падает до критического уровня, который не позволяет вести отсыпку верхних ярусов общей высотой более 60 м. Коэффициент фильтрации в этом случае снижается до $1,6 \times 10^{-4}$ см/с, что соответствует максимальной плотности орошения поверхности штабеля $5,7$ л/ч/м².

Такая плотность орошения не позволяет полностью использовать потенциальные возможности раствора реагента, а также создает потенциальную угрозу устойчивости штабеля при укладке верхних слоев. Получены также данные (рис. 15), свидетельствующие о том, что параметры агломерации влияют на извлечение золота.

Таким образом, между высотой штабеля и эффективностью выщелачивания существует рациональное соотношение, которое требует разработки математической модели и выполнения дополнительных расчетных исследований.

6. Главный технологический показатель кучного выщелачивания – коэффициент извлечения – за время переработки руды карьера Мурунтау не достиг проектного уровня, который за период с 1995 по 2005 г. изменялся от 49,0 до 68,9% при среднем значении ~58% (проектное значение 65%).

Исследование кинетики выщелачивания золота из забалансовой руды карьера Мурунтау показало, что степень извлечения из руды и переход золота в раствор неравномерны во времени (рис. 16). Так, требуемое извлечение золота (65%) достигается при отношении объема прокаченного через руду выщелачивающего раствора к массе руды Ж:Т = 4,0 (см. рис. 16, а) при продолжительности цикла выщелачивания 270 сут. Однако, на первом этапе продолжительностью 65-70 сут (соотношение Ж:Т = 1,0) в раствор переходит 45-50% золота, а для извлечения еще 15-20% золота требуется пропустить через рудный штабель в три раза больше раствора, на что затрачивается соответственно в три раза больше времени.

Характерную форму имеет и кривая изменения во времени концентрации золота в растворе (рис. 16, б), которая на первом этапе выщелачивания быстро растет и

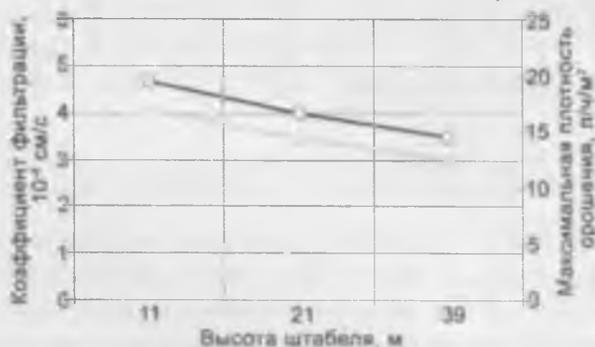


Рис. 14. Изменение проницаемости рудной массы в зависимости от высоты штабеля.

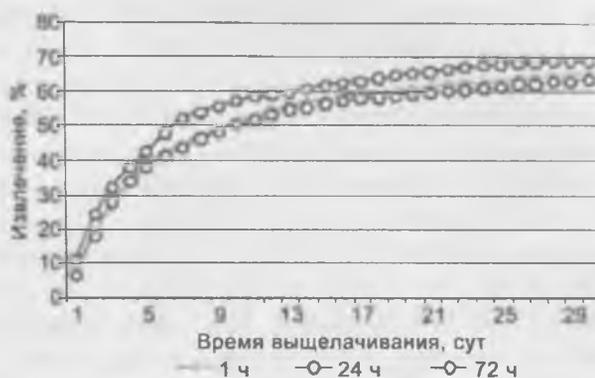


Рис. 15. Зависимость извлечения золота от времени выщелачивания при различном времени агломерации.

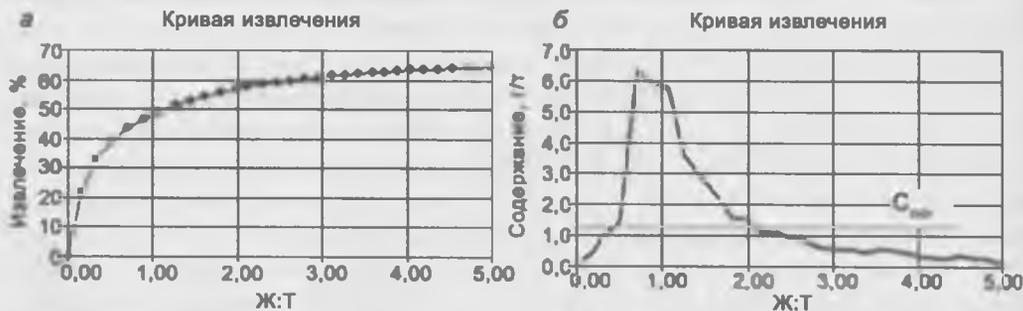


Рис. 16. Изменение степени извлечения (а) и концентрации (б) золота в растворе в процессе выщелачивания: C_{\min} – минимально допустимое содержание золота в растворе.

при $Ж:Т = 1,0$ достигает максимального значения, затем начинает достаточно резко снижаться, стабилизируясь после достижения соотношения $Ж:Т = 1,5-2,0$ на уровне 20-25% от максимальной величины. Указанная особенность кинетики выщелачивания золота может быть объяснена вещественно-минералогическим составом руды, а также распределением золота по фракциям крупности.

При измельчении рудной массы золото, с точки зрения доступности выщелачивающего раствора, подразделяется на три примерно одинаковые группы: практически полностью освобожденное от породы, частично освобожденное от породы и находящееся внутри частиц породы. На первом этапе выщелачивания происходит сравнительно быстрое растворение золота из первой группы (см. рис. 16, б). Затем кривая извлечения выполаживается, а содержание золота в растворе резко снижается, поскольку в процессе выщелачивания практически участвует только золото второй группы, частично прикрытое породой, поэтому скорость его растворения существенно уменьшается. На этапе стабилизации продолжается растворение остатков золота второй группы, доступ раствора к которому затруднен, а также в результате диффузии происходит незначительное извлечение золота третьей группы, находящегося внутри частиц породы. Все это приводит к тому, что по мере увеличения извлечения золота степень использования потенциальных возможностей раствора уменьшается, поскольку концентрация золота в нем снижается и достигает предела C_{\min} , ниже которого опускаться экономически невыгодно.

7. Проектом цикл извлечения золота определен в 90 дней при соотношении $Ж:Т = 2,2$. На практике средний цикл выщелачивания составляет 220-250 дней. В связи с этим не удалось достичь проектного содержания золота в продуктивных растворах, которое оказалось в 1,4-1,7 раза меньше проектного значения. Это повлекло за собой увеличение соотношения $Ж:Т$ и дополнительные капитальные вложения на увеличение мощностей перерабатывающего завода и насосного хозяйства.

Снижение извлечения золота по сравнению с проектным показателем, полученным и многократно подтвержденным лабораторными экспериментами, по-видимому, может быть объяснено комбинированным влиянием всех факторов: фракционный состав рудной массы, параметры агломерации, проницаемость массива, высота штабеля. Этими же факторами может быть объяснено и увеличение цикла выщелачивания.

В табл. 10 и 11 приведены технологические показатели и извлечение в технологических процессах при кучном выщелачивании золота из многоярусного штабеля. Анализ полученных данных показывает, что имеются значительные расхождения между проектными и фактическими технологическими показателями.

Таблица 10

Технологические показатели кучного выщелачивания золота из многоярусного штабеля

Наименование	Значение	
	проектное	фактическое
Размер штабеля, м:		
1-й этап	950×595	950×1200
остальные 3 этапа	950×2225	
Высота штабеля, м	10×8 = 80	10×6 = 60
Численность персонала, чел.	325	760-800
Расход реагентов, кг/т:		
NaCN	0,4	0,3
известь	1,0	1,4
цемент	2,0	3,1
вода	150	190
Поступление раствора на подушку выщелачивания, м ³ /ч	1065	3457
Производительность по руде, млн. т /год	13,8	13,6

Таким образом, анализ технологических показателей процесса кучного выщелачивания позволяет сделать вывод о том, что главные проектные показатели извлечение золота и продолжительность цикла выщелачивания не достигнуты, что может быть объяснено комбинированным воздействием фракционно-го состава рудной массы, параметров агломерации, проницаемости массива, высоты штабеля. Кроме того, проектом не предусматривается изменение расхода основных реагентов при увеличении высоты рудного штабеля, что требует корректировки технологических режимов и кинетики растворения золота при увеличении высоты штабеля.

Таблица 11

Извлечение золота в технологических процессах кучного выщелачивания

Объект извлечения	Значение, %
Из руды в раствор за 180 сут	42-46
Из руды в раствор за полный цикл	56-62
Из растворов в цинковые осадки	97,0
Из цинковых осадков в сплав Доре	99,0
Из сплава Доре в готовую продукцию	99,98

Влияния геометрических параметров штабеля кучного выщелачивания

Геометрические параметры штабеля кучного выщелачивания определяют его вместимость и устойчивость сформированного рудного массива.

Вместимость штабеля зависит от размеров подушки выщелачивания в плане, высоты штабеля, угла откосов штабеля в целом и его отдельных ярусов, объемной массы уложенной рудной массы. Проектный размер подушки выщелачивания 2250×950 м, фактическая высота штабеля – 60 м. Подушка выщелачивания создается и заполняется этапами, а штабель формируется из отдельных ярусов высотой по 10 м. Откос штабеля принят равным 2,4:1, что соответствует углу его наклона к горизонту $\alpha_1 = 22,5^\circ$. Откос яруса равен 1,4:1, что соответствует углу его наклона к горизонту $\alpha_2 = 36,5^\circ$. Между смежными ярусами оставляют бермы безопасности, равные 10 м. Объемная масса уложенной в штабель руды составляет 1,74 т/м³.

С геометрической точки зрения при заданной высоте и определенной проектом ширине подушки выщелачивания вместимость штабеля зависит, главным образом, от угла наклона боковых откосов, который в проекте принят исходя из конструктивных соображений. Этот угол может быть существенно увеличен и в идеале доведен до угла естественного откоса выщелачиваемой рудной массы $\alpha_2 = 36,5^\circ$ (рис. 17). Такое увеличение угла откоса штабеля увеличивает удельную площадь одной стороны штабеля на $\Delta S = 1800 \text{ м}^2/\text{м}$ длины подушки выщелачивания, что соответствует удельной вместимости 3130 т/м. Естественно, что увеличение угла откосов по обеим сторонам штабеля увеличивает эти значения в два раза. При этом ширина верхнего яруса увеличивается на $(144 - 84) \times 2 = 120 \text{ м}$ – с 660 до 780 м (на 18%).

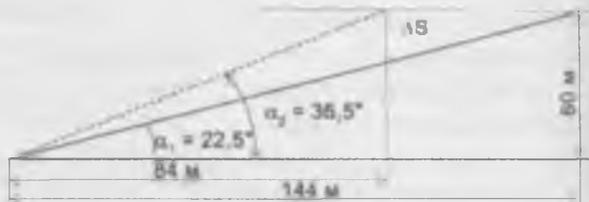


Рис. 17. Схема изменения параметров штабеля при увеличении угла его откоса.

Увеличение угла откоса штабеля имеет и другое последствие, поскольку влечет за собой уменьшение неорошаемой зоны штабеля. Сущность такого последствия заключается в том, что под откосом штабеля руда не подвергается воздействию рабочих растворов. Поэтому потери золота в этой зоне значительно выше, чем в остальной части штабеля. Величина этих потерь может быть оценена следующим образом (рис. 18).

1. При формировании 1-го яруса под его откосом рудная масса не орошается рабочими растворами. Потери в этой зоне составляют 100% (здесь и далее по тексту в % к проектному извлечению), а в остальной части яруса выщелачивание ведется до тех пор, пока извлечение достигнет ~80%

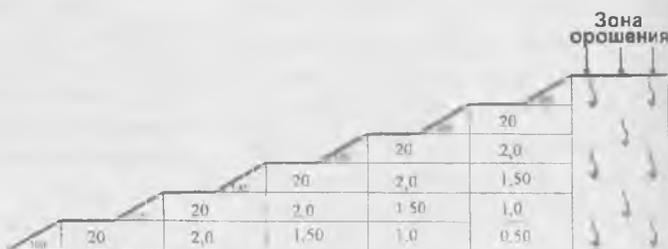


Рис. 18. Схема для оценки потерь под откосом штабеля (цифры – ориентировочные потери золота на участке яруса, % от проектного значения).

проектного значения в предположении, что оставшиеся ~20% до проектного значения будут извлечены при выщелачивании золота на верхних ярусах. Аналогичная картина имеет место во всех ярусах.

2. При формировании 2-го яруса часть 1-го окажется под откосом 2-го и предохранительной бермой 1-го яруса, поэтому не попадет под воздействие выщелачивающего раствора, которым орошается поверхность 2-го яруса. Потери в этой «мертвой» зоне 1-го яруса останутся на уровне ~20%, а в остальной части 1-го яруса за время выщелачивания рудной массы 2-го яруса будет извлечено дополнительно примерно 17-18% золота, потери снизятся с ~20 до ~2-3 %, а общее извлечение золота из рудной массы 1-го яруса увеличится с ~80 до ~97-98%.

3. При формировании 3-го яруса часть 2-го окажется под откосом 3-го и предохранительной бермой 2-го яруса, поэтому не попадет под воздействие выщелачивающего раствора, которым орошается поверхность 3-го яруса. Потери в этой «мертвой» зоне 2-го яруса останутся на уровне ~20%. В остальной части 2-го яруса за время выщелачивания рудной массы 3-го яруса будет извлечено дополнительно примерно 17-18% золота, потери снизятся с ~20 до ~1,5-2,0%, а общее извлечение золота из рудной массы 2-го яруса увеличится с ~80 до ~97-98%. За это же время из рудной массы 1-го яруса будет извлечено дополнительно еще ~0,5% золота, потери снизятся с ~2 до ~1,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~97-98 до ~97,5-98,5%.

4. При формировании 4-го яруса часть 3-го окажется под откосом 4-го и предохранительной бермой 3-го яруса, поэтому не попадет под воздействие выщелачивающего раствора, которым орошается поверхность 4-го яруса. Потери в этой «мертвой» зоне 3-го яруса останутся на уровне ~20%. За время выщелачивания рудной массы 4-го яруса будет извлечено дополнительно к проектному значению.

в остальной части 3-го яруса примерно 17-18% золота, потери снизятся с ~20 до ~1,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~80 до ~97-98%;

из рудной массы 2-го яруса будет извлечено еще ~0,5% золота, а общее извлечение золота увеличится с ~97-98 до ~97,5-98,5%;

из рудной массы 1-го яруса еще ~546% золота, потери снизятся еще на ~0,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~97,5-98,5 до ~98-99%.

5. При формировании 5-го яруса часть 4-го окажется под откосом 5-го и предохранительной бермой 4-го яруса, поэтому не попадет под воздействие выщелачивающего раствора, которым орошается поверхность 5-го яруса. Потери в этой «мертвой» зоне 4-го яруса останутся на уровне ~20%. За время выщелачивания рудной массы 5-го яруса будет извлечено дополнительно к проектному значению.

в остальной части 4-го яруса примерно 17-18% золота, потери снизятся с ~20 до ~1,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~80 до ~97-98%;

из рудной массы 3-го яруса будет извлечено еще ~0,5% золота, а общее извлечение золота увеличится с ~97-98 до ~97,5-98,5%;

из рудной массы 2-го яруса еще ~546% золота, потери снизятся еще на ~0,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~97,5-98,5 до ~98-99%;

из рудной массы 1-го яруса будет извлечено еще ~0,5% золота, а общее извлечение золота достигнет 98,5-99,5%.

6. При формировании 6-го яруса часть 5-го окажется под откосом 6-го и предохранительной бермой 5-го яруса, поэтому не попадет под воздействие выщелачивающего раствора, которым орошается поверхность 6-го яруса. Потери в этой «мертвой» зоне 5-го яруса останутся на уровне ~20%. За время выщелачивания рудной массы 6-го яруса будет извлечено дополнительно к проектному значению:

в остальной части 5-го яруса примерно 17-18% золота, потери снизятся с ~20 до ~1,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~80 до ~97-98%;

из рудной массы 4-го яруса будет извлечено еще ~0,5% золота, а общее извлечение золота увеличится с ~97-98 до ~97,5-98,5%;

из рудной массы 3-го яруса еще ~546% золота, потери снизятся еще на ~0,5%, а общее извлечение золота увеличится с ~97,5-98,5 до ~98-99%;

из рудной массы 2-го яруса будет извлечено еще ~0,5% золота, а общее извлечение золота достигнет 98,5-99,5%;

из рудной массы 1-го яруса общее извлечение золота достигнет проектного значения.

Таким образом, при многоярусном выщелачивании и сооружении откоса штабеля из откосов и предохранительных берм отдельных ярусов под откос штабеля неизбежно остается недовыщелоченная рудная масса, что является источником дополнительных потерь. В результате при такой технологии формирования штабеля под его откосом в «мертвой» зоне сосредоточивается 15,6% уложенной рудной массы, из которой в среднем извлекается ~ 77%, а теряется 23% от проектного уровня извлечения золота.

Увеличение угла откоса штабеля с 22,5 до 36,5° уменьшает «мертвую» зону со 144 до 84 м (в 1,71 раза), а долю невыщелоченной рудной массы в ней с 15,6 до 7,5% (в 2,1 раза). Однако если учесть, что один откос штабеля используется для размещения транспортных коммуникаций, то принципиально увеличение угла откоса возможно только с одной стороны штабеля. Поэтому реальное уменьшение количества рудной массы в «мертвой» зоне не превысит 4-5%, что позволит получить дополнительно ~1% золота.

Устойчивость сформированного рудного массива определяется несущей способностью основания, механическими параметрами уложенной рудной массы и гидрологическими условиями выщелачивания.

При определении проектных параметров штабеля приняты следующие исходные данные:

объемная плотность рудной массы в штабеле	1,74 т/м ³ ;
откос штабеля	2,4:1 ($\text{tg}22,5^\circ = 0,416$);
откос яруса	1,4:1 ($\text{tg}36,5^\circ = 0,714$);
сцепление в материале подушки выщелачивания	0;
угол внутреннего трения в рудной массе	36°
уровень выщелачивающего раствора в штабеле	~25 м от верхней бровки.

Зависимости сдвигающих напряжений и эффективного угла внутреннего трения от нормальных напряжений, возникающих в породах основания в результате увеличения высоты штабеля, приведены на рис. 19 и 20.

Величина деформации штабеля высотой 70 м, определенная в проекте, характеризуется следующими параметрами: зона захвата на поверхности штабеля – 10-25 м; площадь поперечного сечения деформации – 5740 м².

Расчеты выполнены «на худший случай», когда штабель наполнен водой, а рудная масса находится в несвязном состоянии. На практике состояние рудной массы в штабеле носит несколько иной характер. В частности, добав-

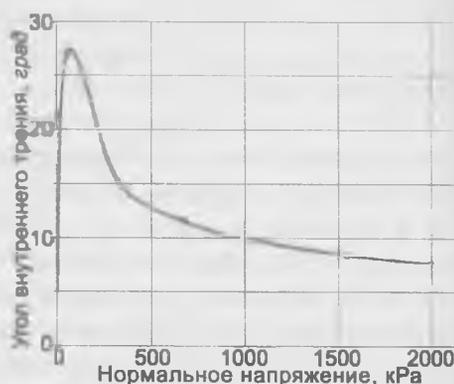


Рис. 19. Зависимости эффективного угла внутреннего трения в породах основания от нормальных напряжений от веса рудной массы.

ки цемента и извести придают частицам руды в массиве некоторую связность, которая может оказать заметное влияние на устойчивость штабеля, но в расчетах не учитывается.

Основание штабеля не обводнено, представлено глинистыми породами, слабые разновидности которых удалены с замещением более прочными типами. Такие породы в основании отвалов обеспечивают с отвалами из скальных пород прочный контакт ($C > 100$ кПа), поэтому на них можно отсыпать отвалы высотой $H > 100$ м (рис. 21). При этом формируется прямолинейный откос отвала с углом $36-38^\circ$, не имеющий деформаций в течение многих лет.

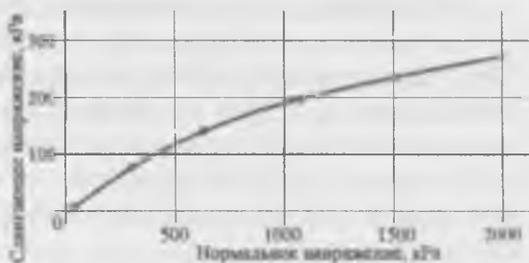


Рис. 20. Зависимость сдвигающих напряжений в породах основания от нормальных напряжений от веса рудной массы.

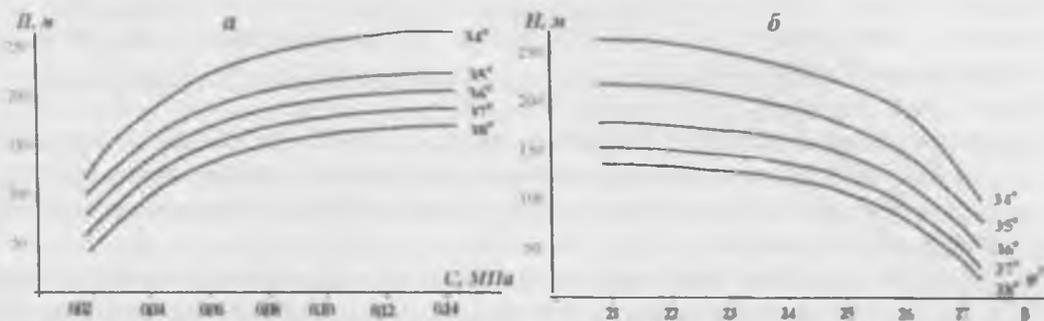


Рис. 21. Зависимость высоты отвала H от сцепления C (а) и угла внутреннего трения β (б) пород основания.

Наличие воды в штабеле имеет неоднозначное значение. Рассматривая воздействия воды на грунт, следует выделить два момента: 1) давление со стороны внутрипоровой жидкости на частицы грунта влияет на распределение напряжений в твердой фазе грунта; 2) внутрипоровая жидкость влияет на характер связей между минеральными составляющими горной породы и, тем самым, на ее физико-механические свойства.

Каждый из этих факторов может менять общую устойчивость откосов. При наличии в порах и трещинах гидравлически связанной свободной воды каждая частица грунта будет испытывать всестороннее давление. Суммарное давление со стороны покоящейся жидкости на каждую частицу приводится к выталкивающей силе, которая направлена вертикально вверх. При этом гидростатическое давление в жидкости определяет эффект взвешивания грунта.

При движении жидкости в порах грунта, кроме гидростатического взвешивания выделяют еще силу воздействия фильтрационного потока на скелет грунта. В этом случае говорят о гидродинамической или фильтрационной силе. Однако, в определении устойчивости штабеля выщелачиваемой руды влияние этих сил не учтено.

При строительстве первой очереди подушки выщелачивания (основания штабеля) были допущены отклонения от регламента. В результате после отсыпки двух ярусов ($10 \times 2 = 20$ м) дренажный слой оказался не способным выдержать давление от увеличения высоты штабеля. Но деформации штабеля со смещением выщелачиваемых масс в горизонтальной плоскости не произошло. Деформации затронули локальную зону, прилегающую к трубопроводам, что привело к их раздавливанию. Для исправления ошибки и предотвращения подобных случаев была изменена конструкция защитного слоя трубопроводов, а толщина их стенок – увеличена (рис. 22).

На практике наблюдается некоторое нарушение геометрических параметров откоса ярусов, связанное с оплыванием измельченной рудной массы под воздействием атмосферных осадков. Такое явление объясняется слабым сцеплением частиц массива из-за малого количества вяжущего материала, применяемого при агломерации измельченной рудной массы, что приводит к дополнительным затратам на очистку дорог от просыпей.

Таким образом, изменение геометрических параметров штабеля выщелачиваемой руды может иметь значительные положительные последствия, связанные с увеличением вместимости штабеля, уменьшением потерь, снижением трудоемкости работ. Для реализации таких предпосылок необходим поиск технологических решений, направленных на гарантированное обеспечение безопасности работ с увеличенными геометрическими параметрами.

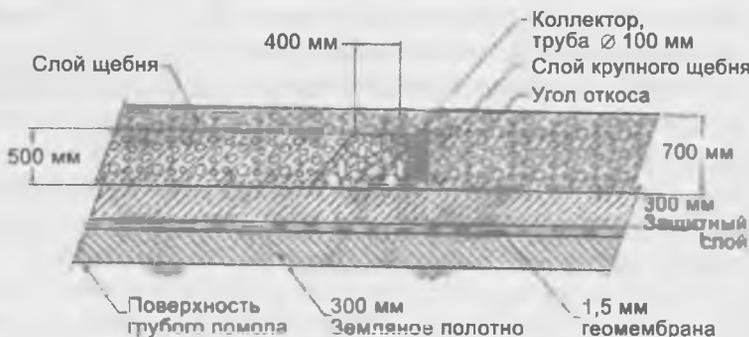


Рис. 22. Разрез защитного элемента дренажных трубопроводов.

Окислительный обжиг сульфидных золотосодержащих руд и концентратов

Окислительный обжиг с последующим цианированием огарка – один из распространенных методов переработки сульфидных золотосодержащих концентратов.

При окислительном обжиге флотационных концентратов сульфиды окисляются и превращаются в пористую хорошо проникаемую для цианистых растворов массу окислов. Последующее выщелачивание огарка позволяет перевести золото в цианистый раствор.

Окислительный обжиг находит весьма широкое применение в цветной металлургии, где он используется в качестве подготовительного процесса перед плавкой или гидрометаллургической переработкой руд и концентратов, содержащих медь, никель, цинк, свинец и другие металлы. К числу объектов применения окислительного обжига относятся и упорные золотосодержащие руды (концентраты) с сульфидной минерализацией. Основной задачей обжига в данном случае является термохими-

ческое вскрытие дисперсного золота, ассоциированного с сульфидами, прежде всего – пиритом и арсенопиритом, что достигается благодаря трансформации плотных зерен сульфидов при обжиге в пористые зерна оксидов железа, доступные для проникновения цианистых растворов. В ряде случаев обжиг применяют с целью нейтрализации химических депрессоров золота и серебра (сульфидная сера, сурьма, свободный углерод и др.).

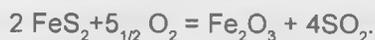
Показатели окислительного обжига зависят от целого ряда параметров, из которых наиболее важна температура. При недостаточно высокой температуре обжига (ниже 500°C) скорость окислительных реакций невелика, и в огарке может присутствовать заметное количество не полностью окисленных частиц пирита. Цианирование такого огарка будет сопровождаться значительными потерями золота вследствие его недостаточно полного вскрытия. С повышением температуры обжига окисление пирита протекает быстрее и полнее. Однако при температуре, превышающей $900\text{--}950^{\circ}\text{C}$, возможно частичное оплавление огарка вследствие образования относительно легкоплавких эвтектических смесей, состоящих из пирротина и магнетита. Появление расплава ведет к спеканию материала и получению плотных малопористых огарков, плохо поддающихся цианированию.

На показатели обжига существенно влияет концентрация кислорода в газовой фазе. При низкой концентрации кислорода скорость окисления пирита снижается, что может привести к недостаточно полному вскрытию золота. В то же время при чрезмерно высокой концентрации кислорода скорость процесса может стать настолько высокой, что при недостаточно хороших условиях теплообмена тепло экзотермических реакций не будет успевать рассеиваться в окружающей среде и температура обжигаемых зерен превысит опасный предел ($900\text{--}950^{\circ}\text{C}$). В результате этого огарок оплавляется и структура его будет недостаточно пористой. Практически установлено, что оптимальная температура обжига пиритных концентратов зависит от их вещественного состава и колеблется в пределах $500\text{--}700^{\circ}\text{C}$. Расчеты и экспериментальные исследования показывают, что вследствие «перегрева» огарка температура его может превышать температуру в печи на $300\text{--}400^{\circ}\text{C}$. Взаимосвязь между скоростью окисления пирита и температурой его зерен указывает на то, что для получения пористого огарка скорость окислительных реакций необходимо регулировать таким образом, чтобы температура частиц при обжиге не превышала $900\text{--}950^{\circ}\text{C}$. Чтобы достигнуть этого, надо уменьшить количество воздуха, подаваемого в печь, или снизить концентрацию кислорода в газовой фазе. Вместе с тем уменьшить «перегрев» обжигаемых частиц можно путем улучшения условий теплообмена между материалом и окружающей средой. Этот путь более рационален, так как позволяет поддерживать оптимальную температуру материала в печи без соответствующего уменьшения скорости обжига. Условия теплообмена между обжигаемым концентратом и окружающей средой улучшаются при интенсивном перемешивании материала в печи. Поэтому осуществление процесса обжига на поду в условиях относительно слабого перемешивания материала создает значительную опасность «перегрева» огарка и его частичного оплавления. Проведение же процесса в печах кипящего слоя, где вследствие интенсивного перемешивания, условия теплообмена исключительно благоприятны, позволяет значительно точнее выдерживать температурный режим обжига, не допуская оплавления огарка (Чугаев, 1987).

Проведен широкий комплекс теоретических и экспериментальных исследований по изучению физико-химических закономерностей процесса окислительного обжига сульфидных золотосодержащих минералов и минеральных продуктов (концентратов) (Смагунов, 1982). Исследования проводились по специально разработанной методике, предусматривающей возможность контроля за изменением вещественного состава минералов непосредственно в процессе обжига в зависимости от температуры, характера газовой среды, интенсивности нагрева образцов и других факторов. Оценка качества конечных продуктов обжига производилась с использованием химического, спектрального, микрорентгеноспектрального, активационного и других анализов, а также минераграфических исследований. Технологические свойства огарков устанавливались по результатам их цианирования на специально созданной для этой цели установке микровыщелачивания.

Пирит FeS_2 . В процессе обжига данный минерал претерпевает сложные химические превращения, характер которых зависит от температуры обработки и среды, в которой производится обжиг. При нагревании пирита в атмосфере инертного газа (азот) происходит термическая диссоциация пирита, сопровождающаяся образованием пирротина FeS_x . Полученный в интервале температур $500\text{--}600^\circ\text{C}$ (переходная зона) огарок представляет отчетливо выраженную двухфазную систему, состоящую из плотных кристаллов исходного пирита и вновь образованных зерен пирротина с пчельчатой пористой структурой. Такая структура пирротина является весьма показательной. Она наглядно отражает процесс экспульсии (удаления) серы, образующейся при диссоциации пирита. Пары серы как бы пробивают себе дорогу к поверхности обжигаемых зерен, образуя обилие пор и каналов. При температуре 700°C остатки пирита в обожженном продукте исчезают. Огарок представлен пирротинном, сохраняющим свою пористую структуру. Начиная с 1000°C , диссоциация FeS_2 сопровождается оплавлением образующихся зерен. При температуре 1100°C происходит полное расплавление огарка.

При наличии кислорода в газовой фазе обжиг пирита сопровождается его окислением по реакции:



При исходной крупности пирита $-0,15+0,1$ мм процесс интенсивного окисления его в атмосфере воздуха начинается при температурах $450\text{--}500^\circ\text{C}$, т.е. примерно на 100°C ниже температуры диссоциации FeS_2 . Процесс сопровождается образованием на поверхности обжигаемых зерен пористых минеральных корочек, состоящих из оксидов железа, главным образом, гематита Fe_2O_3 . Определенная часть пирита в этих условиях остается незатронутой окислительным процессом и сохраняется в огарке в виде плотных реликтовых остатков FeS_2 во вновь образованном пористом гематите. Характерно, что получаемый при данной температуре огарок обладает, как правило, ярко выраженными ферромагнитными свойствами. Это указывает на присутствие в нем, помимо основных компонентов (FeS_2 , Fe_2O_3), некоторых количеств магнитных соединений железа, главным образом, магнетита Fe_3O_4 и пирротина.

В некоторых литературных источниках отмечается факт образования в процессе окислительного обжига FeS_2 сульфатов железа. В работе (Жижаев А.М., 1992) представлены результаты исследований по изучению механизма термических превраще-

ний пиритного концентрата, а также концентрата, подвергнутого предварительной механической активации. Показано, что обработка концентрата в высокоэнергонапряженных аппаратах даже в течение небольшого времени существенно влияет на ход окисления пирита, которое начинается уже на стадии механической активации. При последующем нагревании активированных фракций концентрата интенсивное разложение FeS_2 начинается при температуре на $50\div 80^\circ\text{C}$ – ниже, чем для исходного пирита, причем протекает, в основном, с образованием магнетита, а не гематита. При этом имеет место интенсивное сульфатобразование. Которое маскирует тонкое изменение химизма окисления FeS_2 на начальных его стадиях. При обжиге в атмосфере воздуха основной формой сульфатного железа является FeSO_4 , однако после того, как температура обжига превышает 360°C , в огарке начинает превалировать $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ в различных окисно-сульфатных формах. Постепенно окисленные сульфаты теряют SO_3 , превращаясь в оксиды железа. При температуре 480°C на ДТА – кривых активированных фракций пиритного концентрата (дериватограф с плоским держателем образца) фиксируется вторичный экзопик, связанный с окислением магнетита, образовавшегося на первой стадии, до конечной формы – Fe_2O_3 .

Повышение температуры обжига пирита до 600°C и выше значительно ускоряет процесс перехода его в Fe_2O_3 . Возникновение пористой структуры зерен, их отчетливо выраженная декриптация при обжиге являются доказательством того, что окисление пирита в данном случае предшествует его термическая диссоциация.

Высокая скорость окислительного процесса в интервале температур $600\div 900^\circ\text{C}$ влияет на фазовый состав полученных огарков. Все они представлены, в основном, пористым гематитом, практически не содержащим сульфидов железа, магнетита и других примесей. С точки зрения последующего цианирования, такой характер пиритных огарков является наиболее благоприятным, поскольку он обеспечивает возможность проникновения выщелачивающих растворов внутрь окисляемых материалов, а с другой стороны – гарантирует минимальную химическую активность огарка в цианистом процессе.

Установлено, что при повышении температуры обжига пирита примерно до 1000°C процесс сопровождается образованием расплавов, характеризующихся довольно сложным фазовым составом. Наиболее вероятной причиной расплавления огарков в этих условиях является возникновение эвтектических смесей, состоящих из пирротина и оксидов железа.

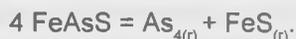
Наблюдения за термическим режимом процесса обжига приведенные в работе (Лодейщиков и др., 1960), показали, что вследствие большого количества тепла, выделяемого на поверхности частиц сульфидов при обжиге, температура огарка в момент окисления существенно превышает температуру окружающей среды (которая обычно фиксируется как температура обжига). В зависимости от скорости протекания реакций окисления и условий теплообмена между частицами огарка и газовой фазой, величина «перегрева» огарка может колебаться в очень широких пределах.

Последнее подтверждается практическими наблюдениями авторами работ (Фефелов, 1959). Установлено, что обжиг колчедана крупностью $0,12\text{ мм}$ во взвешенном состоянии при температуре $550\text{--}600^\circ\text{C}$ обеспечивает скорость выгорания сульфидной сферы 190 м/с . Результаты микроскопического исследования показали, что

огарки, полученные в этих условиях, характеризуются заметно оплавленной структурой. Это является косвенным доказательством того, что максимальная температура зерен при обжиге могла превысить температуру, замеряемую в печи, на 350–400°C, что соответствует величине местного перегрева, вычисленной аналитически. В работе авторов (Carter, 1952) показано, что в условиях подового обжига сульфидных золотосодержащих концентратов перегрев огарка в процессе окисления может составить в отдельные периоды 400–500°C.

При обжиге в кипящем слое расчетная величина перегрева огарка в аналогичных условиях составляет всего лишь 60–70°C. Это объясняется более интенсивным теплообменом между твердыми частицами и газами, находящимися в аппаратах кипящего слоя.

Арсенопирит FeAsS . В атмосфере инертного газа арсенопирит так же, как и FeS_2 , диссоциирует с образованием газообразного металлического мышьяка и твердого остатка, близкого по составу к моносulfиду железа. В работе (Stradthel, 1961) показано, что плотность паров мышьяка при температурах ниже 800°C больше соответствует формуле As_{s4} . Реакция термической диссоциации FeAsS , таким образом, может быть представлена в виде:



Область наиболее интенсивной диссоциации арсенопирита характеризуется интервалом температур 600–700°C. Этот вывод хорошо согласуется с результатами исследований авторов (Лодейчиков и др., 1965; Жучков и др., 1967) по термической диссоциации арсенопирита, которые показывают, что данный процесс, по аналогии с процессом разложения пирита в атмосфере инертного газа, также может быть условно разделен на три основные температурные зоны, расположение которых мало отличается от расположения соответствующих температурных зон для пирита. Следовательно, процессы термической диссоциации обоих сульфидов протекают примерно в одинаковых условиях. Эти процессы отличаются лишь тем, что при диссоциации FeS_2 образуются пирротины с переменным атомным отношением серы к железу, а при диссоциации арсенопирита образуется моносulfид железа практически одинакового состава, отличающийся от пирротинов также и полным отсутствием ферромагнитных свойств, что представляет, главным образом, интерес с теоретической точки зрения, однако может быть использовано и в технологических целях.

Интенсивное термическое разложение арсенопирита происходит при температуре 600–700°C. Зерна исходного арсенопирита в исследуемых продуктах замещаются новой фазой – моносulfидом железа, которая характеризуется своеобразной ячеистой структурой. Развитие новой фазы протекает сначала на поверхности зерна, распространяясь затем на весь объем.

При температурах обжига 750–900°C микроструктура образующихся продуктов почти не меняется. Внутреннее строение зерен в данном случае напоминает ходы древесных жуков в коре. Возникновение такого рода структуры, как уже отмечено ранее на примере термической диссоциации пирита, является следствием интенсивного образования и выделения газообразных компонентов реакции (в данном случае паров мышьяка). Однако изменение механической структуры зерен не сопровождается их растрескиванием, что, в частности, имеет место при термическом разложе-

нии FeS_2 . Как правило, зерна арсенопирита при обжиге сохраняют свои внешние контуры, хотя размер их несколько увеличивается.

Повышение температуры обжига до 1100°C и более вызывает резкое изменение микроструктуры зерен. В этих условиях образуются очень плотные агрегаты, характеризующиеся в шлифах высокой отражательной способностью. Причиной этого является частичное, а в ряде случаев и полное расплавление FeS .

На основании аналогии между процессами термической диссоциации пирита и арсенопирита может быть сделан вывод о возможности получения при диссоциации FeAsS достаточно пористых огарков.

Аналогия в поведении арсенопирита и пирита в значительной степени сохраняется и в том случае, когда обжиг указанных минералов осуществляется в окислительной атмосфере. Интенсивное окисление арсенопирита по общеизвестной реакции:



также начинается при температуре, которая примерно на 100°C ниже температуры диссоциации этого минерала.

Конечным твердым продуктом окисления арсенопирита является гематит Fe_2O_3 , причем образование гематита происходит по схеме: $\text{FeAsS} \rightarrow \text{FeS} \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{Fe}_2\text{O}_3$, которая в принципе не отличается от приведенной ранее схемы разложения пирита. Характерно, что существование промежуточных продуктов термического разложения арсенопирита при переходе его в гематит проявляется более четко, чем при окислении FeS_2 .

Продукты окисления арсенопирита, полученные при температурах $480\div 700^\circ\text{C}$, отличаются ярко выраженными ферромагнитными свойствами, что подтверждает наличие в этих продуктах магнитного оксида железа Fe_3O_4 , а также некоторого количества маггемита (γ -модификация Fe_2O_3). При дальнейшем повышении температуры до 800°C и более огарки теряют свои магнитные свойства.

Как показали исследования, ухудшение микроструктуры огарков в данном случае связано с образованием мышьяксодержащих промежуточных продуктов окисления FeAsS .

По данным (Жучков и др., 1971) термическая обработка смеси FeS (продукт диссоциации FeAsS) и арсенатов железа уже при температуре 650°C приводит к образованию зерен с оплавленной структурой, аналогичной структуре зерен огарка от окисления арсенопирита в переходной зоне.

Таким образом, можно предположить, что образование арсенатов железа и является основной причиной получения уже при относительно низких температурах обжига огарков с характерными признаками оплавления. Следовательно, процесс арсенатообразования при окислительном обжиге мышьяково-пиритных золотых концентратов является крайне нежелательным и с точки зрения скорости окислительного процесса, и с точки зрения возможной полноты «обезмышьяковывания» концентратов, и, наконец, с точки зрения последующего извлечения золота из огарков гидromеталлургическим методом (цианированием).

Антимонит Sb_2S_3 . Методом высокотемпературной рентгенографии приведенном в работах (Смагунов, 1982), установлено, что при отсутствии окислителя в газовой фазе сульфид сурьмы сохраняет свою структуру вплоть до температуры плавления

(отсутствие дифракционных пиков при 540°C) и в дальнейшем возгоняется без разложения. На воздухе уже при температуре 330°C Sb_2S_3 переходит в сенармонтит Sb_2O_3 ($d/n = 3,24$), который затем переокисляется до тетраоксида Sb_2O_4 (450°C). Последняя ($d/n = 2,95; 3,08$) представляет наиболее устойчивую форму сурьмы в огарках окислительного обжига, сохраняющуюся до 1000°C. Выше этой температуры Sb_2O_4 разлагается и возгоняется в виде Sb_2O_3 . Характерно, что процесс перехода Sb_2S_3 в Sb_2O_4 в принятых нами условиях осуществляется при температуре более низкой, чем температура сублимации Sb_2O_3 , результатом чего является концентрирование большей части сурьмы в остатках обжига. В слабоокислительной атмосфере Sb_2O_3 начинает заметно улетучиваться уже при температуре 500°C. Аналогичный эффект имеет место и при обжиге $Sb_2S_3(Sb_2O_3)$ в присутствии восстановителя, чем, в частности, пользуются в промышленных целях при осуществлении процесса возгонки сурьмы из окисленных и сульфидно-окисленных сурьмяных руд, а также комплексных руд, содержащих тяжелые цветные и благородные металлы.

Отличительной особенностью процесса обжига антимонита является расплавление огарка. Кроме Sb_2S_3 и Sb_2O_3 , к числу легкоплавких химических соединений сурьмы относится также промежуточный продукт окисления антимонита – $2 Sb_2S_3 - Sb_2O_3$ (температура плавления 547°C), возможность образования которого отмечается в работе (Шейн, 1968). Поэтому присутствие указанных компонентов в сульфидных рудах и концентратах, подвергаемых окислительному обжигу, может вызвать значительное спекание материала, с образованием очень прочных в механическом отношении агломератов, что в свою очередь может явиться препятствием к последующему извлечению золота и серебра из огарков методом цианирования.

Галенит PbS . Природный сульфид свинца характеризуется значительно более высокой температурой воспламенения (700°C) по сравнению с другими сульфидами, составляющими основу рудного комплекса золотосодержащих руд и концентратов. В обычных условиях обжига, рекомендуемых для пиритных и мышьяково-пиритных концентратов (500-600°C), окисление PbS протекает довольно вяло.

Основным продуктом окисления галенита в данных условиях является сульфат свинца $PbSO_4$. Плотные корочки сульфата затрудняют доступ кислорода к внутренней части зерен минерала. В результате этого общая степень окисления PbS (следовательно, и степень возможного вскрытия золота, ассоциированного с галенитом) при низкотемпературном обжиге (400-600°C) является, как правило, весьма незначительной. При более высоких температурах, превышающих температуру воспламенения PbS , происходит частичное или полное оплавление свинцовых соединений, а в присутствии других минералов – образование плотных спеков.

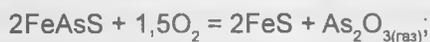
Оплавление зерен связано с образованием в процессе окислительного обжига металлического свинца, который является продуктом взаимодействия одно- и четырехосновного сульфата ($PbO PbSO_4, 4PbO PbSO_4$) с галенитом. По данным (Смирнов, 1966), причиной образования расплавов при обжиге галенита может явиться эвтектика $PbO-PbO PbSO_4$, плавящая при температуре 827°C.

Таким образом, золото (а также серебро), находящееся в ассоциации с галенитом, не может быть извлечено в процессе обработки концентратов по схеме обжиг – цианирование, так как, независимо от температуры обжига, оно остается за-

крытым плотными оболочками из сульфида, сульфата и других соединений свинца, препятствующими контакту золотин с цианистыми растворами.

Другой особенностью окислительного обжига золото-мышьяковых концентратов является то, что из трех основных составляющих арсенопирита (мышьяк, сера, железо) наибольшим сродством к кислороду в данных условиях обладает мышьяк, окисление которого при обжиге происходит в первую очередь.

Интенсивное окисление арсенопирита начинается примерно при 450°C и протекает с образованием в качестве промежуточных продуктов пирротина и магнетита по реакциям:



При температурах выше 600°C окислению арсенопирита предшествует его диссоциация: $4\text{FeAsS} = 4\text{FeS} + \text{As}_4$ (газ).

Газообразный мышьяк окисляется до трехоксида $\text{As}_4 + 3\text{O}_2 = 2\text{As}_2\text{O}_3$, а пирротин — до гематита. Образующаяся трехокись мышьяка обладает высокой летучестью. При температуре 465° С упругость пара As_2O_3 равна 1 ат. Поэтому мышьяк, окисленный до As_2O_3 , переходит в газовую фазу. Однако при избытке кислорода трехокись мышьяка может окислиться до пятиоксида: $\text{As}_2\text{O}_3 + \text{O}_2 = \text{As}_2\text{O}_5$.

В зависимости от условий обжига и вещественного состава обжигаемого материала пятиокись мышьяка может оставаться в огарке в неизменном состоянии или вступать во взаимодействие с окислами железа, образуя арсенаты двух- и трехвалентного железа $\text{Fe}_3(\text{AsO}_4)_2$ и FeAsO_4 . Так как пятиокись мышьяка и арсенаты железа практически нелетучи, мышьяк, окисленный до пятивалентного состояния, полностью остается в огарке. Последнее обстоятельство крайне нежелательно, так как при последующем цианировании огарка мышьяк переходит в раствор и в ряде случаев полностью расстраивает осаждение золота цинковой пылью. Обратное использование обеззолоченных цианистых растворов становится при этом практически невозможным. Кроме того, присутствие в огарке соединений пятивалентного мышьяка приводит к образованию пленок на поверхности золотых частиц, что затрудняет их растворение в цианистом растворе.

В связи с этим при обжиге концентратов, содержащих арсенопирит, мышьяк необходимо переводить в газовую фазу. С этой целью обжиг мышьяковистых концентратов следует проводить в слабоокислительной атмосфере, что способствует образованию летучей трехоксида и сводит к минимуму окисление мышьяка до пятивалентного состояния. Однако слабоокислительная атмосфера, благоприятствующая удалению мышьяка, не соответствует условиям максимального окисления сульфидной серы, для удаления которой требуется значительно более окислительная атмосфера. В связи с этим наиболее рациональным путем окисления золотомышьяковых концентратов является двустадийный обжиг. Первая стадия обжига, проводимая в условиях ограниченного доступа воздуха, имеет целью перевод мышьяка в виде As_2O_3 в газовую фазу. Полученный огарок поступает на вторую стадию, где при значительном избытке кислорода происходит окисление сульфидной серы. Такой двустадийный обжиг позволяет получить благоприятный для цианирования пористый огарок с невысоким

содержанием сульфидной серы и мышьяка. Благодаря своим преимуществам двухстадийный обжиг находит применение в практике золотоизвлекательных фабрик, перерабатывающих золотомышьяковые концентраты. Примерно аналогичный эффект можно достигнуть и при одностадийном обжиге, если при этом использовать принцип противотока, т. е. движение материала навстречу обжиговым газам. В этом случае исходный сульфидный концентрат в первый период обжига будет контактировать с уже частично использованными газами, имеющими поэтому невысокую концентрацию кислорода. Это обстоятельство способствует тому, что в первый период обжига будет удаляться мышьяк. По мере дальнейшего движения материала в печи он будет приходить в контакт с газом, все более обогащенным кислородом, в результате чего на выходе из печи огарок будет свободен не только от мышьяка, но и серы. Принцип противотока широко используется при осуществлении подового обжига золотосодержащих сульфидных концентратов.

В настоящее время обжиг флотационных пиритно-арсенопиритных концентратов является зарекомендовавшей себя технологией. Как правило, исходные сульфидные концентраты содержат 18-25% серы, 5-10% мышьяка, 50-250 г/т золота.

Первоначально окислительному обжигу подвергали всю массу золотосодержащей руды. Руду помещали на под печи и нагревали до температуры 600-700°C, используя в качестве топлива дрова, газ и уголь. По окончании обжига материал охлаждали, измельчали и цианировали как обычные окисленные руды. При удовлетворительном в целом извлечении золота из ряда упорных руд указанным методом стоимость обжига всей массы руды оставалась довольно высокой. Несмотря на это, и в настоящее время некоторые зарубежные фабрики успешно применяют данную технологию. К ним, в частности, относится золотодобывающее предприятие Гетчелл.

В последние годы окислительный обжиг особенно широко распространен в связи с переходом большинства золотоизвлекательных фабрик на флотационные схемы обогащения руды и получением значительного количества упорных пиритных и мышьяково-пиритных концентратов, трудно поддающихся прямому цианированию.

Высокое содержание в концентратах серы (до 35-40%) позволяет вести обжиг почти без затрат топлива. Одновременно достигается значительная экономия при побочном извлечении серы из обжиговых газов. В частности, из газов, образующихся при обжиге сульфидных золотосодержащих концентратов, в Австралии ежегодно извлекают 60000 т серы (Лодейщиков и др., 1973).

Наиболее радикальным способом подготовки углистых руд (и концентратов) с повышенной сорбционной активностью является окислительный обжиг с полным выгоранием углерода. Эффективность данного метода доказана практикой работы многих крупных предприятий мира. На большинстве из них перерабатывают руды и концентраты, содержащие, наряду с сорбционно-активным углеродом, значительное количество золотосодержащих сульфидов (пирит, арсенопирит).

Окислительный обжиг решает сразу две проблемы: «уничтожение» углерода и вскрытие тонковкрапленного золота в сульфидах.

Известные способы извлечения золота из упорного минерального сырья (автоклавное и бактериальное окисление, сверхтонкое измельчение), содержащего углеродистую составляющую или иные упорные соединения, во многих случаях не обес-

печивают удовлетворительных показателей. Это связано, прежде всего, с высокой стойкостью к окислению и сорбционной активностью углеродистой составляющей минерального сырья, что обуславливает большие потери золота с твердыми остатками (Санакулов, 2014).

Так, при цианировании упорных углеродистых руд и концентратов в ряде случаев в растворе вообще не обнаруживается даже следов золота, т. е. образующиеся в результате взаимодействия с цианидом комплексные соединения золота полностью сорбируются углеродистой составляющей сырья. Цианирование в присутствии ионообменных смол и углей, а также с использованием пассиваторов сорбции типа керосина или аполярных жидкостей, несколько улучшают извлечение благородных металлов, но в ряде случаев также имеют низкие технологические показатели.

Пассивация сорбционной активности углерода с помощью продуктов жизнедеятельности бактерий требует специальных ферментеров для выращивания бактерий, тонкого измельчения материала, строгого соблюдения температурных и химических режимов, большой продолжительности процесса. При наличии больших количеств мышьяка и сурьмы, бактериальное выщелачивание становится вообще невозможным вследствие отравления бактерий. Бактериальное окисление не нашло широкого применения для переработки упорного углеродистого минерального сырья.

Попытки снизить сорбционную активность углеродсодержащего сырья путем термической обработки в вакууме практически не применяются из-за сложности аппаратного оформления, дороговизны процесса и низких технологических показателей (Мазманиян, 2013).

Для сорбционно-активных концентратов (присутствие углистых веществ) извлечение золота из продуктов автоклавного окисления также низкое. Связано это с тем, что в условиях автоклавного окисления происходит активация углистого вещества.

Сдерживающими началами обжига всегда считались его «неэкологичность» и необходимость создания сложных систем пыле- и газоочистки. Однако в последние годы данный процесс настолько усовершенствовался и модернизировался, что снова стал выходить на передовые позиции при переработке технологически упорных сульфидных и, особенно, углисто-сульфидных золотых руд (Мазманиян, 2013).

Автоклавное окисление сульфидных руд и концентратов

В последнее время все большее значение в химической технологии и гидрометаллургии цветных металлов приобретают процессы, протекающие в условиях повышенных давлений и температур.

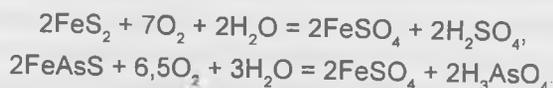
В применении к золотосодержащему сырью интересны два возможных варианта такого рода технологии:

1. Автоклавное вскрытие (окисление) сульфидов с сохранением золота и серебра в нерастворимом остатке, из которых их можно извлечь цианированием или другими гидрометаллургическими методами.

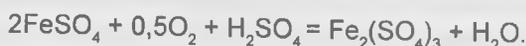
2. Автоклавное (например, кислородно-аммиачное) выщелачивание, в котором процесс вскрытия золотосодержащих сульфидов совмещен во времени и аппаратуре с процессом растворения золота.

Главными факторами, определяющими скорость и степень окисления пирита в автоклаве, являются температура и парциальное давление кислорода.

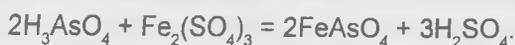
Автоклавное выщелачивание сульфидных золотосодержащих концентратов может осуществляться как в кислой, так и в щелочной средах. При выщелачивании в кислой среде разрушение пирита и арсенопирита протекает по следующим окислительно-восстановительным реакциям:



Ионы двухвалентного железа окисляются кислородом до трехвалентного по реакции:

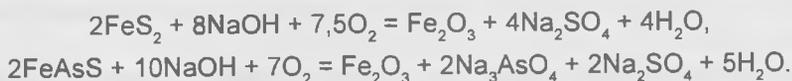


Перешедший в раствор мышьяк осаждается в виде малорастворимого арсената железа (+3) по реакции:



Приемлемая степень окисления пирита и арсенопирита достигается за 2-4 ч при температуре 120-180°C и давлении 0,2-1,0 МПа. Вскрытое из сульфидов золото полностью остается в осадке.

При выщелачивании пирита и арсенопирита в щелочной среде протекают следующие реакции:



В результате железо (вместе с золотом) остается в осадке, а сера и мышьяк переходят в раствор (Bhata и др., 1989).

Ведение процесса при температуре, превышающей 120°C, неизбежно связано с расплавлением элементарной серы, некоторое количество которой выделяется при разложении пирита. Расплавленная сера покрывает поверхность окисляющихся зерен сульфида, препятствуя их дальнейшему взаимодействию с кислородом. В результате этого несколько снижается общая степень окисления пирита, а следовательно, и степень вскрытия золота, связанного с сульфидами. Кроме того, наличие серы в твердом остатке вызывает при последующей гидрометаллургической обработке повышенный расход цианида на образование соответствующих роданистых соединений. Поэтому продукты, поступающие на цианирование, рекомендуется подвергать предварительной обработке щелочами с целью перевода элементарной серы в форму водорастворимых сульфидов натрия или кальция. Наиболее удобна в этом отношении известь, являющаяся более дешевым реагентом по сравнению с другими едкими щелочами.

Возможно создание условий автоклавного окисления пирита, при которых вероятность образования элементарной серы может быть сведена до минимума. Это достигается, в основном, за счет использования повышенной температуры (более 180-200°C), что считается более экономичным, чем проведение щелочной обработки остатков автоклавного окисления перед цианированием.

Исследованиями установлено, что золото и серебро в процессе автоклавной обработки пирротин содержащего сырья полностью остаются в оксиде железа, откуда они могут быть извлечены цианированием на 99%. Однако расходы цианида и извести при этом довольно высокие.

Концентрирование и сохранение золота в остатках кислого автоклавного выщелачивания характерно и для других сульфидов железа: пирита и арсенопирита. Однако, авторами работ (Торкава, 1992) утверждается, что часть присутствующего в пиритных концентратах золота (до 5-6% от исходного) может переходить в растворы автоклавного выщелачивания, что предъявляет дополнительные требования к условиям проведения данного процесса и вызывает необходимость организации тщательного контроля состава жидкой фазы на содержание благородных металлов.

Что касается формы нахождения золота в твердых остатках, то, по мнению большинства исследователей, она является достаточно благоприятной для последующего извлечения золота цианидами или другими растворителями, в т. ч. тиокарбамидом.

В отличие от золота, серебро в условиях кислотного автоклавного выщелачивания, как правило, трансформируется из одной упорной формы в другую. Оно достаточно полно высвобождается из сульфидных минералов, однако затем большая часть серебра аккумулируется ярозитовыми соединениями, осаждающимися из растворов в процессе окисления под давлением, и становится упорной для цианирования.

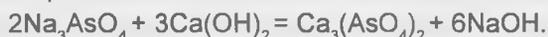
Известно (Sanchez, 1996), что серебро, включенное в ярозитно-бедантитную фазу, может быть вскрыто разложением последней известью или каустической содой. В этой связи авторами (Weir, 1986) рекомендовано при автоклавной переработке сербросодержащих руд и концентратов использовать операцию горячего известкования, что в конечном итоге приводит к существенному улучшению показателей извлечения серебра при цианировании. Однако рекомендуемый для этой цели «жесткий» режим известковой обработки (температура 90°C, продолжительность 2 ч, расход CaO до 100 кг на 1 т концентрата), как считают некоторые специалисты (Demaroulos, 1989), ставит под сомнение экономичность данного технологического приема. Кроме того, при этом возникает проблема «дестабилизации» осадков арсенатов железа, что нежелательно по экологическим соображениям.

В качестве альтернативы предлагается вариант (Schleisinger, 1994), в соответствии с которым в окислительную систему вводится йод I₂, способствующий переводу серебра в легкорастворимый в NaCN иодид AgI.

Некоторые недостатки автоклавного окисления сульфидов (образование элементарной серы, «окклюзия» серебра ярозитами и др.) могут быть устранены при осуществлении процесса в щелочных растворах (например, в растворах NaOH).

Исследованиями некоторых авторов установлено, что кеки щелочного разложения золотосодержащих сульфидов – благоприятный материал для цианирования, вследствие достижения полного вскрытия металла, разрушения пленок на золотинах, разложения цианидов, а также полного перевода мышьяка в раствор в виде арсената натрия Na₃AsO₄. Таким образом, данный процесс можно рассматривать как гидрометаллургическую селекцию золота и мышьяка в коллективных мышьяково-пиритных концентратах. Полученный раствор арсената натрия можно использовать для

извлечения мышьяка в товарную продукцию, например, арсенат кальция, с одновременной регенерацией щелочи:



Отрицательный момент щелочного автоклавного выщелачивания – весьма высокий расход NaOH , значительная часть которого связывается в прочный сульфат Na_2SO_4 не регенерируется простыми способами.

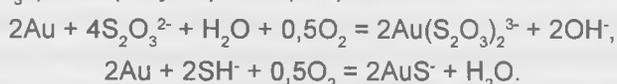
Из анализа приведенных выше реакций щелочного разложения FeS_2 вытекает, что минимальный (теоретически необходимый) расход NaOH , в случае образования в качестве основного продукта оксида Fe_2O_3 , составляет около 330 кг на 1 т пирита. Расход щелочи на взаимодействие с FeAsS и FeS значительно превышает эту величину.

С целью повышения экономичности щелочного автоклавного выщелачивания, авторами работ (Яковлев, 1995) предложено вместо NaOH использовать KOH , с последующей утилизацией отходов гидрометаллургического процесса путем получения из них калийного удобрения (в виде сульфата калия).

Одна из разновидностей автоклавного процесса – аммиачное выщелачивание (Яковлев, 1995). Установлено, что в избытке аммиака простые сульфиды тяжелых металлов дают растворимые (сульфаты) или нерастворимые (гидраты окислов) соединения. Сложные сульфиды (арсенопирит, халькопирит), окисляясь кислородом, распадаются на основные части, одни из которых растворяются в аммиаке (медь, никель), а другие образуют нерастворимые соединения (железо).

Мышьяк не образует комплексных соединений с аммиаком и переходит в раствор в форме аниона AsO_3^{3-} , который под влиянием кислорода и повышенной температуры переходит в AsO_4^{3-} . Эти анионы мышьяка связываются в труднорастворимые в аммиачных растворах соединения типа $\text{NH}_4\text{MgAsO}_4$ или $\text{NH}_4\text{CaAsO}_4$, что позволяет очистить растворы (и содержащееся в них золото) от мышьяка.

Растворение золота в аммиачном процессе связано с присутствием в растворах тиосульфатов (SO_3^{2-}) и гидросульфатов (SH^-):



Последние образуются в щелочной среде в результате гидролиза растворимой сульфидной серы: $\text{S}^{2-} + \text{H}_2\text{O} = \text{SH}^- + \text{OH}^-$.

Отмечается, что практическое значение автоклавно-аммиачный процесс может иметь только при комплексной переработке медно-золотых концентратов, обычные методы извлечения золота из которых не обеспечивают необходимого эффекта (Лодейщиков и др., 1973).

В работе (Mason, 1991), наряду с другими способами автоклавной переработки упорных золотосодержащих руд и концентратов, описан совмещенный процесс вскрытия-выщелачивания золота гипохлоритными растворами. Эксперименты по выщелачиванию руды с дисперсным золотом проводили в двухлитровых автоклавах, имеющих корпус из нержавеющей стали и титановую футеровку. Условия выщелачивания: температура 210°C; давление 680 кПа; продолжительность 90 мин; расход гипохлорита натрия 120 кг на 1 т руды. После окисления раствор отделяли от твердой фазы пульпы, кек промывали 10%-ным раствором соляной кисло-

ты. Извлечение золота в раствор составило 97%. Показана возможность замены гипохлорита натрия смесью гипохлорит кальция + $\text{HCl} + \text{NaCl}$ с достижением близких показателей извлечения. Переход Au в гипохлоритные растворы при окислении под давлением происходит быстро и завершается в одну стадию, что делает ненужным последующее цианирование.

В работе (Pescic и др., 1992) в качестве перспективного рассмотрен вариант, в котором процесс автоклавного вскрытия упорных пиритных руд сочетается с последующим выщелачиванием золота и серебра из остатков бромными растворами (смесь Br_2 и NaBr). На примере 3-х типов руд определены оптимальные режимы бромного выщелачивания: температура 40°C , продолжительность 3 ч, плотность пульпы 100 г твердого на 1 л, обеспечивающие извлечение золота в гидрометаллургическом цикле от 87-91 до 97%. Первые цифры относятся к материалам, содержащим серебро, последняя – к золотым рудам.

В работе (Kontopoulos, 1989), представлена информация о семи промышленных установках по переработке упорных золотосодержащих руд и концентратов методом автоклавное вскрытие – цианирование.

Фабрика Мак-Лафлин, принадлежащая компании «Хоумстейк» (США), с 1985 г. осуществляет переработку необогащенных сульфидных золотосодержащих руд (2700 т в сутки, содержание Au 4-6 г/т) по схеме, включающей предварительную кислотную обработку, автоклавное вскрытие сульфидов (температура $160-180^\circ\text{C}$, давление 2200 кПа, продолжительность 1,5 ч), промывку пульпы методом противоточной декантации, нейтрализацию (известь) и цианирование по методу «CIP». В связи с относительно низким содержанием серы в исходном сырье пульпа перед поступлением в автоклав подогревается до температуры $90-120^\circ\text{C}$ в теплообменниках. Извлечение золота 92-93%.

Фабрика Гетчелл (США, штат Невада) с 1989 г. перерабатывает руду со средним содержанием золота 4,0 г/т, серы 3,5, мышьяка 2,3, карбонатного углерода 1,6% по автоклавно-цианистой технологии. Схема переработки руды аналогична принятой на фабрике Мак Лафлин. Рабочая температура в автоклаве 210°C , давление 3500 кПа. Проектная производительность установки 3000 т руда в сутки. Извлечение золота 89%.

Фабрика Меркьюр (США, штат Невада) функционирует с 1988 г., перерабатывает руду с содержанием золота 2-3 г/т, серы 0,8-1,7% по схеме: автоклавное окисление в щелочной среде – цианирование. Условия автоклавного выщелачивания. температура 225°C , давление 3350 кПа, продолжительность 70 мин. Щелочная среда создается в результате нейтрализации образующейся H_2SO_4 присутствующими в руде карбонатами (массовая доля карбонатов 20%). Перед поступлением в автоклав руда измельчается до крупности минус 75 мкм, пульпа сгущается до 50% твердого и подогревается в башенных нагревателях. Цианирование производится по методу «CIP». Извлечение золота составляет 83% с перспективой увеличения до 90-91%.

Фабрика Голдстрайк, как и Меркьюр, принадлежит корпорации «Эмерикен Бэррик». Пущена в эксплуатацию в 1990 г. Производительность фабрики 1400-1500 т руды в сутки. Содержание золота в руде 5,4 г/т. Руда отличается от перерабатываемой на фабрике Меркьюр низким содержанием карбонатов (около 3%). Поэтому выщелачивание сульфидов (массовая доля 1,5-3,5%) происходит в кислой среде. Пульпа пе-

ред цианированием нейтрализуется известью. В остальном технология аналогична принятой на Меркьюр. Извлечение золота 89%.

Золотодобывающее предприятие Сан Бенто (компания «Сан Бенту Минерасан», Бразилия) вступило в строй в 1987 г. Автоклавному окислению (температура 190°C, давление 1600 кПа) подвергается золото-мышьяковый флотационный концентрат, содержащий 9,9% мышьяка, 18,7% серы, 34% железа. Концентрат предварительно обрабатывается кислотой с целью разложения карбонатов. После нейтрализации (известкование) окисленная пульпа подвергается цианированию в присутствии активированного угля. Производительность предприятия по руде 660, по концентрату – 200 т в сутки. Извлечение золота из концентрата 90-91%.

На фабрике Кэннон (США) производительностью 1500-2000 т руды в сутки пиритизированная золотосодержащая руда с исходным содержанием золота 8-10 г/т, после измельчения до крупности 95% класса минус 0,074 мм, подвергается флотационному обогащению. Концентрат флотации планируется в 2 стадии с промежуточным автоклавным окислением. Осаждение золота из растворов производится цинковой пылью. Общее извлечение золота в товарную продукцию фабрики составляет 92%.

В 1990 г. введено в строй золотодобывающее предприятие Поргера (Папуа-Новая Гвинея) с плановой мощностью 28 т золота в год в течение первых 6 лет эксплуатации. В 1991-1992 гг. производительность фабрики составила порядка 1 млн. т со средним содержанием золота в руде 36 г/т. Переработка руды на фабрике производится методом флотационного обогащения с извлечением золота в низкосортные пиритные концентраты (содержание серы в концентратах 9%) на уровне 90-95%.

Технологическая схема переработки концентратов включает следующие основные операции: окисление пирита в автоклавах кислородом при температуре 190°C и давлении 1800 кПа в течение 3 ч; отделение шлама от кислого раствора в сгустителях; цианирование шлама по стандартной угольно-сорбционной технологии с получением в конечном итоге металлических слитков золота.

Применяемые на фабрике секционные горизонтальные автоклавы характеризуются следующими параметрами: длина 27 м, внутренний диаметр 3,6 м, рабочий объем 160 м³. Автоклавы изготовлены из 25 мм углеродистой стали и изнутри футерованы свинцом и огнеупорными материалами. Каждый автоклав снабжен 7-10 мешалками из титана мощностью по 110 кВт. Продолжительность пребывания пульпы в автоклаве составляет 3 ч. При этом обеспечивается степень окисления сульфидной серы до 95% и более. Для снабжения автоклавов кислородом построена кислородная станция, потребляющая 46 тыс. м³ воздуха в час.

Извлечение золота в металлургическом цикле составило более 95% (King, 1992; Larmour, 1992; PNG, 1993).

Технология автоклавного выщелачивания сульфидных золотосодержащих руд и концентратов планируется к внедрению и на ряде других предприятий. В новых проектах учитываются возможности дальнейшего совершенствования автоклавного процесса, включая передел нейтрализации кислой пульпы перед цианированием.

Так, в процессе опытно-промышленных испытаний технологии на фабрике Лоун Три (Simmons, 1994) показана эффективность *двустадийной схемы щелочной нейтрализации разгрузки автоклава с предварительной интенсивной аэрацией пульпы,*

что позволило ускорить процесс перехода Fe^{2+} в Fe^{3+} и получить стабильные Fe-As осадки, пригодные для складирования в хвостохранилище. В результате аэрации расход NaCN снизился на 1,0 кг/т. Проведенные усовершенствования обеспечили значительное снижение капитальных и эксплуатационных затрат.

Целесообразность продувки воздуха через пульпу автоклавного выщелачивания при ее нейтрализации подтверждена в работе (Thomas и др., 1991). В этой же работе отмечается важность правильной дозировки H_2SO_4 , расход которой должен быть не более 50% от стехиометрически необходимого на разложение карбонатной составляющей руды.

В работе (Pnprangelakis, 1992) представлены результаты исследований и расчетов по оптимизации процесса автоклавного выщелачивания рудных материалов в многоступенчатых реакторах на основе математического моделирования. Показано, что для достижения стабильного автоклавного режима необходимо поддерживать постоянство общего давления в системе (O_2+H_2O), а не парциального давления O_2 . Отмечается также, что при содержании серы в исходном сырье более 5,5% целесообразно использовать комбинацию из двух автоклавов: первый – 4-секционный с равным объемом секций, а второй – 5-секционный с удвоенным объемом 1-й камеры.

С целью удешевления автоклавов рекомендуется использовать керамическую футеровку, преимуществами которой являются невысокая стоимость, устойчивость к коррозии, истиранию и термоударам, хорошие изоляционные свойства, а также надежность и долговечность. Керамическая футеровка может быть изготовлена в виде пластин и кирпичей из углеродистых материалов, SiC, ZrO_2 , глиноземистых и силикатных материалов (MasonI, 1992).

В работе (Malone и др., 1995) проведено экономическое сопоставление вариантов автоклавного окисления исходных руд и флотационных концентратов. Показано, что по второму варианту капитальные затраты снижаются в 2 раза. Улучшение экономических показателей процесса возможно при циркуляции кислоты, используемой для предварительной обработки рудного сырья. Так, повышение степени рециркуляции кислоты с 18 до 36 кг на 1 т руды снижает сроки окупаемости процесса с 4,3 до 2,1 года, а для переработки концентратов в сопоставимых условиях – с 2,3 до 1,4 лет.

Считается, что при автоклавном выщелачивании золотосодержащих руд концентратов, как правило, достигается более высокая степень окисления сульфидов (особенно пирита и элементной серы) и, как правило, большее извлечение золота. Однако, повышенное содержание сульфидной серы в концентрате, выше уровня автогенности (примерно 6% сульфидной серы), осложняет автоклавное выщелачивание. Для поглощения избыточного тепла требуется разбавление пульпы водой и, как следствие, повышение объема аппаратуры и материальных затрат.

Подтверждением сказанному является переход в 1990-1991 гг. завода Сао Бенто (Бразилия) по автоклавному выщелачиванию концентратов с высоким содержанием сульфидной серы 24,9% на комбинированную технологию, включающую неполное бактериальное выщелачивание сульфидов в течение 24 ч с последующим полным автоклавным довыщелачиванием сульфидов и элементной серы. В результате применения комбинированной бактериально-автоклавной технологии извлечение золота при цианировании остатка автоклавного выщелачивания увеличивается до 95% и

выше по сравнению с 90% при прямом автоклавном выщелачивании концентратов (Набойченко и др., 2009).

Комбинированная технология бактериально-автоклавного выщелачивания выбрана также компанией Кинросс Гоулд Корпорейшн (Канада) для извлечения золота из пиритно-арсенопиритного концентрата месторождения Олимпиас в Греции.

Для решения проблемы эффективной переработки высокосульфидного концентрата Олимпиадинского месторождения, который в настоящее время перерабатывается с применением технологии бактериального выщелачивания (Совмен и др., 2007), выполнены исследования по автоклавному выщелачиванию остатка биоокисления текущего производства Олимпиадинской ЗИФ (Шнеерсон и др., 2012). Бактериальный остаток с содержанием 6,4% сульфидной серы и 8,9% элементной серы направлялся на автоклавное выщелачивание при температуре 225°C, парциальном давлении кислорода 0,7 МПа и общем давлении 3,25 МПа. Это позволило практически полностью доокислить сульфиды и элементную серу, остаточное содержание которых составило 0,2 и 0,5% соответственно. При цианировании остатка автоклавного выщелачивания извлечение золота повысилось до 95-96% по сравнению с 86% при цианировании исходного биокека. Расход цианида снизился с 89 до 3-5 кг/т. Авторы указывают на возможность протекания процесса в автогенном режиме, без подвода тепла извне.

Комбинирование процессов бактериального и автоклавного выщелачивания является весьма перспективным направлением не только применительно к высокосульфидному концентрату Олимпиадинского месторождения с содержанием серы сульфидной до 23% и более, но и к другим высокосульфидным концентратам месторождений РФ.

Для подтверждения целесообразности комбинирования процессов бактериально-го и автоклавного выщелачивания применительно к переработке высокосульфидных концентратов рассмотрены результаты исследований (Седельникова, 2013), выполненных в ФГУП ЦНИГРИ, по бактериальному выщелачиванию упорных золотосульфидных концентратов различного состава.

Анализ вещественного состава более 20-ти технологических проб концентратов 12 месторождений (Майское, Нежданинское, Олимпиадинское, Албазино, Кючус, Змеиное, Дrajное, Попутнинское, Кутынское, Хатчан, Хатыннах, Пезинок) показывает, что исследованные пробы сильно отличаются по химическому и минеральному составу.

Высокое содержание сульфидов в концентратах месторождений Нежданинское (79,1%), Олимпиадинское (40,1%) Попутнинское (89,5%) и Пезинок (56,4%), обуславливает неблагоприятные предпосылки для их прямого автоклавного и бактериального выщелачивания. Проведенные в ФГУП ЦНИГРИ лабораторные, укрупненно-лабораторные полупромышленные испытания (последние для концентратов месторождений Майское, Нежданинское, Олимпиадинское, Пезинок) показали, что бактериальное выщелачивание концентратов в зависимости от содержания сульфидной серы и количества присутствующего пирита протекает по-разному. К легко окисляемым концентратам относятся концентраты месторождений Албазино и Кутынское. Продолжительность их биоокисления 80-96 ч. Достигается высокая степень окисления сульфидов (арсенопирита 96-99%, пирита 79-94,8%). Извлечение золота в про-

цессе цианирования остатков биоокисления составляет 97,5-98%. По-видимому, автоклавное выщелачивание этих концентратов должно протекать также хорошо, как и бактериальное. Однако, учитывая легкую окисляемость этих концентратов с применением метода бактериального выщелачивания и значительно меньшую стоимость биопроцесса по сравнению с автоклавным, представляется целесообразным переработка их с использованием биогидрометаллургической технологии.

Концентраты месторождений Майское Змеиное, Дрожное, Кючус, Хатчан, Ха-тын-нах относятся к среднеокисляемым, продолжительность их бактериального окисления 96-120 ч, степень окисления арсенопирита составляет 91-99%, пирита 55-93%, извлечение золота при цианировании 91-98%. Переработка их может осуществляться методом бактериального выщелачивания.

Биоокисление высокосульфидных концентратов Олимпиадинского, Нежданинского, Пезинок и Попутнинского протекает довольно сложно и сопровождается резким повышением кислотности (за исключением Олимпиадинского концентрата, в котором содержатся карбонаты), рН снижается до 1,0 и менее, что ингибирует бактерии и требует добавки извести. Даже при продолжительности выщелачивания 120-144 ч не достигается полное окисление сульфидов: степень окисления арсенопирита составляет 95,4-98,5%, пирита 60-65,8%. Извлечение золота при цианировании кека биоокисления равно 91,3-96%, расход цианида – 6,5-9,5 кг/т концентрата (при условии применения предварительной аэрации кека биоокисления перед цианированием). Учитывая достаточно высокую продолжительность процесса бактериального выщелачивания, невысокую степень окисления пирита и относительно невысокое извлечение золота из концентратов с высоким содержанием сульфидной серы (23-44%), целесообразно рекомендовать для их переработки комбинированную бактериально-автоклавную технологию переработки. Прямое автоклавное выщелачивание названных концентратов, вероятно, также будет малоэффективным и высоко затратным.

Бактериальное окисление сульфидных минералов

Микроорганизмы – это обширная группа преимущественно одноклеточных живых существ, значительно проще организованных, чем растения и животные. Они широко распространены в природе: в 1 г почвы или грунта водоема может содержаться до 2...3 млрд микроорганизмов. Считается, что современной микробиологии известно не более 10% видов микроорганизмов, существующих в природе (Адамов, Панин, 2003).

К ним относятся бактерии, микоплазмы, актиномицеты, дрожжи, микроскопические грибы и водоросли. Микроорганизмы подразделяются на *прокариотов* (содержат примитивное ядро, не имеющее оболочки) и *эукариотов* (содержат ядро, имеющее оболочку с набором хромосом, сходных с клетками высших растений и животных). К микроорганизмам-прокариотам относятся бактерии, микоплазмы, актиномицеты, к эукариотам – дрожжи, микроскопические грибы, водоросли.

Морфология и жизненный цикл микроорганизмов чрезвычайно разнообразны. В процессе эволюции они адаптировались к самым различным экологическим условиям. Необычайная устойчивость микроорганизмов к различным факторам внешней

среды позволяет им занимать крайние границы биосферы. Их обнаруживают в грунте океана на глубине 11 км, на поверхности ледников в Арктике и Антарктике, высоко в горах, в почвах пустынь и в атмосфере на высоте 20 км.

В основе классификации бактерий – условия их существования и жизнедеятельности: по типу источника энергии, донору электронов, источнику углерода, кислотности среды обитания, температуре роста и размножения, отношению к кислороду, давлению и другим параметрам, обеспечивающим их активную жизнедеятельность.

Источником энергии при *паратрофном* способе питания являются живые организмы, при *хемотрофном* – химические, а при *фототрофном* – фотохимические реакции. У *литотрофных* микроорганизмов донор электронов – неорганические вещества, а у *органотрофных* – органические. Источником углерода для *автотрофных* микроорганизмов служит углекислота, а для *гетеротрофных* – органические вещества.

Большинство бактерий предпочитают среду с нейтральным значением величины pH, однако *ацидофильные* микроорганизмы могут развиваться в сильно кислой среде при pH < 1, в то время как *синезеленые* свой жизненный цикл осуществляют при pH 13.

Психрофильные микроорганизмы растут при температуре до -6°C, *мезофильные* – 25...35°C (максимальная 38...45°C), а *термофильные* способны выдерживать температуру до 70...90°C.

По отношению к кислороду бактерии делятся на *аэробы*, которые осуществляют окислительные дыхательные процессы с участием кислорода (в протекающем при этом энергетическом метаболизме кислород является акцептором электронов), и *анаэробы*, которые осуществляют дыхательные процессы при окислении органических веществ за счет восстановления неорганических соединений, содержащих связанный кислород (углекислота, сульфаты, нитраты). Для строгих анаэробов свободный кислород токсичен. По кислородному режиму бактерии могут быть строгими или факультативными аэробами или анаэробами.

Микроорганизмы могут существовать при значительном давлении. Так, *барофилы*, выделенные в Филиппинской впадине, осуществляют свою жизнедеятельность при давлении 100 МПа. Рекордисты среди бактерий – *Bacillus subtilis*, которые выдерживают давление в 2000 МПа.

В месторождениях полезных ископаемых микроорганизмы участвуют в трансформации различных минеральных форм, превращениях элементов, в их осаждении и растворении, в образовании новых химических соединений, в миграции элементов и их соединений и, наконец, в образовании самих месторождений полезных ископаемых.

Рассмотрим классификацию и характеристику основных видов микроорганизмов (табл. 12) (Санакулов, 2009), которые используются в процессах биогидрометаллургии. Прежде всего, это бактерии, окисляющие Fe²⁺, S⁰ и сульфидные минералы, классификация которых приведена на рис. 23.

В рудных месторождениях, кроме этих микроорганизмов, встречаются и другие, которые обитают в широком диапазоне pH (от 0,5 до 10) и населяют практически все экологические ниши месторождений сульфидсодержащих руд.

Таблица 12

Основные виды микроорганизмов, используемых в процессах биогидрометаллургии

Микроорганизмы	Род микроорганизмов	Область применения
Микроорганизмы, окисляющие железо (II), серу и сульфидные минералы	<i>Acidithiobacillus</i>	Бактериальное выщелачивание металлов из руд и концентратов
	<i>Leptospirillum</i>	
	<i>Sulfobacillus</i>	
	<i>Acidianus</i>	
Сульфатредуцирующие бактерии	<i>Desulfovibrio, Desulfomonas, Desulfobulbus, Desulfobacter</i> и др.	Очистка сточных вод, осаждение металлов, флотация
Бактерии, окисляющие железо и марганец	<i>Siderocopsa, Metallogenium, Galionella, Spirothrix, Leptothix</i>	Очистка сточных вод
Бактерии, восстанавливающие и окисляющие марганец и железо	<i>Pseudomonas, Bacillus</i> и др.	Очистка сточных вод, выщелачивание марганца
Бактерии, окисляющие As^{3+}	<i>Pseudomonas arsenitooxidans, Pseudomonas putida, Alcaligenes eutrophus</i>	Очистка промышленных сточных вод
Бактерии, восстанавливающие Cr^{6+}	<i>Pseudomonas dechromaticans</i>	Очистка сточных вод
Микроорганизмы, растворяющие, аккумулирующие и осаждающие золото	<i>Bacillus, Pseudomonas</i> , дрожжи, мицелиальные грибы, водоросли	Растворение, сорбция и осаждение золота
Микроорганизмы, разрушающие силикаты	<i>Aspergillus niger, Bacillus musilaginosus</i> , лишайники и др.	Обескремнивание бокситов, извлечение титана, никеля, алюминия, урана из силикатных пород
Микроорганизмы, аккумулирующие металлы	Водоросли, гетеротрофные бактерии, актиномицеты, дрожжи, мицелиальные грибы	Извлечение металлов из растворов, очистка сточных вод, сорбция металлов

Тионовые бактерии рода *Acidithiobacillus* (рис. 24) являются строгими аэробами, т.е. способными развиваться только при наличии свободного кислорода. Для своей жизнедеятельности эти микроорганизмы используют реакции окисления неорганических соединений, протекающие с поглощением кислорода. Наиболее важное свойство тионовых бактерий с точки зрения гидрометаллургических процессов – их способность участвовать в окислении сульфидных минералов и регенерации химических окислителей.

Наибольшее практическое значение в процессах бактериального окисления и выщелачивания имеют железooksисляющие микроорганизмы *Acidithiobacillus ferrooxidans*, присутствующие повсеместно в месторождениях сульфидных, сульфидсодержащих угольных, золотых, урановых



Рис. 23. Классификация бактерий, окисляющих Fe^{2+} , S^0 и MeS .

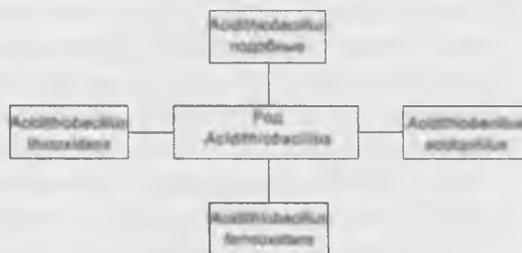


Рис. 24. Классификация бактерий рода *Acidithiobacillus*.

и других руд. Это неспорообразующие подвижные хемолитоавтотрофные клетки (рис. 25) (Петухов, Санакулов и др., 2013). Бактерии длиной 0,8...1 мкм и толщиной 0,4...0,5 мкм передвигаются при помощи полярного жгутика длиной 12 мкм.

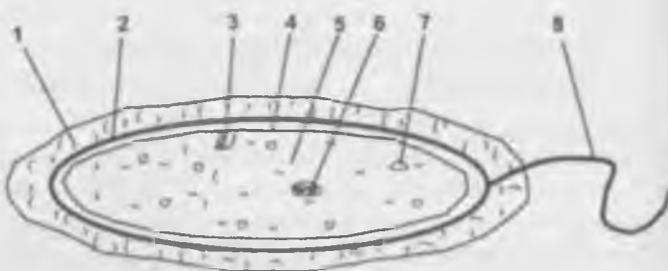


Рис. 25. Строение клетки *A. ferrooxidans*: 1 – слизистая капсула; 2 – клеточная стенка; 3 – мезасомы; 4 – цитоплазматическая мембрана, 5 – цитоплазма, 6 – нуклеоид, 7 – рибосомы, 8 – жгутик.

Снаружи клетка окружена слизистой капсулой, со-

стоящей из полисахаридов, и прочной клеточной стенкой, в которой содержится от 5 до 50% сухих веществ. Стенка, состоящая из гликопептидов (5–10%) является механическим барьером между внешней средой и протопластом (цитоплазматической мембраной и цитоплазмой). Она защищает клетку от окружающей среды и дает возможность существовать в гипотонических растворах. Внутри клетки имеется цитоплазма, окруженная внутренней цитоплазматической мембраной, представляющей белково-липидный комплекс и выполняющей важнейшую роль в жизни бактерий. Во-первых, она регулирует проницаемость клетки, т.е. пропускает воду, необходимые ионы и субстраты, во-вторых, непосредственно участвует в энергетическом обмене, в ней находится система переноса электронов, в-третьих, через мембрану наружу выделяются продукты жизнедеятельности бактерий.

В процессах клеточного метаболизма участвуют и лизосомы – внутрицитоплазматические клеточные образования. В цитоплазме содержатся также рибосомы и карбоксисомы, являющиеся центрами синтеза белков, различные белки и нуклеоид – носитель генетической информации клетки. В клетках содержатся плазмиды – кольцевые внехромосомные молекулы ДНК без белковой оболочки. Плазмиды выполняют ряд жизненно важных функций, в т. ч. они ответственны за устойчивость клеток к тяжелым металлам, т.е., вероятно, с ними связаны адаптационные свойства бактерий.

Постоянные спутники бактерий *A. ferrooxidans* микроорганизмы *Acidithiobacillus thiooxidans*, открытые в 1922 г. Ваксманом и Иоффе. Эти бактерии наиболее кислотолюбивы, они могут развиваться даже при pH 0,3. Источником энергии для них являются соединения серы $S_2O_3^{2-}$, $S_4O_6^{2-}$, S^0 . Встречаются бактерии повсеместно в сульфидных и серных месторождениях. Условия их жизнедеятельности такие же, как у бактерий *A. ferrooxidans*. Поэтому они постоянно вместе.

Для бактерий *A. acidophilus (organoparus)* источник энергии – элементная сера, которую они окисляют при pH 3 и температуре 25...30°C. Азот они потребляют из NH_4^+ и мочевины. В конструктивном метаболизме источники углерода для них, помимо углекислоты, – глюкоза, галактоза, фруктоза, ксилоза, ритоза.

Th. Acidithiobacillus подобные участвуют в окислении Fe^{2+} , S^0 , MeS, начиная с температуры более 40°C. Оптимальная температура для них 50°C. Выделяются они в местах разогрева сульфидных руд, в горячих источниках при температуре до 43°C и pH 2,7, в термах при температуре до 64°C и pH 4,3. Для этих бактерий источниками углерода могут быть дрожжевой экстракт, глутатион, цистеин, цистин.

Бактерии рода *Leptospirillum* широко распространены в месторождениях сульфидных руд вместе с *A. ferrooxidans*. Эти вибрионы, спирали и шаровидные бактерии окисляют только Fe^{2+} и пирит при температуре 30°C.

Микроорганизмы рода *Sulfobacillus*, *Sulfolobus* (*Acidocadarius*, *Acidianus*, *S. thermosulfidooxidans*, *S. acidophilus*, *Acidomicrobium ferrooxidans*) относятся к термофильным микроорганизмам, которые окисляют элементарную серу, железо и сульфидные минералы при температуре от 55 до 90°C.

Как отмечено выше, бактериальное окисление сульфидных минералов осуществляет определенная группа микроорганизмов, способных использовать в качестве энергетических субстратов для жизнедеятельности недоокисленные соединения серы и ион двухвалентного железа при низких значениях pH, в присутствии кислорода и в диапазоне температур от 4 до 90°C. Способность этой группы микроорганизмов, окисляя сульфидные минералы, высвобождать золото из кристаллической решетки, использована для создания биотехнологий извлечения золота из упорных мышьяк содержащих руд.

Наиболее прогрессивной биотехнологией извлечения золота в настоящее время является чановая технология окисления сульфидных минералов. Чановый биогидрометаллургический способ извлечения золота разработан еще в 60-70-х годах прошлого столетия под руководством чл.-корр. РАН, докт.биол.наук Григория Ивановича Каравайко тремя институтами: МИСиС, ЦНИГРИ и ИНМИ РАН.

Первая в мировой практике полупромышленная установка сооружена в Тульском филиале ЦНИГРИ (ТулНИИГП) а затем в Институте Гидроцветмет (г. Новосибирск) и на Бaleyской опытной ЗИФ. На этих установках с 1972 г. проводились исследования технологии бактериального выщелачивания золотомышьяковых концентратов, полученных при обогащении руд более 20-ти месторождений (табл. 13) Российской Федерации, Казахстана, Киргизии и др. Достигнуты высокие степени окисления сульфидных минера-

Таблица 13
Полупромышленные испытания биотехнологии переработки золото-содержащих концентратов различных месторождений на установке в ТулНИИГП.

Месторождение (страна)	Год испытаний	Рудные минералы	Извлечение золота из концентрата, %	
			исходного	продуктов БО
Кокпатас (Узбекистан)	1974	арсенопирит, пирит	9,0	90,0
Кокпатас + Даугызтау (Узбекистан)	1978		15,0	77,3
Бакырчик (Казахстан)	1979		10,0	88,3
Майское (РФ)	1985	арсенопирит, пирит, антимонит	6,0	94,6
Нежданское (РФ)	1986	арсенопирит, пирит	60,0	94,8
	1987		38,4	92,0
Кумтор (Киргизия)	1988	пирит	81,3	94,1
Олимпиадинское (РФ)	1989	пирротин, арсенопирит, пирит, антимонит	46,2	94,3
Перевальное (Киргизия)	1989	арсенопирит, антимонит	4,7	96,0
Тохтаровка (Казахстан)	1990	арсенопирит, пирит	9,3	95,0
Пезинок (Словакия)	1990		3,5	89,0
Талдыбулак (Киргизия)	1991	пирит	72,7	95,3
Дарасун (РФ)	1991	пирит, арсенопирит	83,5	98,4
Бакырчик (Казахстан)	1991-1992		12,6	94,0

лов при довольно высокой степени извлечения золота цианированием (до 98,4%) за 120-150 ч биоокисления. Однако технология была основана на использовании мезофильного сообщества микроорганизмов и аппаратов пачука, что на сегодняшний день потеряло актуальность. Биогидрометаллургическая технология впервые была внедрена в ЮАР в 1986 г. (табл. 14).

Таблица 14

Золотодобывающие предприятия, использующие биогидрометаллургическую технологию (R.W.Lawrence, 1994; C.L.Brierley, 1995; J.Brierley and C.Brierley, 2001; A.Fernando, 2002)

Предприятие, страна	Технология	Мощность, т концентрата (руды)/сут	Год ввода и расширения
Упорные золотосодержащие концентраты (чановое биовыщелачивание)			
Fairview (ЮАР)	BIOX®	10	1986
		35	1991
		62	1999
Wiluna, Австралия	BIOX®	115	1993
		154	1996
Ashanti-Sansu, Гана	BIOX®	720	1994
		960	1995
Younmi, Австралия	BacTech	120	1994
Kasese Cobalt Co. Ltd. (KCCL), Уганда	BRCM/Signet/KCCL	240	1998
Beaconsfield, Австралия	Mintek/BacTech	68	1999
Laizhou, Китай	Mintek/BacTech	100	2001-2004
ЗАО "Полюс", Россия	BIONORD®	300	2001
		1000	2007
ОАО "АЛЕЛ", Казахстан	BIOX®		2005
Кокпатас, Узбекистан	BIOX®	1069	2008
		2138	2011
Золотосодержащие руды			
Tonkin Springs, США	Чановое биовыщелачивание	1500	1991-1998
Agnes, ЮАР	GEOCOAT® (кучное биовыщелачивание)	50	2003

В настоящее время разработкой процессов бактериального окисления и выщелачивания занимается более 100 фирм и организаций в 25-ти странах. В 10-ти странах (ЮАР, Гана, Зимбабве, Австралия, США, Бразилия, Канада, Россия, Перу, Китай) построены крупные промышленные установки чанового процесса бактериального выщелачивания производительностью до 1500 т концентрата в сутки. В России, Канаде и США работают полупромышленные установки производительностью 1...10 т/сут. Проектируются и строятся новые промышленные установки (Тасмания, Греция, Мексика). Образованы крупнейшие компании по разработке и внедрению биовыщелачивания: Gencor, International Bioleach, Us Gold Corp, Genmin, Sao-Bento и др.

Наиболее распространенной технологией биоокисления в реакторах арсенидопиритно-пиритных золотосодержащих концентратов является биогидрометаллургический процесс, разработанный компанией «Gold Fields Limited/Biomim Technologies SA» (рис. 26).

Технология «BacTech process» и «Mintek/BacTech process», разработанная компанией «BacTech/Mintek», отличается от разработки компании «Gold Fields Limited/



Рис. 26. Технологическая схема процесса биоокисления.

Biomin Technologies SA» использованием других типов биореакторов и аппаратурным оформлением.

В России на Олимпиадинском месторождении пирротинсодержащей пиритноарсенопиритной руды в зоне вечной мерзлоты в Красноярском крае на золотоизвлекательной фабрике ЗАО «Полюс» в конце 90-х годов впервые была построена опытно-промышленная установка (шесть реакторов объемом 2,5 м³), на которой была применена биогидрометаллургическая технология извлечения золота из концентратов упорной золотомышьяковой руды. Гидрометаллургическая переработка продуктов бактериального окисления концентратов на опытно-промышленной установке позволила извлечь до 98% золота.

Первый в России цех с использованием биогеотехнологии BIONORD® построен в 2001 г. В цехе пять линий из шести реакторов объемом 450 м³. В 2007 г. был пущен второй цех БИО с тремя линиями из шести реакторов.

Авторами (Лодейщиков, 1999; Van Aswegen и др.) работ установлено, что выбор оптимальных условий бактериального выщелачивания (БВ) в случае переработки золоторудного сырья в конечном итоге определяется показателями извлечения золота при гидрометаллургической переработке (цианировании) продуктов БВ. В то же время критерием эффективности БВ чаще всего считают степень окисления сульфидов. В этой связи чрезвычайно важным является установление четкой зависимости между этими двумя параметрами для каждого конкретного концентрата. Эта зависимость, как правило, не является простой (табл. 15). Так, в течение первых двух суток прирост извлечения золота за счет бактериальной обработки концентрата в целом соответствует степени окисления сульфидов (соответственно 47 и 55%). Однако затем эта зависимость резко нарушается: за двое последних суток при возрастании степени окисления сульфидной серы на 25% (с 55 до 80%) дополнительное извлечение золота увеличилось только на 8%.

Как свидетельствуют результаты многочисленных исследований, одним из существенных резервов интенсификации БВ является повышение активности применяемых бактерий. Главные возможности здесь усматриваются в использовании термофильных микроорганизмов.

Известно, что процесс биоокисления сульфидов является экзотермическим. При достаточном содержании в концентратах естественного «топлива» (сульфидной серы) бактериально-химическая пульпа может саморазогреваться до температуры, значительно превышающей оптимальный предел для *Thiobacillusferrooxidans* (Т.ф.) Поэтому поиск бактерий, способных «работать» при повышенной температуре, причем в условиях низких значений рН, представляется достаточно актуальным.

Интересные результаты в этом плане получены в Институте микробиологии АН СССР (Каравайко, 1989; Способ бактериального выщелачивания..., 1984). В 1984 г. институтом создана синтрофная ассоциация термоацидофильных бактерий, состоящая из *Sulfobacillus thermosulfidooxidans* и *Thiobacillus Sp.*, успешно «работающая» при температуре 35-50°C и рН = 1,0-3,0. Позднее в этом же институте проведены исследования по окислению бақырчыкского концентрата факультативно-термофильными бактериями *Sulfobacillus thermosulfidooxidans sub sp. asporogenes*. Впервые достигнуто активное развитие этих бактерий в относительно плотной пульпе (Ж:Т = 5:1) при температуре 45°C. Окисление сульфидных минералов протекает в области рН от 2,5 до 1,5-1,7. Максимальная скорость перехода железа в раствор 2,5 г/л в сутки при ОВП около 770-780 мВ. Прирост биомассы достигал 1 г/л. Степень окисления пирита и арсенопирита при использовании термофила составила 87 и 96%, у Т.ф. – 72,7 и 92,5% соответственно.

В 1991 г. в Институте микробиологии завершены исследования по изучению нового вида автотрофной термоацидофильной бактерии *Lepidospirillumthermoferrooxidans*. Эта бактерия окисляет Fe²⁺ при температуре 45-50°C и является постоянным спутником *Sulfobacillus thermosulfidooxidans*. Скорость окисления сульфидных минералов в бинарной культуре увеличивается в 1,5-2 раза. Это важно для решения технологических задач переработки сложных по составу концентратов, содержащих цветные и благородные металлы. Завершено также изучение новой термоацидофильной архобактерии, окисляющей Fe²⁺, S⁰ и сульфидные минералы при температуре 40-80°C. Это третий случай в мировой практике выделения подобных бактерий.

По данным работ (Способ обработки руд, 1988) установлено, что за рубежом поиску активно действующих термофильных бактерий, которые могут противостоять высоким температурам (50-70°C), уделяется достаточно большое внимание.

В случае использования обычных бактерий Т.ф. эффективность их действия, как показывают исследования отечественных и зарубежных ученых, может быть повышена за счет увеличения концентрации биомассы в пульпе. Так, в работе (Гришин и др., 1982) рекомендуется поддерживать соотношение концентраций биомассы и закисного железа в пульпе, равное 1:4 (в расчете на 100 единиц твердого продук-

Таблица 15

Влияние продолжительности БВ на степень окисления сульфидной серы и извлечение золота при цианировании (концентрат рудника Фэйрвью, полупромышленные испытания)

Продолжительность БВ, сут	Степень окисления сульфидной серы, %	Извлечение золота при цианировании, %	Прирост извлечения, %
0	0	40	-
0,5	16	55	15
1,0	30	65	25
1,5	45	80	40
2,0	55	87	47
2,5	60	90	50
3,0	68	92	52
3,5	75	94	54
4,0	80	95	55

та). Отмечено, что использование концентрированной культуры увеличивает скорость выщелачивания мышьяка из концентратов в несколько раз. В работе (Гришин, 1983) исследовано влияние количества биомассы *T.f.* на скорость окислительных процессов в условиях подземного выщелачивания и при чановом выщелачивании арсенопиритовых концентратов. Для интенсификации процессов окисления железа и сульфидных минералов рекомендуется применение биомассы высокой плотности (25 г/л), а также подача в пульпу дополнительно до 10 г/л Fe^{2+} . По данным исследований (Адамов, 1989), определенный эффект по ускорению процесса биоокисления (увеличение скорости БВ на 30%) достигается при увеличении плотности биомассы с 1-2 до 3-6 г/л.

Предложен способ (Гришин, 1987) повышения реакционной способности суспензии микроорганизмов *T.f.* путем предварительной обработки ее постоянным током при потенциале катода от -0,1 до -1,0 В. На примере концентрата, содержащего 8,5% мышьяка, 17% цинка, 18% железа, 20% углерода и 94 г/т золота, показано, что такой способ подготовки микроорганизмов позволяет сократить продолжительность БВ на 25% (с 80 до 60 ч). При этом достигается степень окисления мышьяка 81%.

Приведенные примеры позволяют сделать вывод о том, что «микробиологический фактор» должен рассматриваться как один из важных резервов интенсификации БВ, и ему следует уделять самое пристальное внимание.

В некоторых научно-исследовательских работах (Способ бактериального выщелачивания..., 1984) отмечается возможность ускорения БВ за счет введения в пульпу различных интенсифицирующих добавок. Так, институтом САИГИМС предложен способ бактериального извлечения металлов из руд и концентратов с использованием *Thiobacillusthiooxidans* и *T.f.*, по которому в бактериальные растворы или суспензии добавляют соединения двухвалентного марганца и процесс ведут при концентрации его в растворе 0,25-0,35 г/л. За счет этого обеспечивается увеличение скорости БВ пирита в 2-4 раза.

Исследованиями МИСиС (Полькин и др., 1985) установлено положительное влияние солей серебра ($AgNCb$) на процесс БВ золото-мышьяковых концентратов с высоким содержанием серебра. На основе экспериментальных данных сделан вывод, что при добавлении 5 мг/л $AgNO_3$ извлечение Au возрастает с 91,8 до 97,6%.

Другим способом интенсификации БВ является предварительная механохимическая активация (МХА) золотомышьяковых концентратов биогидрометаллургической обработкой. Такой вариант, в частности, рассмотрен в работе (Белый и др., 1985), где приводятся результаты биохимической обработки концентрата с исходным содержанием мышьяка 9,5%. По первому варианту при Ж:Т = 10:1 и концентрации клеток 10 г/л за 22 ч содержание мышьяка снижено до 1,7%. Без МХА за этот же период получены кеки БВ с содержанием мышьяка 3,8%. В случае применения более плотных пульп (Ж:Т = 5:1) при продолжительности выщелачивания 44 ч получены остатки БВ с содержанием мышьяка, соответственно равным 2,0% (с МХА) и 4,9%.

Институтом «Иргиредмет» проведены эксперименты по сверхтонкому измельчению пирита в планетарной мельнице с последующим бактериальным выщелачиванием сульфида в стандартных условиях (продолжительность выщелачивания 72 ч). При этом получены следующие результаты:

Продолжительность измельчения, мин	Удельная поверхность сульфида S, м ² /г	Степень окисления FeS ₂ , %
0	0,8	53,0
0,5	1,4	73,5
1	2,1	78,0
3	3,9	83,0

С увеличением удельной поверхности сульфида (исходная крупность зерен - 0,044 + 0,20 мм) окисляемость его возрастает в 1,4-1,6 раза. При этом скорость окисления сульфидной серы при $S = 2,9 \text{ м}^2/\text{г}$ составляет $0,8 \text{ г}/\text{м}^2$ в час по сравнению с $0,5 \text{ г}/\text{м}^2$ в час при $S = 0,8 \text{ м}^2/\text{г}$.

В работе (Balaz, 1991) представлены результаты лабораторных исследований по БВ механически активированного пирита микроорганизмами *T.f.* Показано, что измельчение пирита в шаровой мельнице в течение 30 мин не только увеличивает свободную поверхность зерен минерала, но и существенно изменяет кристаллическую структуру пирита, что в совокупности положительно влияет на скорость БВ.

При обработке золотосодержащих материалов, трудно поддающихся бактериальному вскрытию, достаточно перспективными представляются варианты, в которых процесс БВ сочетается с другими, более интенсивными методами окисления сульфидов, например, окислительным обжигом или автоклавным выщелачиванием. Последний вариант, в частности, реализован на предприятии Сан Бенто (Бразилия) основные результаты которых приведены в работе (Mining, 1990).

Технология бактериально-автоклавного выщелачивания (БАВ) (Корешков и др., 1993) рекомендована для переработки пирротиновых концентратов. Показано, что предварительная бактериальная обработка пульпы пирротинового концентрата перед автоклавным выщелачиванием позволяет уменьшить продолжительность последнего с 1,5 до 0,5-0,8 ч без ухудшения показателей процесса. Предложены две принципиальные схемы БАВ, предусматривающие последовательное и последовательно-параллельное объединение процессов БВ и автоклавного выщелачивания. Рассмотренные схемы выщелачивания опробованы также на углистых золото-мышьяковых и медно-цинковых концентратах.

Одним из существенных факторов интенсификации процесса БВ является применение специальных методов (Лодейщиков, 1995) перемешивания бактериально химической пульпы.

Исходя из предпосылки, что обязательным элементом технологии БВ является аэрация пульпы, можно было бы предположить, что оптимальным аппаратом для биоокислительного процесса является пневматический перемешиватель типа «пачук». Однако известно, что эффективность смешивания у пачука ниже, чем у реакторов с механическим перемешиванием пульпы, что особенно существенно для процесса БВ с учетом его значительной продолжительности. Очевидно, что по этой причине все функционирующие в настоящее время промышленные установки БВ на зарубежных золотоизвлекающих фабриках осуществляют бактериально-химическую обработку концентратов в механических перемешивателях, конструкция которых постоянно совершенствуется и модернизируется.

Имеется информация о создании новых конструкций биореакторов (R.C.Ir. Emmet, 1991), которые могут быть эффективно использованы для переработки упорного золоторудного сырья.

В США запатентован новый тип конструкций реакторов непрерывного и полунепрерывного действия, предназначенных для бактериального выщелачивания пиритных, арсенопиритных золото- и серебросодержащих руд и концентратов различного состава. Реакторы снабжены вращающимися мембранными диффузорами, которые обеспечивают равномерное распределение газов в объеме аппаратов, интенсивную аэрацию пульпы: позволяют получить пузырьки газа (кислорода или воздуха), диаметр которых не превышает 4,5 мм. В реакторах с помощью теплообменников поддерживается температура 30-35°C. Предусмотрены внутренние фильтрующие устройства для непрерывного удаления побочных продуктов реакций и метаболитов. Осуществляется автоматический контроль за температурой и содержанием кислорода в пульпе.

Как считают авторы изобретения (R.C.Ir. Emmet, 1991), использование разработанных реакторов позволяет осуществить бактериальное выщелачивание с высокой скоростью, повысить производительность процесса, резко уменьшить энергетические затраты.

Агитаторы, как правило, снабжены соответствующими системами аэрации и теплообмена. Лучшей конструкцией импеллера считается импеллер с осевым потоком, который, в отличие, например, от турбин, обеспечивает минимальное «срезающее усилие», способствуя тем самым сохранности клеток бактерий и закреплению их на поверхности сульфидных частиц. При этом такой импеллер обладает хорошей перекачивающей способностью и потребляет меньше энергии. В совокупности продолжительность БВ сокращается примерно в 2 раза.

В работе (R.C.Ir. Emmet, 1990) приведена конструкция аппарата-реактора для биовыщелачивания руды. Реактор представляет открытую емкость для пульпы, имеющую дно, входное и выходное отверстия. Внутренний объем емкости разделен на параллельные секции таким образом, что пульпа от входного отверстия до выходного движется по лабиринту. Для выщелачивания и эффективной деятельности биомассы аппарат снабжен системой подачи кислорода (воздуха) через многочисленные пористые мембранные диффузоры. В реакторе также имеется механическая мешалка для активного перемешивания пульпы в процессе выщелачивания, причем механическая мешалка установлена на раме над реактором с возможностью передвижения в камере реактора.

Одним из путей совершенствования аппаратурного оформления процесса БВ является применение вращающихся барабанов (в т. ч. барабанных мельниц), основными преимуществами которых считаются возможность работы с плотными пульпами и повышение скорости окисления железа и мышьяка (Edwardson, 1998).

В США предложен метод (R.C.Ir. Emmet, 1990) и схема аппарата биовыщелачивания пиритных руд, содержащих благородные металлы. Концентрат загружается в танк биореактора, куда подводятся вода, O_2 , CO_2 , питательные добавки, вводится соответствующий штамм микроорганизмов и осуществляется подвод энергии для их роста и жизнедеятельности. Полученная взвесь непрерывно перемешивается и фильтруется для удаления токсичных продуктов жизнедеятельности бактерий.

Оптимальные условия процесса окисления поддерживаются с помощью автоматики. Подвод O_2 осуществляется в нижнюю часть танка в форме мелких пузырьков по трубопроводу, находящемуся внутри полого стержня механической мешалки. Через этот же стержень с помощью насоса удаляются продукты реакции. На радиально расположенных в нижней части мешалки кронштейнах находятся лопасти мешалки и пористые мембраны для продувки мелких (менее 4,5 мм) пузырьков воздуха. Мембраны изготовлены из гидрофобных материалов и могут быть различно ориентированы относительно вертикальной оси танка.

В Иргиредмете в лабораторных условиях проведено сопоставление интенсивности БВ золотосодержащих сульфидов в различных аппаратах: механических перемешивателях, пачуках и пульсационных колоннах (Лодейщиков, 1993). Установлено, что более предпочтительны в этом плане пульсационные аппараты, обеспечивающие более высокое (по сравнению с пачуками) качество азирования пульпы, критерием которого является величина удельной поверхности контакта жидкой и газовой фаз (УПКФ, m^{-1}). Показано, что при оптимальном расходе воздуха $4 m^3$ на $1 m^2$ площади сечения аппарата в минуту УПКФ в пульсационных колоннах составляет $350 m^2/m^3$, что в 3-4 раза превышает аналогичную величину для пачука ($100 m^{-1}$). С учетом полученных результатов в Иргиредмете разработаны и испытаны в полупромышленных условиях на Балейской опытной фабрике две пульсационные биохимические установки с вместимостью реакционных зон 0,16 и $1,2 m^3$.

Первая установка, смонтированная на базе одной пульсационной колонны диаметром 0,2 и высотой 5 м, оснащенной насадками КРИМЗ, была испытана в технологии биохимического окисления золотосодержащего концентрата Тасеевской фабрики. Пульпа в колонну подавалась непрерывно в направлении снизу вверх, удельный расход воздуха поддерживался на уровне 4 м/мин. Газонасыщенность пульпы в этих условиях составляла 15-20%. Установлено, что благодаря реализуемому в пульсколонне принципу вытеснения весь цикл биохимической обработки удается завершить в одном аппарате. Высокое качество азирования пульпы позволило сократить продолжительность цикла БВ до 42 ч. В сопоставимых условиях продолжительность цикла БВ в пачуках составляла 120 ч. Также отмечено, что эффект аккумуляции золота в пульсколонне минимальный.

На второй установке (рис. 27), смонтированной на базе двух пульсационных колонн диаметром 0,53 м, оснащенных насадками жалюзийного типа (разработаны в Иргиредмете), проведены испытания технологии биохимического окисления концентрата, выделенного из коренных руд Олимпиадинского месторождения. Пульпу подавали в нижнюю часть первой колонны, конечный продукт выводили из нижней части второй пульсколонны. Удельный расход воздуха также поддерживали на уровне 4 м/мин. По результатам испытаний, необходимая степень вскрытия сульфидов была достигнута за 60 ч агитации, в то время как в пачуках эта же степень достигалась только за 120 ч. Из расчета на крупномасштабное производство расход воздуха на 1 т концентрата составил $5000 m^3$, что эквивалентно уровню удельных затрат энергии – 100 кВт ч.

При разработке (на основании проведенных испытаний) исходных данных для проектирования золотодобывающих предприятий пульсационные колонны рекомен-

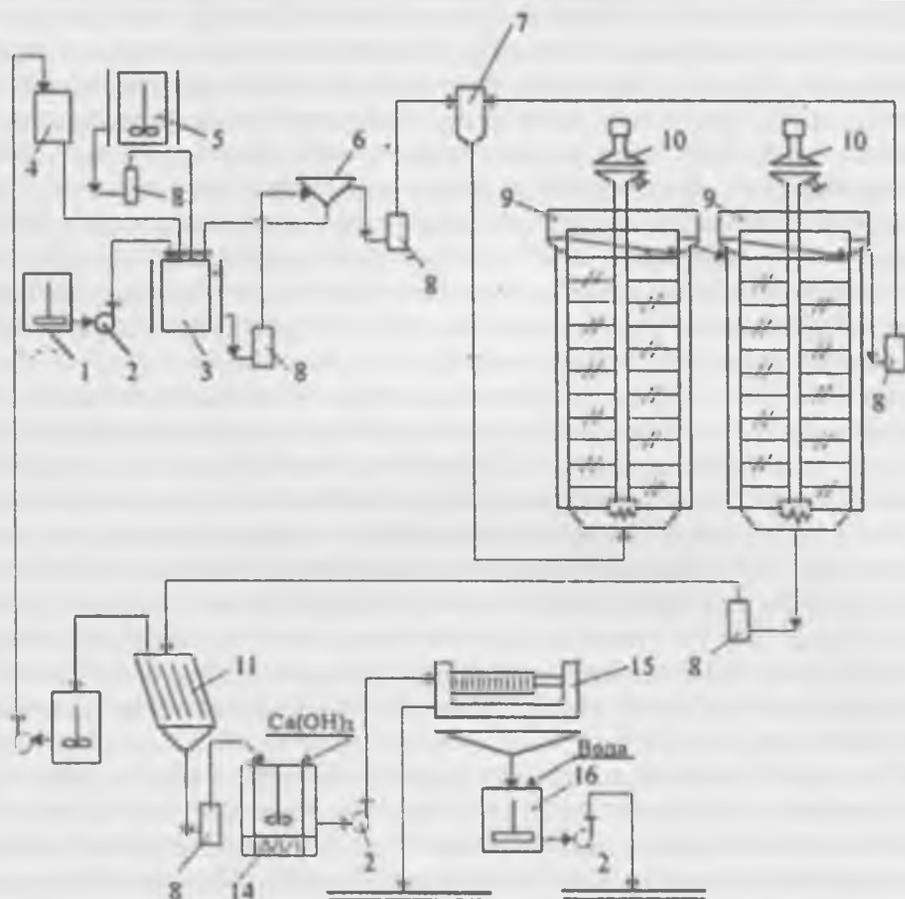


Рис. 27. Схема цепи аппаратов опытно-промышленной установки бактериального выщелачивания в пульсационных колоннах. 1 – агитатор с исходным концентратом; 2 – песковый насос; 3 – контактный чан для кондиционирования пульпы; 4 – бак оборотных растворов; 5 – контактный чан для культивирования бактерий; 6 – дозатор пульпы; 7 – сепаратор воздуха; 8 – эрлифт; 9 – пульсационная колонна; 10 – автопульсатор; 11 – сгуститель пластинчатый; 12 – контактный чан для оборотного раствора; 13 – насос растворный; 14 – чан для нейтрализации пульпы; 15 – фильтр-пресс рамный; 16 – агитатор-накопитель готового концентрата (кека БВ).

дованы Иргиредметом на всех операциях, предусматривающих агитацию пульпы, включая бактериально-химическое вскрытие сульфидного концентрата, нейтрализацию и известковую обработку пульпы БВ, предварительное цианирование и сорбционное выщелачивание золота.

В настоящее время Иргиредметом уже разработана опытно-промышленная пульсационная установка с двумя колоннами диаметром 1,2 м с общей вместимостью 16 м³. Для промышленного использования предполагается разработать проекты пульсационных установок БВ на базе пульсколонн с единичной вместимостью рабочей зоны 200 и 500 м³.

Авторами (Варданян, 2009) проведены исследования и изучены основные характеристики периодического процесса выщелачивания упорной золотосодержащей пиритной руды Тандзутского месторождения Армении с использованием умеренно

термофильной бактерии *Sulfobacillus thermosulfidooxidans subsp. asporogenes* и оригинальных термотолерантных штаммов *Leptospirillum* spp. Оптимальное значение pH для окисления руды с участием *S. thermosulfidooxidans subsp. asporogenes* – 1,8, плотность пульпы, при которой наблюдалась максимальная скорость выщелачивания железа – 10%. При более высоких концентрациях руды снижалась интенсивность окислительных процессов. Наибольшее количество железа при использовании *S. thermosulfidooxidans subsp. asporogenes* переходило в раствор при исходной концентрации окислителя – Fe^{3+} в среде 1,3 г/л. Совместное выращивание *S. thermosulfidooxidans subsp. asporogenes* и бактерий *Leptospirillum* spp. увеличивало степень выщелачивания пиритной руды до 98,4% по сравнению наблюдаемой при использовании *S. thermosulfidooxidans subsp. asporogene*, 34,1%.

Авторами (Совмен, 2005) разработан способ извлечения золота из золотомышьяковых руд и концентратов, который относится к области гидрометаллургии и применяется для извлечения золота из упорных золото-мышьяковых руд и концентратов различного состава. Тонкодисперсное золото заключено в сульфидных минералах и недоступно для получения с применением традиционного промышленного цианистого процесса. Способ переработки упорных золотомышьяковых руд и концентратов БИОС-М включает флотационное обогащение исходного сырья, отмывку пульпы полученного концентрата от цианидов до концентрации 0,05-0,1 мг/л NaCN, биоокисление концентрата, двустадийную нейтрализацию продуктов биоокисления, сорбционное цианирование и десорбцию золота и серебра. Процесс биоокисления ведут в четыре стадии при 37-42°C.

При биоокислении поддерживают pH пульпы на второй стадии на уровне 1,90-1,85, на третьей – на уровне 1,8-1,82 путем подачи исходного концентрата или измельченного известняка, или извести. Перед флотационным обогащением исходного сырья может проводиться его гравитационное обогащение. Для оптимизации процесса часть пульпы с активной биомассой бактерий со второй и третьей стадии биоокисления концентрата возвращают на первую стадию биоокисления.

Способ (Башлыкова, 2005) относится к переработке минерального сырья, в частности, для переработки упорных золотосодержащих руд и концентратов по упрощенной технологической схеме извлечения золота. Способ переработки упорных золотосодержащих сульфидных руд и концентратов включает бактериальное окисление сульфидов с введением в процесс питательной среды для культивирования бактерий и последующее растворение вскрытого золота. В качестве питательной среды для культивирования бактерий и растворителя вскрытого золота используют стронций содержащие природные рассолы следующего ионного состава, г/л: Cl^- – 305,6-345,0, Br^- – 9,6-10,6, J^- – 0,004-0,12, HCO_3^- – 0,33-0,63, Na^+ – 1,4-3,2, K^+ – 1,3-5,0, Mg^{2+} – 26,7-41,3, Mn^{2+} – 0,065-0,115, Sr^{2+} – 0,62-1,12. Питательная среда для культивирования бактерий может дополнительно содержать энергетический источник.

Авторами работ (Совмен, 2003) предложен способ, который относится к области гидрометаллургии и применяется для извлечения золота из упорных золотомышьяковых руд и концентратов различного минерального состава, в которых тонкодисперсное золото заключено в сульфидных минералах и недоступно для получения золота в традиционном промышленном процессе с применением цианидов для его

растворения с последующим извлечением из растворов осаждением или сорбцией на уголь или ионообменную смолу. Способ включает флотационное обогащение исходного сырья, биоокисление полученного концентрата, двустадийную нейтрализацию продуктов биоокисления, сорбционное цианирование и десорбцию золота и серебра. Флотацию руд проводят в присутствии 1-2 мг/л цианидов, биоокисление ведут в две стадии при 34-36°C, после чего нейтрализуют пульпу продуктов биоокисления. Сорбционное цианирование проводят в нейтрализованной пульпе продуктов биоокисления при концентрации цианидов 400-500 мг/л. Нейтрализацию пульпы продуктов биоокисления на первой стадии можно проводить карбонатами из хвостов флотационного обогащения. Часть пульпы с биомассой бактерий со второй стадии биоокисления может возвращаться на первую стадию биоокисления. Техническим результатом является повышение экономичности процесса.

Изучение научно-технической и патентной информации выявило следующие недостатки способа БВ упорно-сульфидных золотосодержащих руд:

1. Одним из главных недостатков процесса бактериального вскрытия золотосодержащих сульфидных руд является их экстенсивность. Поэтому проблема сокращения продолжительности БВ с целью уменьшения суммарной вместимости биогидрометаллургического оборудования и энергетических затрат представляется наиболее актуальной.

2. Учитывая экстенсивность процесса БВ и связанные с этим значительные энергетические затраты принято считать, что объектами применения данной технологии должны являться золотосодержащие концентраты или богатые руды с относительно высоким содержанием упорного (неизвлекаемого цианированием) золота. Однако при определенных условиях биогидрометаллургическая технология может оказаться полезной и при переработке бедного золоторудного сырья, включая низкосортные руды, рудные отвалы и лежалые хвосты цианирования. В данном случае имеются в виду энергосберегающие варианты перколяционного и кучного (полигонного) БВ.

3. С точки зрения извлечения золота технология БВ равноценна автоклавным методам вскрытия, однако с экономических позиций она имеет существенные преимущества перед автоклавной технологией. Естественно принимался во внимание такой существенный недостаток БВ, как его экстенсивность (продолжительность бактериальной обработки в 50-100 раз превышает продолжительность автоклавного окисления или окислительного обжига). Однако этот недостаток бактериального процесса вполне компенсируется его экологической выдержанностью.

Таким образом, проблема извлечения благородных металлов из технологически упорных руд и концентратов, не поддающихся обработке простыми, общепринятыми в промышленной практике методами, является одной из наиболее важных в золотодобывающей промышленности.

Особое значение эта проблема приобретает в Узбекистане, где сегодня ведется переработка упорных золотосодержащих руд во флотационные концентраты (Кокпатау, Даугызтау, Маржанбулак). При этом реализация концентратов связана с трудностями из-за отсутствия необходимых перерабатывающих производств (Маржанбулак). Актуальность данной проблемы становится еще более очевидной в связи с планомерным ухудшением качества перерабатываемого золоторудного сырья, с плани-

руемым вовлечением в эксплуатацию новых крупных месторождений упорных руд (Амантайтау).

В последние годы возросшие требования к комплексности использования сырья и охране окружающей среды приобретают особую остроту в случае переработки именно упорных руд и концентратов.

С экологической точки зрения при переработке упорных руд серьезной проблемой является необходимость вывода содержащегося в них мышьяка в относительно безвредных для складирования или захороненных формах.

Выводы по главе II

1. Исследованиями установлено, что для переработки упорных сульфидно-мышьяковистых золотосодержащих руд в мире экономически обоснованы три основных технологии: окислительный обжиг, биоокисление и автоклавное окисление обеспечивающие получение готовой продукции, конкурентоспособные как по технологическим, экономическим, так и экологическим критериям, в зависимости от минерального, вещественного состава и морфологических свойств руд, продуктов и отходов обогащения

2. Установлено также, что упорные золотосодержащие руды перерабатываются цианированием с использованием азотной кислоты для предварительной растворения сульфидных минералов, что обеспечивает полное вскрытие золота. Главный недостаток данного способа – высокий расход кислоты на разложение рудных компонентов, необходимость применения кислотоупорной аппаратуры, опасность работы с концентрированной кислотой и большое количество вредных сбросов.

3. Известен также способ переработки сложных по составу сульфидных руд галогенированием – обработка хлоридом натрия исходного материала, предварительно отожденного, с целью снижения содержания сульфидной серы до оптимального предела 2-5%. Недостаток этого способа – многостадийность и сложность, в т. ч. по техническому оснащению, так как его реализация требует эффективной системы пыле-газоулавливания, газоочистки, переработки золотосодержащих хлористых возгонов, а также многоступенчатой переработки фильтров, содержащих хлориды тяжелых металлов и мышьяка. При этом способе характерна высокая энергоемкость, вследствие того, что процесс хлоридовозгонки связан с необходимостью нагревания массы руды до 900-1000°C. Кроме того, способ предназначен для ограниченного круга золотосодержащих материалов, а именно сложных по составу сульфидных руд.

4. Известен способ, который относится к хлоридным методам извлечения металлов из руд, рекомендованный для использования в цветной металлургии при переработке труднообогатимых руд. Главное достоинство предлагаемого способа – уменьшение количества используемых реагентов, снижение температуры и энергозатрат процесса при обеспечении высокой степени извлечения металлов и повышение экологичности.

5. Также известен способ, который относится к переработке упорных руд и концентратов, содержащих золото. Обработке подвергают упорные руды или концентраты с пониженным содержанием золота и урана с дополнительным извлечением урана.

Применение данного способа сопровождается упрощением процесса, снижением энергозатрат при сохранении высокой степени извлечения золота и урана из бедных упорных руд и концентратов.

6. Известна технология кучного выщелачивания из многоярусного штабеля, анализ технологических показателей которого позволяет сделать вывод о том, что главные проектные показатели извлечения золота и продолжительность цикла выщелачивания не достигнуты. Это может быть объяснено комбинированным воздействием фракционного состава рудной массы, параметров агломерации, проницаемости массива, высоты штабеля. Кроме того, проектом не предусматривается изменение расхода основных реагентов при увеличении высоты рудного штабеля, что требует корректировки технологических режимов и кинетики растворения золота при увеличении высоты штабеля.

7. Установлено, что при многоярусном выщелачивании из откосов и предохранительных берм отдельных ярусов под откосом штабеля неизбежно остается невыщелоченная рудная масса, что является источником дополнительных потерь. В результате при такой технологии формирования штабеля под его откосом в «мертвой» зоне сосредоточивается 15,6% уложенной рудной массы, из которой в среднем извлекается ~ 77%, а теряется 23% от проектного уровня извлечения золота. Увеличение угла откоса штабеля с 22,5 до 36,5° уменьшает «мертвую» зону со 144 до 84 м (в 1,71 раза), а долю невыщелоченной рудной массы в ней с 15,6 до 7,5% (в 2,1 раза). Однако если учесть, что один откос штабеля используется для размещения транспортных коммуникаций, то принципиально увеличение угла откоса возможно только с одной стороны штабеля. Поэтому реальное уменьшение количества рудной массы в «мертвой» зоне не превысит 4-5%, что позволит получить дополнительно ~1% золота.

8. Известна технология окислительного обжига упорных золотосодержащих руд, основной задачей которого является термохимическое вскрытие дисперсного золота, ассоциированного с сульфидами, прежде всего пиритом и арсенопиритом, что достигается благодаря трансформации плотных зерен сульфидов при обжиге в пористые зерна оксидов железа, доступные для проникновения цианистых растворов.

9. Показатели окислительного обжига зависят от целого ряда параметров, из которых наиболее важна температура. При недостаточно высокой температуре обжига (ниже 500 С) скорость окислительных реакций невелика, и в огарке может присутствовать заметное количество не полностью окисленных частиц пирита. Цианирование такого огарка будет сопровождаться значительными потерями золота вследствие его недостаточного полного вскрытия. С повышением температуры обжига окисление пирита протекает быстрее и полнее. Однако при температуре, превышающей 900÷950°С, возможно частичное оплавление огарка вследствие образования относительно легкоплавких эвтектических смесей, состоящих из пирротина и магнетита. Появление расплава ведет к спеканию материала и получению плотных малопористых огарков, плохо поддающихся цианированию.

10. Наиболее радикальным способом подготовки углистых руд (и концентратов) с повышенной сорбционной активностью является окислительный обжиг с полным выгоранием углерода. Эффективность данного метода доказана практикой работы

многих крупных предприятий мира. На большинстве из них перерабатывают руды и концентраты, содержащие, наряду с сорбционно-активным углеродом, значительное количество золотосодержащих сульфидов (пирит, арсенопирит). Окислительный обжиг решает сразу две проблемы: «уничтожение» углерода и вскрытие тонковкрапленного золота в сульфидах.

Исследованиями также установлено, что сдерживающими началами обжига всегда считались его «неэкологичность» и необходимость создания сложных систем пыле- и газоочистки. Однако в последние годы данный процесс настолько усовершенствовался и модернизировался, что снова стал выходить на передовые позиции при переработке технологически упорных сульфидных и, особенно, углисто-сульфидных золотых руд.

11. В применении к золотосодержащему сырью интересны два возможных варианта автоклавной технологии: вскрытие сульфидов с сохранением золота и серебра в нерастворимом остатке, из которых их можно извлечь цианированием или другими гидрометаллургическими методами; выщелачивание, процесс вскрытия золотосодержащих сульфидов совмещен во времени и аппаратуре с процессом растворения золота. Также установлено, что главными факторами, определяющими скорость и степень окисления пирита в автоклаве, являются температура и парциальное давление кислорода. Для сорбционно-активных концентратов (присутствие углистых веществ) извлечение золота из продуктов автоклавного окисления также низкое. Связано это с тем, что в условиях автоклавного окисления происходит активация углистого вещества.

12. Известен способ переработки упорных сульфидных золотосодержащих руд БВ. Одним из главных недостатков процесса бактериального вскрытия золотосодержащих сульфидных руд является их экстенсивность. Поэтому проблема сокращения продолжительности БВ с целью уменьшения суммарной вместимости биогидрометаллургического оборудования и энергетических затрат представляется наиболее актуальной. Учитывая экстенсивность процесса БВ и связанные с этим значительные энергетические затраты принято считать, что объектами применения данной технологии должны являться золотосодержащие концентраты или богатые руды с относительно высоким содержанием упорного (неизвлекаемого цианированием) золота.

13. С точки зрения извлечения золота, технология БВ равноценна автоклавным методам вскрытия, однако с экономических позиций она имеет существенные преимущества перед автоклавной технологией. Естественно, принимался во внимание такой существенный недостаток БВ, как его экстенсивность (продолжительность бактериальной обработки в 50-100 раз превышает продолжительность автоклавного окисления или окислительного обжига). Однако этот недостаток бактериального процесса вполне компенсируется его экологической выдержанностью.

Таким образом, проблема извлечения благородных металлов из технологически упорных руд и концентратов, не поддающихся обработке простыми, общепринятыми в промышленной практике методами, является одной из наиболее важных в золотодобывающей промышленности.

ГЛАВА III. РАЗРАБОТКА МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПЕРЕРАБОТКИ ОКИСЛЕННЫХ И СМЕШАННЫХ РУД. БАКТЕРИАЛЬНОЕ ВСКРЫТИЕ СУЛЬФИДНЫХ ЗОЛОТОСОДЕРЖАЩИХ РУД КУЧНЫМ СПОСОБОМ

В 1995 г. с вводом в эксплуатацию гидрометаллургического завода № 3 НГМК начато освоение золоторудных месторождений Кокпатас и Даугызтау. В настоящее время здесь добываются золотосульфидные руды.

Существующая на ГМЗ-3 схема переработки окисленных руд во многом повторяет классическую технологию извлечения золота из руд (рис. 28).



Рис. 28. Технологическая схема переработки окисленных руд на ГМЗ-3.

Дробление руды осуществляется в одну стадию до крупности -250 мм в крупной конусной дробилке ККД – 1500/180 ГРЦ. Цех измельчения состоит из мельничных блоков в состав которых входит одна мельница мокрого самоизмельчения ММС 70×23, одна шаровая мельница МЩЦ 45×60 и три двуспиральных классификатора 2 КСП-24 – один в первой стадии измельчения и два во второй. Измельченный продукт (слив классификаторов крупностью 80% класса -0,074 мм) подвергается сгущению в сгустителях диаметром 100 м. Сгущенный продукт поступает в отделение сорбции, где происходит процесс извлечения золота с использованием цианистого натрия в

двух цепочках пачуков, по 18 штук в каждой, в две стадии – предварительное цианирование в 6 пачуках и сорбционное в 12 пачуках, вместимостью по 450 м³ каждый.

Получаемая насыщенная золотом ионообменная смола отправляется на дальнейшую обработку, где производится ее регенерация и осуществляется извлечение золота из смолы в конечную товарную продукцию. Отрегенерированная смола возвращается в процесс.

В первые годы функционирования предприятия при переработке окисленных руд с высокой долей цианируемого золота извлечение металла в гидрометаллургическом цикле достигало 75-78%. По мере отработки запасов окисленных руд показатели извлечения золота на ГМЗ-3 планомерно снижались вместе со снижением степени окисленности руд, которые по своему характеру все в большей степени классифицируются как смешанные (полуокисленные). Такая тенденция характерна для большинства предприятий мировой золотодобывающей промышленности, ведущих отработку открытым способом гипергенных зон месторождений руд с тонковкрапленным золотом, если последнее изначально находилось в ассоциации с сульфидными минералами железа. Это вызывает настоятельную необходимость изыскания дополнительных резервов для исключения снижения выпуска металла. Реальные пути решения данной проблемы – увеличение объемов переработки и улучшение показателей извлечения металла.

Повышение производительности мельничных блоков

Увеличение объемов перерабатываемой руды прямо пропорционально приводит к увеличению выпуска готового продукта. Нарращивания объемов переработки руды, исходя из внутренних резервов, можно достичь, повышая производительность передела измельчения.

Рабочей единицей процесса измельчения на ГМЗ-3 является мельничный блок, работающий по двустадийной схеме в полузамкнутом цикле, состоящий из мельницы мокрого самоизмельчения с объёмом барабана $V = 80 \text{ м}^3$ на первой стадии и мельницы шаровой с центральной разгрузкой с объёмом барабана $V = 82 \text{ м}^3$ на второй. Классификация продуктов измельчения по крупности осуществляется в 3-х двухспиральных классификаторах с выдачей готового слива. Пески 1-го классификатора – циркулирующая нагрузка для мельницы I стадии, пески 2-го и 3-го классификаторов для мельницы II стадии (рис. 29, 30).

Для изучения возможности повышения производительности цеха измельчения, при переработке руд месторождений Кокпатас и Даугызтау, на ГМЗ-3 в период 2000-2002 гг. неоднократно проводились технологические опробования мельничных блоков при различных режимах работы основного оборудования и различных схемах измельчения. Все исследования в зависимости от применяемых схем измельчения можно разделить на три этапа. На первом этапе опробовалась существующая двустадийная схема измельчения с частично замкнутым циклом на первой стадии; на втором и третьем этапах двустадийная схема измельчения с открытым циклом на первой стадии, двумя и тремя классификаторами на второй стадии.

В результате опробования на первом этапе, для существующей схемы измельчения с частично замкнутым циклом на первой стадии, оптимальная нагрузка на

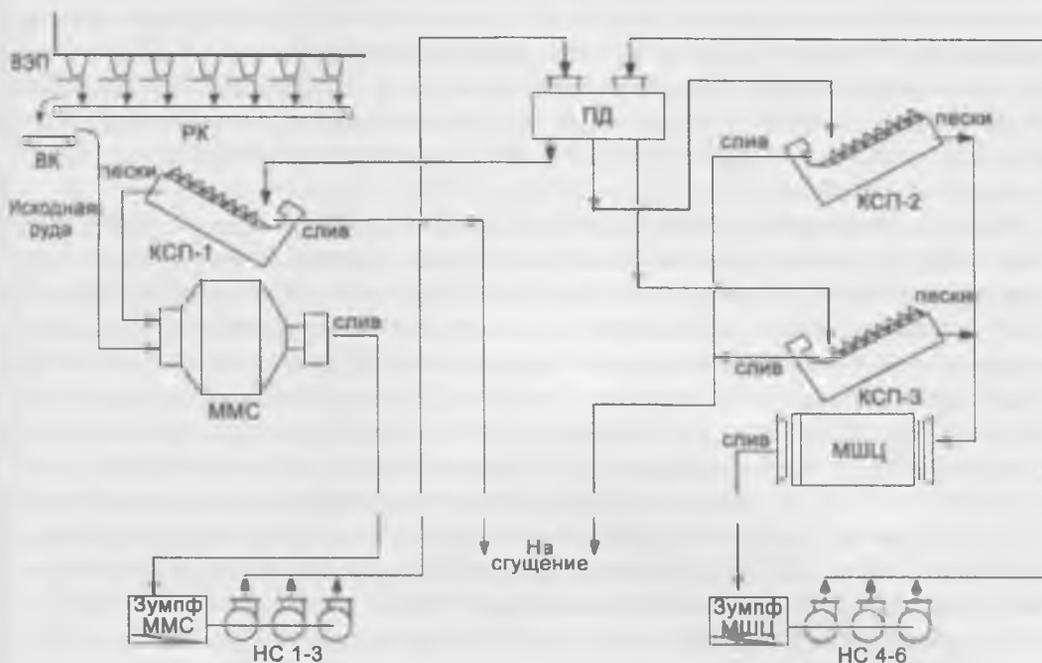


Рис. 29. Схема цепи аппаратов цеха измельчения.

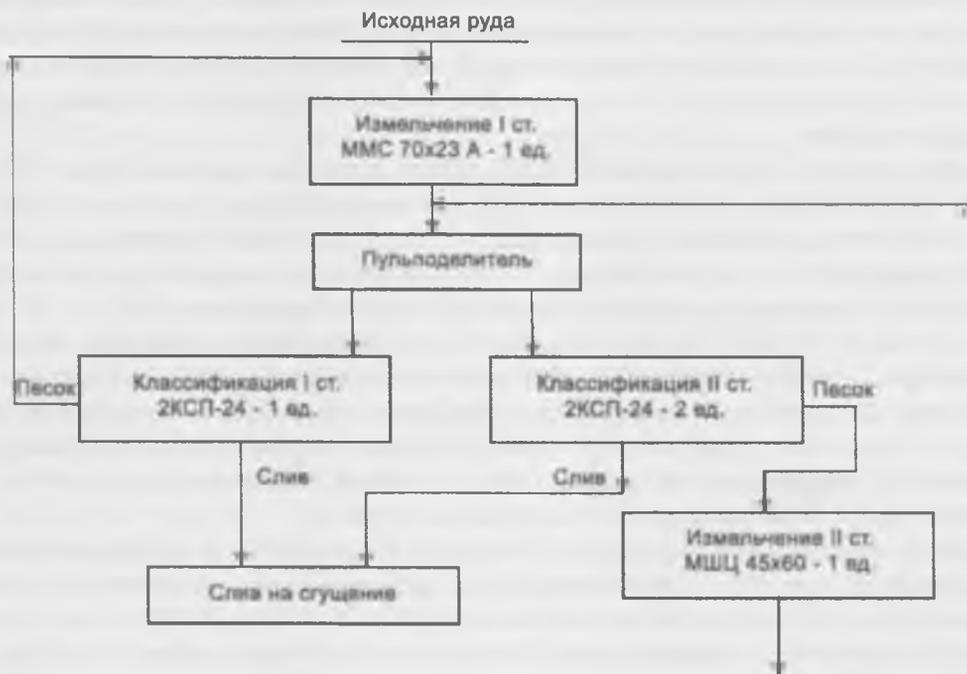


Рис. 30. Технологическая схема измельчения.

мельничный блок определена 145-150 т/ч в зависимости от соотношения руд месторождений Кокпатас и Даугызтау. При этом содержание готового класса в сливе классификатора составило 80-82%. Эффективность классификации в среднем около 80%. При повышении нагрузки более 150 т/ч происходит снижение содержания готового класса на сливе до 75÷77%, что свидетельствует о перегрузке мельничного блока по исходной руде.

Важным результатом второго этапа испытаний явилось то, что при работе мельницы первой стадии в открытом цикле выход готового класса на ее разгрузке значительно увеличился и составил 34÷36% против 25÷27% на первом этапе. Это привело к тому, что при исключении классификации на первой стадии прироста циркулирующей нагрузки на мельницу второй стадии не происходило. В результате мельница второй стадии работала удовлетворительно и снижения содержания готового класса на ее разгрузке не наблюдалось, оно составило 25÷26%. Однако, несмотря на то, что схема с исключением классификации на первой стадии оказалась работоспособной при нагрузке 145-150 т/ч, установлено снижение содержания готового класса на сливе менее 80%. Если при нагрузке 145 т/ч содержание готового класса на сливе классификатора составило 77÷78%, при дальнейшем увеличении нагрузки тенденция на снижение наблюдалась четко и при значениях расхода руды 160 т/ч она составила 74÷76%.

Анализ результатов опробования второго этапа показал, что исключение одного классификатора приводит к получению грубого слива, несмотря на удовлетворительную работу мельниц обеих стадий, т. е. лимитирующим в этом случае является фронт классификации.

Опробование на третьем этапе, ввиду ограничения времени по использованию третьего классификатора (использовался КСП с соседнего мельничного блока, находящегося на ремонте), проводилось сразу при возможно максимальной нагрузке, которая определялась контролем плотности пульпы и количества песков на сливе классификатора.

Обработка проб опробования показала, что при работе мельничного блока по схеме с тремя классификаторами на второй стадии измельчения, на повышенных нагрузках, несмотря на удовлетворительную работу мельницы первой стадии (выход готового класса 34÷36%), количество песков, возвращаемых в мельницу второй стадии, возрастает, и содержание готового класса на ее разгрузке падает. При $Q = 177$ т/ч оно составило 16÷17%, что свидетельствует о его максимальной песковой загрузке. Удельная производительность мельницы второй стадии составила $q = 0,829$ т/м³ ч.

Исходя из полученных результатов на третьем этапе, можно констатировать, что данная схема может позволять увеличить производительность мельничного блока по сравнению с остальными схемами, однако она требовала дальнейшего изучения на предмет удовлетворительной работы мельницы II стадии.

Результаты проведенных технологических испытаний послужили основанием для принятия решения о заблаговременном запуске одного из классификаторов, намеченного к строительству 4-го мельничного блока. В августе 2002 г. на имеющемся фундаменте 4-го мельничного блока был установлен и введен в эксплуатацию 2 КСП-24, что дало возможность использовать его как дополнительный третий классификатор на II стадии мельничного блока № 3 (МБ-3).

После появления дополнительного классификатора проведено комплексное опробование для получения окончательных сравнительных данных с использованием технологических схем и режимов, которые показали наиболее оптимальные результаты при предыдущих опробованиях.

Целью опробования являлось определение оптимальной производительности работы мельничных блоков (МБ), работающих: а) по штатной схеме измельчения (базовый вариант), МБ-1; б) по схеме двухстадийного измельчения с открытым циклом на I стадии, и расширенным фронтом классификации на II стадии, МБ-3. Классификатор на первой стадии был исключен из схемы, а на второй стадии через технологическую обвязку был подключен дополнительный КСП; в) по схеме двухстадийного измельчения с частично замкнутым циклом в I стадии и расширенным фронтом классификации на II стадии, МБ-3. Классификация продуктов измельчения осуществлялась в четырех классификаторах с выдачей готового слива. Пески первого классификатора являлись циркулирующей нагрузкой для мельницы I стадии, пески 2, 3 и 4 классификаторов для мельницы II стадии.

Перед опробованием измерялись шаровая загрузка мельниц, производилась дозагрузка шаров до следующих параметров: мельница ММС 40-45 т, мельница МШЦ 160 ± 5 т. В период экспериментов, конвейерные весы мельничных блоков настраивались на необходимый диапазон. Опробование проводилось в условиях установившегося режима (постоянная циркулирующая нагрузка при каждом этапе испытаний). Опробовались все промежуточные продукты, фиксировалась переработка руды, снимались показания основных приборов, проводилась ситовка отобранных проб. Оперативно определялись плотности продуктов измельчения и содержание песков класса +0,15 мм на сливах КСП. Среднесменные пробы подвергались ситовому анализу методом мокрого отсева. Мокрые фракции проб высушивались в сушильном шкафу при температуре 100-105°C и взвешивались.

Определены удельная производительность мельниц по вновь образованному классу -0,074 мм, циркулирующая нагрузка на блоках, эффективность классификации.

Опробование каждой схемы осуществлялось при производительности по исходному питанию 160, 170 и 180 т/ч, отдельно для руд месторождений Кокпатас и Даугызтау, а также для шихты этих руд. Соотношение руд в шихте в период испытаний было примерно равным 1:1. Обобщенные сравнительные показатели работы мельничных блоков представлены в табл. 16.

Анализ результатов комплексного технологического опробования мельничных блоков с применением различных схем измельчения выявил следующие особенности переработки текущих руд:

1. В период эксперимента при $Q = 160$ ч 180 т/ч перегруза мельницы I стадии не наблюдалось (рис. 31).

2. Циркуляция на мельнице II стадии росла по мере увеличения нагрузки по исходной руде. При переработке шихты руд с увеличением нагрузки по исходной руде со 160 до 180 т/ч наблюдалось снижение выхода готового класса на разгрузке мельницы II стадии с 24+25% до 15+18%, однако мельница работала без признаков перегруза.

3. В период эксперимента установлено, что увеличение нагрузки по исходной руде при любой схеме приводит к росту содержания песков класса +0,15 мм и снижению

Таблица 16

Сводная таблица результатов опробования мельничных блоков № 1 и № 3

Показатель		Шихта руд						Даугызтау				Кокпатас				Шихта руд, с 4-мя классификаторами	
		160		170		180		170		180		160		170		180	190
		МБ-1	МБ-3	МБ-1	МБ-3	МБ-1	МБ-3	МБ-1	МБ-3	МБ-1	МБ-3	МБ-1	МБ-3	МБ-1	МБ-3	МБ-3	МБ-3
Удельная производительность	ММС	0,75	0,60	0,70	0,62	0,73	0,72	0,96	0,66	0,86	0,62	0,76	0,48	0,75	0,54	0,63	0,65
	МШЦ	0,76	0,95	0,84	0,83	0,81	0,84	0,72	0,93	0,77	0,86	0,72	1,01	0,69	0,98	1,04	1,01
	Суммарная по блоку	0,76	0,78	0,77	0,73	0,77	0,78	0,84	0,80	0,81	0,74	0,74	0,75	0,72	0,76	0,84	0,83
Эффективность классификации, %		82,5	82,0	80,0	80,0	79,0	81,0	85,0	80,0	82,0	77,0	79,0	75,0	81,0	78,0	80,0	73,0
Выход готового класса, %	ММС	25,7	35,1	20,5	34,3	22,1	36,76	35,2	35,7	27,0	32,2	27,9	30,1	26,1	31,3	21,2	18,5
	МШЦ	24,0	25,2	21,7	17,5	18,6	15,2	22,3	19,6	21,1	18,2	18,7	19,3	15,2	17,4	18,0	16,8
	КСП	76,7	78,6	73,4	69,3	69,3	70,1	79,7	76,0	73,0	66,9	74,7	75,8	68,2	72,5	75,4	73,7
Выход готового класса, тн	ММС	60,3	48,2	56,2	49,8	58,0	57,2	76,5	53,0	68,4	49,7	61,0	38,4	59,8	43,0	50,6	51,6
	МШЦ	62,3	77,6	68,6	68,1	66,7	69,0	59,0	66,6	63,1	70,8	58,6	82,7	56,2	80,2	85,1	82,7
	КСП	122,7	125,7	124,7	117,8	124,7	126,2	135,5	129,2	131,4	120,4	119,5	121,3	115,9	123,2	135,7	134,3
	С одного КСП	40,9	41,9	41,6	39,3	41,6	42,1	45,2	43,1	43,8	40,1	39,8	40,4	38,6	41,1	33,9	33,9
	Суммарная по блоку	122,6	125,7	124,8	117,9	124,8	126,2	135,5	129,6	131,5	120,5	119,6	121,1	115,9	123,2	135,8	134,3
Циркуляция	1 стадия	227		303		238		129		189		196		185		272	362
	2 стадия	276	222	328	272	347	300	260	283	283	261	352	329	377	343	413	472

содержания класса $-0,074$ мм в сливе КСП (рис. 32). Производительность классификаторов по сливу в среднем составила менее 46 т/ч.

Из проведенного эксперимента видно, что руды месторождения Кокпатас и Даугызтау легкоизмельчаемы, но основным сдерживающим фактором роста переработки на мельничных блоках ГМЗ-3 является процесс классификации. При нагрузках классификаторов по сливу $40 \div 42$ т/ч и незначительных циркуляционных нагрузках на мельницы второй стадии и при достаточно высоких разжижениях сливов, получить кондиционный слив не возможно. Трудность разделения в свойствах руды, перерабатываемой на ГМЗ-3. Наличие первичных и вторичных шламов, а также глинистых составляющих, создает высокую вязкость пульпы, что не позволяет вести эффективное разделение минеральных зерен по крупности.

Таким образом, наиболее перспективным, по увеличению производительности мельничных блоков определено направление расширения фронта классификации.

Мельничный блок, работающий по схеме двустадийного измельчения с частично замкнутым циклом в I стадии и расширенным фронтом классификации на II стадии, при переработке шихты руд месторождений Кокпатас и Даугызтау дает прирост производительности по сравнению с базовым вариантом на 20 т/ч, с обеспечением того же выхода готового класса в измельченном продукте.

На основании проведенных исследований рекомендовано для повышения производительности переработки руд на ГМЗ-3 НГМК расширить фронт классификации на действующем мельничном блоке с установкой третьего классификатора на II стадии.

В августе 2002 г. на имеющемся фундаменте строящегося 4-го мельничного блока, был установлен и введен в эксплуатацию 2 КСП-24, как дополнительный третий классификатор на II стадии мельничного блока № 3, и этот мельничный блок стал высокопроизводительным по сравнению с другими.

Начиная с 2003 г., мельничные блоки № 1 и № 2 также эксплуатировались с расширенным фронтом классификации (в период ремонтов смежных мельничных бло-

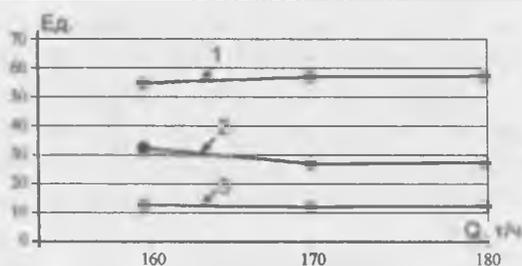


Рис. 31. Показания основных приборов мельничного блока при увеличении исходной нагрузки. 1 – расход воды, м³; 2 – шумомер; 3 – мощность, ×100 кВт.

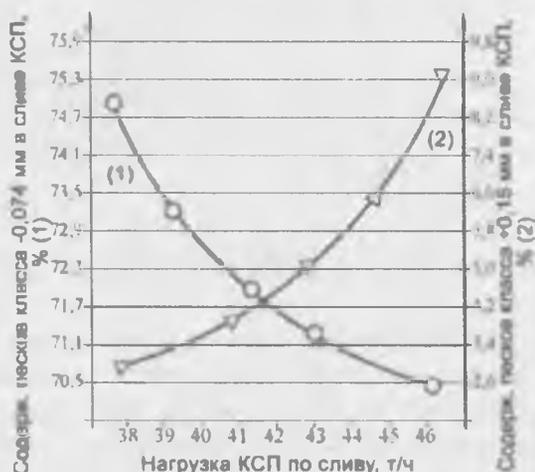


Рис. 32. График зависимости содержания готового класса $-0,074$ мм и песков класса $+0,15$ мм в сливе КСП от нагрузки классификатора по сливу.

ков), используя классификатор мельничного блока, находящегося на ремонте через технологическую обвязку. В 2005 г. к ним присоединился мельничный блок № 4.

Эксплуатация мельничных блоков с 2003 г. с расширенным фронтом классификации, используя технологические обвязки, привела к росту среднечасовой нагрузки по цеху измельчения, что обеспечило наращивание объемов переработки без установки дополнительного оборудования и затрат (рис. 33 и 34).

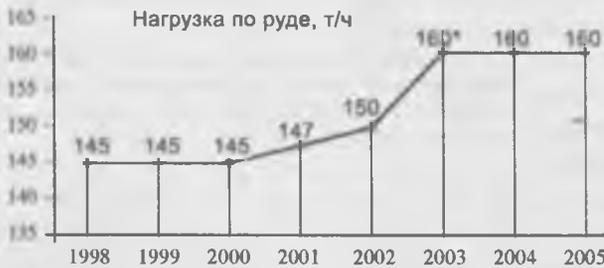


Рис. 33. Среднечасовая нагрузка по цеху измельчения (*- с мая 2003 г.).

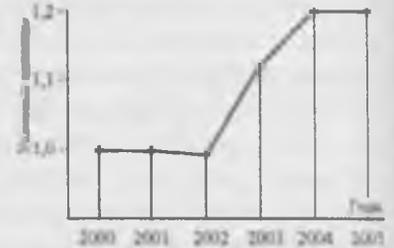


Рис. 34. Соотношение годового объема переработанной руды на один МБ в условных единицах.

Совершенствование сорбционной технологии извлечения золота

В соответствии с принятой классификацией (Масленицкий, Чугаев, 1987; Лодейщиков, 1968), углеродистые золотосодержащие руды относятся к упорному типу.

Наличие определенных запасов углеродистых золотосодержащих руд на месторождениях Кокпатас и Даугызтау является одним из серьезных факторов, сдерживающих рост добычи золота, поскольку существующая технология цианидного сорбционного выщелачивания не обеспечивает требуемых показателей по извлечению. Поэтому совершенствование существующей технологии переработки углеродистых руд – актуальная задача.

Доля так называемых смешанных полуокисленных руд в сырье, поступающих на ГМЗ-3 НГМК, с каждым годом планомерно возрастает. Это приводит к снижению показателей извлечения металла по существующей на заводе технологии прямого цианирования. В целях выяснения причин последнего на ГМЗ-3 проведены исследования в три этапа.

1 этап (опробование существующей схемы сорбционного цианирования) – изучалась кинетика растворения золота в пачуках предварительного цианирования (6 пачуков). Результаты опробования показали, что растворение золота происходит в первых 2-3 пачуках цианирования, далее оно сильно замедляется или прекращается. Снижение или прекращение растворения золота может объясниться двумя основными причинами:

1. По истечении 2-3 ч цианирования растворяется практически все свободно цианируемое золото, оставшийся металл находится в трудноцианируемых формах.

2. Через 2-3 ч наступает равновесие процессов растворения золота и его поглощения из раствора некоторыми компонентами руд, являющимися природными сорбентами.

Как видно из графика (рис. 35), растворение золота при цианировании руд с наличием природных сорбентов (углистые и глинистые вещества) происходит в три этапа: 1) зона интенсивного растворения золота, где растворение преобладает над сорбцией золота природными сорбентами; 2) зона сорбции растворенного золота природными сорбентами; 3) зона дальнейшего растворения золота после насыщения металлом поверхности частиц природных сорбентов.

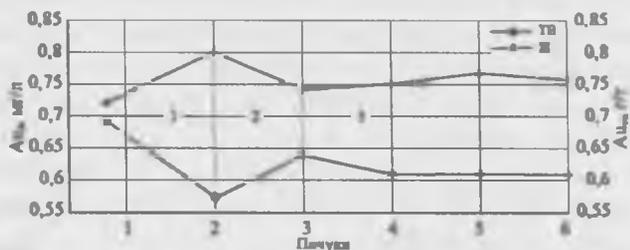


Рис. 35. Баланс металла по пачукам предварительного цианирования заводского процесса.

II этап (лабораторные исследования на пробах руд текущей переработки). Минералогический анализ проб руды показал наличие в них углеродистых веществ 0,92%, содержание глинисто-сланцевых минералов 54,8%.

Лабораторные опыты по цианированию проводились с отбором проб через каждый час в течение 6 ч. Крупность материала 80% -0,074 мм, Т:Ж = 1:2, $C_{NaCN} = 250$ мг/л, $pH = 10,5-11,5$. Результаты лабораторных опытов приведены на рис. 36.

Выщелачивание золота из руд заканчивается за четыре часа, затем происходит повышение содержания золота в твердой фазе. Это объясняется наличием в руде природных сорбентов — углеродистых веществ, способных поглощать растворенное золото.

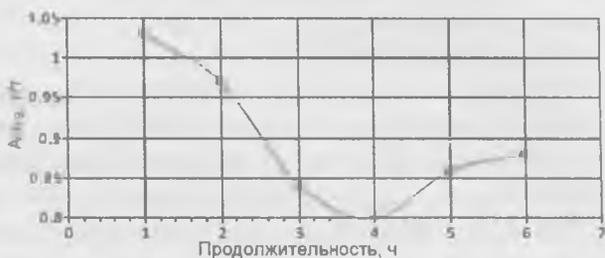


Рис. 36. Растворение золота при цианировании в лабораторных условиях.

Для изучения влияния природных сорбентов на кинетику выщелачивания золота проведено испытание сорбционной активности одной из разновидностей природных сорбентов — углистого вещества, содержащегося в рудах, поступающих на ГМЗ-3.

Углистое вещество получено из кусковой руды сортировкой. Для сохранения первоначальной сорбционной активности углей химическая обработка (такие как обработка $NaOH$, HF , царской водкой) не проводилась. Углистое вещество измельчено до класса -0,2 мм, содержание свободного углерода в нем колеблется от 9 до 12%.

Предварительное испытание проводили путем перемешивания углистого вещества (в дальнейшем сорбента) с золотосодержащим цианистым раствором. Концентрация $Au - 1,35$ мг/л. Содержание сорбента — 10 г/л.

Предварительное испытание показало заметную сорбционную активность сорбента — через один час перемешивания золотосодержащего раствора с сорбентом содержание Au снизилось с 1,35 до 1,02 мг/л, а через 18 ч до 0,5 мг/л, т. е. содержание всего 1-2 г рудного углерода на 1 л жидкой фазы пульпы может вызвать значительные потери золота с твердыми хвостами сорбции. С целью более детального изуче-

ния сорбционной активности рудных углей проведены опыты для построения кривой зависимости концентрации золота в жидкой фазе от времени сорбции. Начальное содержание золота в растворе 0,85 мг/л. Испытание проводилось с двумя пробами раствора, содержание сорбентов в которых составляло 10 и 20 г/л. Результаты исследования представлены на рис. 37.

Наибольшая скорость сорбции золота углистым веществом наблюдается в первые 1,5 ч процесса, после чего резко замедляется. Анализ данных по замерам золота в жидкой фазе показывает, что за 6 ч контакта углистого вещества с золотосодержащим раствором из жидкой фазы осаждается 25,8% золота. Также проведены исследования в пачуках с различным временем предварительного цианирования и сорбции; суммарное время процесса составляло 18 ч. Опыты проводились по стандартной методике: $C_{NaCN} = 250$ мг/л, $pH = 10,5-11,5$, Т:Ж = 1:2.

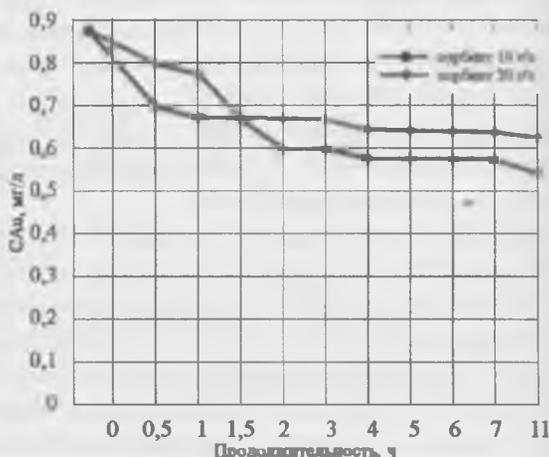


Рис. 37. Зависимость концентрации золота в жидкой фазе от времени сорбции углистым веществом.

Сокращение времени предварительного цианирования с 6 до 0 часов позволяет заметно увеличить извлечения золота. Последнее подтверждается данными ЦНИЛ НГМК. При сорбционном цианировании среднемесячных проб текущей переработки ГМЗ-3 за июль, август, сентябрь и октябрь 2003 г. с вводом смолы в начале процесса без предварительного цианирования прирост извлечения составил 5,0÷12,1%.

Полученные данные позволяют сделать вывод, что в существующем процессе цианидного сорбционного выщелачивания для предотвращения сорбции растворенного золота углеродистыми веществами необходимо сократить время предварительного цианирования (сократить число пачуков). Статистический материал, полученный при выщелачивании углеродистых руд с различным исходным содержанием Au и C_{opt} подтвердил эти результаты и позволил перейти к промышленным испытаниям.

III этап. На третьем этапе исследований, на основании данных, полученных на 1 и 2 этапах, проведены промышленные испытания – сравнивались показатели работы двух параллельно работающих технологических цепочек цианидного сорбционного выщелачивания. Первая работала по существующей технологии, предварительное цианирование осуществляли в шести пачуках (с 1-го по 6-й по ходу пульпы), сорбцию – в двенадцати последующих пачуках (с 7-го по 18-й). Вторая цепочка работала по усовершенствованной технологии – с сокращенным временем предварительного цианирования, для чего этот процесс осуществляли в двух пачуках (с 5-го по 6-й), сорбцию – также в последующих двенадцати пачуках. На втором этапе промышленных испытаний время предварительного цианирования было еще сокращено до пребывания пульпы в одном (6-м) пачуке. Однако при этом наблюдалось снижение

содержания золота в жидкой фазе перед сорбцией, что свидетельствует о недостаточном времени предварительного цианирования. Результаты промышленных испытаний, приведенные в табл. 17, подтвердили выводы, сделанные на базе лабораторных исследований. При извлечении золота из углеродистых руд сокращение времени предварительного цианирования приводит к повышению извлечения золота. Оптимальным следует считать проведение предварительного цианирования в двух-трех пачуках.

Таким образом:

1. Опробование пачуков предварительного цианирования показывает, что растворение золота происходит в первых 2-3 пачуках, далее оно сильно замедляется или прекращается.

2. Баланс по металлу при опробовании пачуков предварительного цианирования показывает три этапа растворения золота: а) интенсивное; б) поглощение его природными сорбентами; в) дальнейшее растворение золота после насыщения сорбента растворенным золотом, что подтверждается лабораторными опытами.

3. Исследования ЦНИЛ НГМК по сорбционному цианированию среднемесячных проб руд текущей переработки с вводом смолы в начале процесса (сокращение времени предварительного цианирования) отразили прирост извлечения золота на 5,0-12,1%.

Результаты промышленных испытаний процесса сорбционного цианирования по схеме 2+16 ч (2 ч предварительного цианирования и 16 ч сорбционного) показали повышение извлечения золота в экспериментальной цепочке в среднем на 2,69%. При сокращении времени предварительного цианирования до 1 ч наблюдалось снижение содержания золота в жидкой фазе, прирост извлечения золота при этом составил 1,5+1,7%.

На основании этих выводов рекомендуется ведение процесса сорбционного цианирования руд текущей переработки с сокращением продолжительности предварительного цианирования.

Результаты работ и предложение творческого коллектива по усовершенствованию процесса сорбционного цианирования рассмотрены на техническом совещании ГП «НГМК». Принято решение об изменении схемы сорбции. Произведена реконструкция технологических цепочек сорбционного цианирования, которые начали работать по схеме 3+15 (3 ч предварительного цианирования и 15 ч сорбционного), против проектной 6+12 ч.

Таблица 17
Результаты промышленных испытаний

Исходное, в руде	Содержание Au, г/т		Извлечение Au, %	
	в хвостах		1-я цепочка	2-я цепочка
	1-я цепочка	2-я цепочка		
I-й этап: 1-я цепочка – 6+12; 2-я цепочка – 2+12				
1,62	0,57	0,41	64,8	74,7
1,95	0,52	0,51	73,3	73,8
1,91	0,73	0,64	61,8	66,5
2,24	0,94	0,86	58,0	61,6
1,98	0,69	0,63	65,2	68,2
2,35	0,67	0,64	71,5	72,8
2,57	0,85	0,77	66,9	70,0
2,22	0,83	0,75	62,6	66,2
II-й этап: 1-я цепочка – 6+12; 2-я цепочка – 1+12				
2,21	0,85	0,79	61,1	64,3
1,97	0,78	0,77	60,4	60,9
1,50	0,72	0,69	52,0	54,0
1,85	0,63	0,61	65,9	67,0
2,27	0,92	0,89	59,5	60,8

Особенности переработки окисленных руд месторождения Даугызтау

На первом этапе освоения производственных мощностей ГМЗ-3 в переработку вовлекались только окисленные руды золоторудного месторождения Кокпатас. В связи с развитием сырьевой базы комбината и технических возможностей завода с августа 2001 г. в совместную переработку с рудой месторождения Кокпатас начала поступать окисленная руда месторождения Даугызтау.

Поскольку руды месторождения Даугызтау по химическому и, главное, минералогическому составу отличаются от руд Кокпатаса, это отразилось на показателях практически всех технологических переделов и привело к необходимости совершенствования технологий и уточнения действующего технологического регламента.

Переделы измельчения и сгущения. Вовлечение в совместную переработку руд месторождения Даугызтау прежде всего отрицательно отразилось на показателях процесса сгущения пульпы: уровень осветленного слоя в сгустителе снизился с 1,95-2,0 м до появления в нем шлама, а содержание жидкой фазы в сгущенном продукте возросло с Т:Ж = 1:0,89-1,01 до Т:Ж = 1:1,2-1,4. Для установления причины ухудшения сгущаемости пульпы проведен минералогический анализ руды месторождения Даугызтау, показавший, что в руде основную часть класса -0,074 мм составляют глинистые минералы – каолинит и гидрослюды. Эти минералы имеют удельный вес от 2,1 до 2,6 т/м³ и находятся в виде агрегатов чисто глинистых или шламистых частиц в сростках с другими минералами размером от 0,005 до 0,1 мм.

При сгущении пульпы медленнее осаждаются частицы пластической формы с непостоянным удельным весом, а таковыми в классе -0,074 мм являются агрегаты глинистых минералов – каолина и, особенно, гидрослюды.

Испытания показали, что на процесс сгущения пульпы руды месторождения Даугызтау значительно влияет крупность (табл. 18). Так, при 25°C удельная производительность сгущения практически независимо от расхода полиакриламида (ПАА), при крупности 80% -0,074 мм в 2-2,5 раза выше, чем при крупности 100% -0,05 мм. Подобное явление объясняется минералогическим составом измельченной пробы руды, приведенным выше. Процесс сгущения пульпы при низких температурах замедляется, скорость осаждения снижается, что объясняется увеличением вязкости из-за наличия шламистых составляющих. Проведены сравнительные исследования по сгущению пульп полученных в результате измельчения руд месторождений Кокпатас и Даугызтау.

Установлено, что пульпа руды месторождения Даугызтау осветляется с заметно худшими показателями: скорость осветления меньше в 1,75 раза а Т:Ж сгущенного продукта в 1,3 раза выше, чем для пульпы руды месторождения Кокпатас. Для достижения в производственных условиях приемлемых показателей по сгущению пульпы на ГМЗ-3 реализовано два технических мероприятия: снижение тонины помола руды, т. е. повышение содержания песков (класс +0,15 мм) в пульпе, поступающей на сгущение; повышение расхода ПАА.

Повышение содержания песков в пульпе регулировалось за счет снижения загрузки шаров, и достигало до 22-25 г/л (по регламенту – до 20 г/л). Влияние повышения

Результаты опытов по сгущению руды Даугызтау

Показатель	Температура пульпы, °С														
	25					16									
	ПАА ЦНИЛ (конц. 0,05%)		ПАА ГМЗ-3 (конц. 0,05%)		ПАА ГМЗ-3 (конц. 0,05%)	ПАА ЦНИЛ (конц. 0,05%)		ПАА ГМЗ-3 (конц. 0,05%)		ПАА ГМЗ-3 (конц. 0,05%)					
	20 г/т	50 г/т	20 г/т	50 г/т	20 г/т	50 г/т	20 г/т	50 г/т	20 г/т	50 г/т					
	Измельчение исходной пробы руды 80% класса -0,074 мм (78% класса -0,05 мм)														
R - (Ж Т) начальное	4,10	4,17	4,09	4,27	4,38	4,32	4,11	4,36	4,16	4,27	4,20	4,24	3,92	3,77	
R - (Ж Т) конечное	1,20	1,17	1,13	1,20	1,23	1,26	1,10	1,05	1,14	1,12	1,17	1,10	1,06	1,08	
Скорость осаждения, м/ч	0,08	0,23	0,25	0,20	0,21	0,08	0,20	0,16	0,19	0,13	0,08	0,20	0,14	0,10	
Удельная производительность сгущения, т/м ² ·сут	0,66	1,84	2,03	1,56	1,60	0,63	1,59	1,16	1,50	1,00	0,63	1,45	1,20	0,90	
	Измельчение исходной пробы руды 100% класса -0,05 мм														
R - (Ж Т) начальное	4,22	4,36	4,37	4,36	4,11	4,35	4,00	4,10	4,20	4,15	4,19	4,20	4,12	4,09	4,10
R - (Ж Т) конечное	1,68	1,67	1,72	1,67	1,57	1,79	1,68	1,55	1,61	1,59	1,61	1,57	1,59	1,57	
Скорость осаждения, м/ч	0,06	0,09	0,10	0,08	0,07	0,06	0,08	0,06	0,06	0,06	0,06	0,08	0,06	0,06	
Удельная производительность сгущения, т/м ² ·сут	0,57	0,80	0,90	0,71	0,66	0,56	0,71	0,56	0,56	0,56	0,56	0,73	0,57	0,57	

содержания песков в пульпе на извлечение золота при последующем сорбционном цианировании изучалось отдельно.

Второй важный фактор, влияющий на показатели сгущения, это расход ПАА. В результате промышленных испытаний по влиянию расхода ПАА на показатели осветления (табл. 19) установлено, что достигнуть 2-метрового уровня осветленного слоя возможно при расходе ПАА не менее 20 г/т. Отметим, что поддерживать уровень осветленного слоя не менее 2 м необходимо в силу конструктивных особенностей сгустителя Ц-100. Семилетний опыт эксплуатации сгустителя показал, что в силу большой инерционности, снижение осветленного слоя менее 2,0 м приводит к его полной потере.

Помимо уровня осветленного слоя, важным показателем работы сгустителя является отношение Т:Ж сгущенного продукта. С вовлечением в переработку руд месторождения Даугызтау содержание жидкой фазы в сгущенном продукте увеличилось. Поддерживать соотношение

Т:Ж = 1:0,98-1,05 в сгущенном продукте возможно лишь при условии накопления твердой фазы в сгустителе (повышение тока нагрузки на приводе сгустителя, за счет снижения количества откачиваемой пульпы), что приводит к потере осветленного слоя и снижению производительности работы сгустителя (табл. 20). Стабильной можно считать работу сгустителя при поддержании в сгущенном продукте Т:Ж = 1:1,2-1,3.

Передел цианидного сорбционного выщелачивания. Совместная переработка руд месторождений Кокпатас и Даугызтау выявила необходимость дополнительных лабораторных исследований с целью уточнения влияния концентрации NaCN (в связи с изменением Т:Ж пульпы) на показатели извлечения. Удельный расход NaCN при выщелачивании этих руд одинаков. Поддержание конечной концентрации NaCN в жидкой фазе пульпы 90 мг/л обеспечивает извлечение золота из руд на уровне 80%.

Повышение в пульпе, поступающей на сорбцию, содержания песков и жидкой фазы не отразилось на показателях извлечения золота при условии поддержания исходной концентрации NaCN в жидкой фазе пульпы на уровне 140 ± 4 мг/л.

Повышение содержания песков в пульпе, поступающей на сорбцию, с 23 до 33 г/л, при остальных равных условиях, к ухудшению извлечения золота не приводит. Наоборот, дает определенный прирост. Это объясняется уменьшением активной поверхности природных сорбентов (глинистых и шламистых составляющих, углистых веществ), присутствующих в рудах месторождения Даугызтау, при снижении тонины помола.

Таким образом, за период промыш-

Таблица 19

Влияние расхода ПАА на показатели работы сгустителей

Номер опробования	Расход ПАА, г/т	Уровень осветленного слоя, м		Т:Ж сгущенного продукта
		сгуститель № 1	сгуститель № 2	
1	17,60	1,20	0,70	1:1,28
2	17,60	1,10	0,60	1:1,23
3	18,86	1,40	2,00	1:1,25
4	18,45	2,00	1,65	1:1,40
5	19,70	1,80	1,90	1:1,40
6	20,04	1,90	2,00	1:1,32
7	20,20	1,95	2,00	1:1,32
8	20,60	1,95	2,00	1:1,32

Таблица 20

Данные промышленных испытаний по работе сгустителя, соотношение руд «Д» : «К» = 1,94:1

Время, ч	Среднее Т:Ж пульпы, подаваемой на сгущение	Нагрузка на сгуститель, (ток на приводах), А	Откачка сгущенного продукта, м ³ /ч	Т:Ж сгущенной пульпы	Уровень осветленного слоя, м
0	6,85	10,0	900	1,32	2,00
2	6,85	9,0	840	1,28	2,00
4	6,85	9,5	680	1,19	2,00
6	6,11	9,5	680	1,23	2,00
8	6,11	10,5	680	1,15	2,00
10	6,11	11,0	680	1,08	2,00
12	6,45	11,5	840	1,05	2,00
14	6,45	11,5	900	1,05	1,80
16	6,45	13,0	900	1,05	1,80
18	6,45	13,5	900	0,98	1,80
20	6,58	14,5	900	1,05	1,85
22	6,58	16,0	900	1,05	1,90
24	6,40	16,5	900	1,12	1,90
26	6,40	17,0	900	1,12	1,90
28	5,97	17,0	900	1,12	1,90
30	5,97	16,5	900	1,08	1,90
32	5,97	16,0	900	1,12	1,90
34	6,20	16,0	900	1,12	1,90
36	6,20	16,5	900	1,15	2,00
38	6,20	15,0	900	1,15	2,00
40	6,26	14,0	900	1,19	2,00

ленного освоения схемы доля руд месторождения Даугызтау в шихте увеличилась до 50-60%. В результате лабораторных исследований и промышленных испытаний установлена возможность стабильной переработки шихты руд с приемлемыми технологическими показателями при условии: снижения тонины помола с содержанием песков в измельченной руде до 30 г/л; поддержания в сгущенной пульпе Т:Ж = 1:1,2-1,4; расхода ПАА на сгущение 20 г/т; поддержания исходной концентрации цианида натрия в жидкой фазе пульпы в пределах 135-145 мг/л.

Изучение гравитационного концентрирования золотосодержащих сульфидов и оксидов железа

Изучение характера нахождения сульфидов в пробах смешанных руд свидетельствует о том, что эти руды представляют самостоятельный генетический тип полуокисленных руд, а не механическую смесь первичных и полностью окисленных (Новиков и др., 2003). В смешанных рудах присутствуют все фазовые состояния сульфидов: от практически неизмененных до полностью окисленных зерен с промежуточными соотношениями массы гидрооксидов железа и сульфидов в зернах. Такое представление о смешанных рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау допускает возможность повышенных потерь металла при обработке указанных руд по рекомендуемой для них технологии – флотация + цианирование флотационных хвостов. Известно, что сульфиды, покрытые поверхностными пленками и корочками, трудно извлекаются флотационным методом. В то же время указанные минеральные образования представляют определенную сложность и для процесса цианирования (рис. 38). В этом плане представляет интерес изучение возможности извлечения упорного золота из смешанных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау с использованием методов гравитационного обогащения. Объективной предпосылкой к этому является то, что плотность золотосодержащих минералов сульфидов и гидрооксидов железа примерно в 1,5-2 раза превышает плотность породообразующих минеральных компонентов. Возможности гравитационного отделения указанных выше золотосодержащих минералов от породообразующих компонентов в рудах Кокпатацкого и Даугызтауского месторождений иллюстрируются диаграммой (рис. 39), составленной на основании данных (Барский, Данильченко, 1977; Шохин, Лопатин, 1980).

С целью уточнения технологических показателей извлечения упорного золота из смешанных руд Кокпатацкого и Даугызтауского месторождений с использованием методов гравитационного обогащения проводились исследования с привлечением специалистов ОАО «Иргиредмет» (Россия).

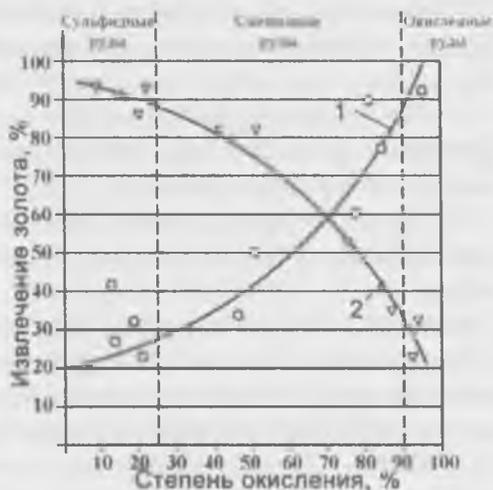


Рис. 38. График зависимости извлечения золота при цианировании (1) и флотации (2) от степени окисления сульфидов в рудах, по данным Иргиредмет.

Предполагалось, что включение в схему ГМЗ-3 операции гравитационного обогащения, дополнительно к цианированию (до или после его), позволит вывести значительную часть упорного золота в концентраты, и тем самым снизить безвозвратные его потери с хвостами. Концентраты могут быть заскладированы на временное хранение в специальных хранилищах для их переработки в последствии с применением проектируемой биологической технологии.

Главная задача – оценка эффективности применения процесса гравитационного обогащения, которое определяется величиной дополнительно извлекаемого из руды упорного золота. Этим процесс гравитации на ГМЗ-3 по своей целевой направленности существенно отличается от процессов гравитационного обогащения руд на подавляющем большинстве других золотодобывающих предприятий, где основной задачей является выведение из руды крупного свободного золота в голове технологического процесса с получением максимально обогащенных продуктов для плавки на сплав Доре.

Изучался характер золотой минерализации в пробах руды месторождений Кокпатас и Даугызтау. Результаты выполненных анализов исходных проб показывают:

1. Монометалльность, т.е. отсутствие в рудах других, кроме золота, ценных компонентов, извлечение которых представляло бы практический интерес.
2. Умеренно низкое содержание золота (2-4 г/т), которое в исследованных пробах, в целом, соответствует качеству рядовых руд Кокпатаса и Даугызтау, учтенных в запасах сырья и металла по обоим месторождениям.
3. Присутствие золота в рудах в виде тонких и ультратонких (<0,05 мм) частиц, требующих для своего вскрытия специальных условий рудоподготовки и химико-металлургической переработки.
4. Приуроченность золота к железосодержащим минералам, представленным сульфидными (пирит, арсенопирит) и оксидными формами (лимонит, гётит, гидрогётит и др.).

Наличие в рудах Кокпатасского и Даугызтауского месторождений одновременно и сульфидных, и оксидных минералов железа с тонковкрапленным (неизвлекаемым цианированием) золотом обуславливает целесообразность изучения варианта гравитационного концентрирования указанных минералов с использованием специальных режимов и специального технологического оборудования.

Как отмечалось, золото в смешанных рудах Кокпатаса и Даугызтау присутствует в состоянии тонкой и эмульсионной вкрапленности в ассоциирующих его минералах железа, которые представлены как сульфидными (пирит, арсенопирит), так и оксидными формами (лимонит, гётит, скородит, ярозит и др.). Вскрытие такого золота



Рис. 39. Шкала обогатимости минералов гравитационным методом. Зона штриха – граничные значения плотности для разделения.

может быть достигнуто только лишь в условиях тонкого помола (до $-0,074$ мм), что практически исключает возможность гравитационного концентрирования свободного золота с получением богатых «золотых головок», пригодных для непосредственной плавки на металл Доре. Следовательно, основной задачей гравитационного обогащения применительно к рудам данного типа является концентрирование золотосодержащих минералов (сульфидов, оксидов), представленных, в основном, мелкими частицами (менее $0,1-0,15$ мм) и требующих для своего вскрытия тонкого измельчения руды.

По информации, представленной в энциклопедии «Новации в области извлечения золота и серебра» (1992), гравитационное обогащение тонкоизмельченных золотосодержащих руд возможно только при использовании специальных аппаратов: шламовых сотрясательных столов (многолетние столы Бартлез-Мозли, Великобритания) или центробежных аппаратов различного типа. К числу последних, как отмечено в публикациях 2008-2012 гг., могут быть отнесены центробежные концентраторы «Нельсон» и «Фалькон» (Канада), «ЦБК» (Россия); центробежные отсадочные машины «Келси» (Австралия) и ЦОМ (Россия).

В отличие от столов, центробежные концентраторы (включая отсадочные машины) обладают очень высокой производительностью. Их создание рассматривается как «революционный прорыв» в области гравитационного обогащения тонкоизмельченных руд, в т. ч. и золотосодержащих.

Учитывая масштабы производства на ГМЗ-3 и принятую на заводе степень измельчения руды перед цианированием (80% класса $-0,074$ мм), наибольший интерес при организации процесса гравитационного обогащения на данном предприятии представляют именно центробежные аппараты высокой производительности.

При просмотре имеющихся публикаций выявлено много примеров промышленного использования аппаратов Нельсона.

Это в полной мере относится и к центробежным концентраторам Фалькон, достаточно широко применяемым на золотоизвлекательных фабриках Канады и других стран, а также в НГМК (Узбекистан).

Интересный пример сочетания (в рамках одного предприятия) двух типов центробежных концентраторов Нельсон и Фалькон иллюстрируется практикой работы фабрики Кемпбелл Чибугаму в Канаде, с суточной производительностью по руде 1500 т, работающей по схеме гравитация-флотация-цианирование (хвостов). Первичное обогащение осуществляется из песков классифицирующих гидроциклонов на концентраторах типа Нельсон, обогащенный продукт которых, после дополнительной перемешки, плавится на месте на золотой слиток. Слив гидроциклонов является питанием флотации. Получаемый при этом концентрат направляется для дальнейшей переработки на медеплавильный завод. Хвосты флотации классифицируются в гидроциклонах. Пески далее направляются на цианирование, слив – на дообогащение в концентраторах Фалькон.

Последний пример показателен в том плане, что он подтверждает возможность использования центробежных концентраторов на стадии доизвлечения золота из относительно бедных по содержанию металла хвостов обогащения. Об этом свидетельствуют также результаты опытно-промышленных испытаний технологии извлечения

золота из хвостов ЗИФ «Голец Высочайший» (ОАО «Лензолото») на барботажном центробежном концентрате ЦБК, проведенных ОАО Иргиредмет в 2001 г. (Маньков, 2003). Фабрика практикует только гравитационную схему обогащения, которая включает первичное концентрирование золота на аппаратах Нельсон с последующей перемешкой концентратов на сотрясательных столах. В результате такой переработки получаются хвосты с содержанием золота от 0,8 до 1,2 г/т, состоящие на 93 % из материала крупностью -0,5 мм. Концентрат ЦБК-450 установлен на склоне горы с перепадом высот (от хвостового коллектора фабрики до питающего патрубка концентратора) 10 м, что обеспечивало избыточное давление пульпы на входе в аппарат порядка 0,6-0,8 атм. Продолжительность испытаний в непрерывном режиме 144 ч. Производительность аппарата определялась производительностью фабрики, которая колебалась от 16 до 25 т руды в час со средним отношением Т:Ж в пульпе 3:1. При расходе барботажной воды 25 м³/ч извлечение золота в обогащенный продукт ЦБК составило 48% от исходного питания (1,2 г золота на 1 т) при выходе концентрата 19% и содержании металла в нем 5,8 г/т.

Достаточно интересны перспективы использования (с целью доизвлечения тонкого золота из руд) центробежных отсадочных машин, в частности, Кэлси. Современная промышленность располагает двумя примерами применения указанных машин к золоторудному сырью. Оба они имеют отношение к проблеме извлечения золота из технологически упорных сульфидных руд. В первом случае отсадочная машина Кэлси испытывалась на рудах Бакырчикского месторождения (Казахстан). Особенностью данных руд является присутствие в них основной массы золота в состоянии тесной ассоциации с сульфидами (пирит, арсенопирит), а также высокоактивного углистого вещества, что в совокупности обуславливает чрезвычайно высокую технологическую упорность руд в цианистом процессе. По результатам многочисленных исследований, извлечение золота из бакырчикских руд рекомендовано осуществлять по технологии, включающей предварительное концентрирование золотосодержащих сульфидов (гравитация + флотация) и последующую металлургическую переработку концентратов с применением процессов окислительного обжига, автоклавного или бактериального выщелачивания и цианирования полученных продуктов. Проектное извлечение золота в гравикоцентрат по стандартной схеме (отсадка с перемешкой концентрата на столах) составляет 26%, извлечение во флотационном цикле – 66%, общее извлечение в объединенный концентрат – 92%.

С целью изучения возможностей улучшения показателей извлечения металла гравитационным способом предпринята попытка дообогащения хвостов концентрационных столов на машине Кэлси за счет улавливания тонких частиц золотосодержащих сульфидов.

Более интересен второй пример использования машин Кэлси в технологической схеме переработки сульфидных руд на фабрике Гранни Смит (Granny Smith) в Западной Австралии (горно-рудный район Калгурли).

Отметим, что применительно к условиям ГМЗ-3 Навоийского ГМК опыт данного предприятия приобретает особую значимость, поскольку для обеих фабрик актуальна общая проблема – доизвлечение упорного золота (золотосодержащих сульфидов) из хвостов гидрометаллургического процесса методами гравитационного обогащения.

Для решения данной проблемы на Гранни Смит используются машины Кэлси, установленные взамен конусов Рейчerta. Согласно принятой на Гранни Смит схеме переработки руды (рис. 40), концентрат, выделяемый на центробежных отсадочных машинах, подвергается дополнительной гравитационной доводке в концентраторах спирального типа, перецищенный концентрат доизмельчается в вертикальной мельнице до крупности 80% класса -38 мкм и затем цианируется в аппаратах специальной конструкции с интенсивным перемешиванием пульпы. Хвосты интенсивного цианирования направляются в основной гидromеталлургический цикл.

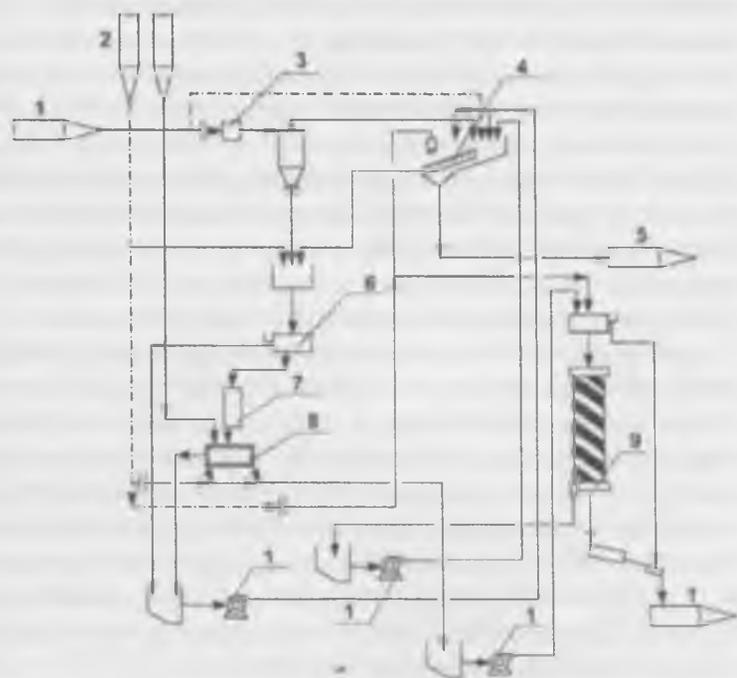


Рис. 40. Схема цепи аппаратов гравитационного отделения на фабрике Гранни Смит (Австралия). 1 – питание (хвосты СІР-процесса); 2 – технологическая вода; 3 – обесшламливатель; 4 – контрольный грохот; 5 – хвосты – в стуситель; 6 – распределитель; 7 – расходомер; 8 – центробежная отсадочная машина Кэлси; 9 – спиральный концентратор; 10 – концентрат – на измельчение; 11 – насосы.

В результате замены конусов Рейчerta на машине Кэлси извлечение золота из хвостов СІР повысилось с 30 до 60%, что обеспечило предприятию значительный экономический эффект.

Применительно к существующей на ГМЗ-3 технологии переработки руд Кокпатаса и Даугызтау процесс гравитационного обогащения может быть осуществлен в двух вариантах: 1) гравитация в голове технологического процесса (перед цианированием); 2) гравитационное доизвлечение золота из хвостов цианирования.

В первом варианте в гравииконцентрат может извлекаться в разных соотношениях и цианируемое (свободное, в сростках), и упорное золото, ассоциированное с сульфидными и оксидными минералами железа. Во втором варианте операция гравитационного обогащения имеет целью концентрирование только упорного золота. Каждый из этих вариантов имеет свои преимущества и недостатки. Преимуществом первого следует считать возможность гравитационного извлечения золота в разных стадиях измельчения руды (в т. ч. и из относительно грубого материала) с использованием различных гравитационных аппаратов, включая традиционно применяемые в золотодобывающей промышленности отсадочные машины, винтовые сепараторы (спирали) и другие концентраторы золота. Это предположительно должно обеспечи-

вать более высокое извлечение золота в гравитационном узле. Недостатком данного варианта является необходимость включения в существующую на ГМЗ-3 схему обработки руды дополнительной операции цианирования гравитационных концентратов (с возможным их доизмельчением) в отдельном цикле, т.е. создание на фабрике двух параллельных гидрометаллургических потоков (гравиоконцентраты и хвосты гравитации). Второй вариант (гравитация хвостов цианирования) представляется более простым в технолого-аппаратурном отношении, однако он допускает возможность дополнительных потерь «гравитационного» золота за счет переизмельчения рудного материала при подготовке его к цианированию. Экспериментальному изучению были подвергнуты оба варианта гравитационного обогащения.

Исследовались технологические пробы руд месторождений Даугызтау и Кокпатас. С учетом особенностей перерабатываемого сырья (химический и минеральный состав руд, характер золота и золотосодержащих минералов, степень окисления сульфидов и др.) разработана детальная программа экспериментальных исследований с использованием различных гравитационных аппаратов: отсадочной машины, концентрационного стола и центробежного концентратора Нельсон. Программа предусматривала выполнение следующих этапов: а) гравитационное обогащение руды с выделением из нее золотосодержащих минералов (сульфидов и оксидов железа); б) проведение экспериментов по гравитационному концентрированию золота из хвостов цианирования руды.

По результатам экспериментов, проведенных с целью концентрирования и выведения из руды в голове технологического процесса золотосодержащих минералов, данная схема представлялась малоперспективной. В пользу этого предположения указывают и результаты фракционирования руд в тяжелой жидкости (бромформ, плотность 2,9 т/см³), представленные в табл. 21. Эти данные подтверждают факт тесной связи золота в исследуемых рудах с сульфидами и его преобладающий тонкодисперсный характер. Наиболее высокое извлечение золота в тяжелую фракцию (около 25% от исходной руды) в пробе № 0201, характеризующей первичные руды

Таблица 21

Содержание золота и массовая доля золотосодержащих минералов в легких и тяжелых фракциях руды

Номер пробы, технологический подтип руды	Выход фракции, %		Массовая доля золотосодержащих минералов в исходной руде, %			Содержание золота во фракции, г/т		Извлечение во фракции, %	
	легкой	тяжелой	сульфиды (пирит, арсенопирит, антимонит)	оксиды железа (лимонит, гетит и др.)	сумма минералов	легкой	тяжелой	легкой	тяжелой
0201, первичная «Д»	95,6	4,4	3,9	4,1	9,0	2,9	21,0	75,3	24,7
0202, смешанная «Д»	97,7	2,3	0,3	9,4	9,7	2,8	12,3	90,7	9,3
0203, окисленная «Д»	96,2	3,8	<0,1	11,9	12,0	2,0	3,4	93,8	6,2
0204, смешанная «К»	96,0	2,0	1,3	9,5	10,8	2,7	19,3	87,3	12,7

месторождения Даугызтау, наименьшее (6,2%) – в окисленной руде этого же месторождения (проба № 0203). Показательно, что в окисленной руде содержание Au в легкой и тяжелой фракции практически одинаково, т.е. концентрирования золота в данном случае не происходит. Смешанные руды в этом плане занимают промежуточное положение.

Выполненные исследования позволяют сделать однозначный вывод о невозможности и нецелесообразности применения к рудам Кокпатасского и Даугызтауского месторождений (независимо от степени их окисления) технологии гравитационного обогащения.

Гравитационное обогащение хвостов цианирования руды производилось на концентраторе Нельсон, который использовался и как аппарат первичного концентрирования, и как доводочный прибор. В зависимости от выхода гравитационного концентрата извлечение металла в него составило от 1 до 5% от исходного.

Указанные выше значения подтверждены лабораторными опытами на исходной пробе смешанной руды, подвергнутой предварительному цианированию. Эксперименты по гравитационному обогащению хвостов цианирования этой пробы проводилось на концентраторе Нельсон. Регулирование выхода гравиоконцентрата осуществлялось за счет изменения давления оживающей воды, подаваемой в концентратор. Так, с увеличением выхода концентрата Нельсон от 2,8 до 14,7% общее извлечение золота возрастает от 76,9 до 78,7%. Последнее позволяет сделать заключение, что использование гравитационного обогащения кеков цианирования является неперспективной схемой.

Бактериальное вскрытие сульфидных золотосодержащих руд кучным способом

По состоянию на конец 2004 г. и начало 2005 г. запасы окисленных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау в основном отработаны. Переработка сульфидных руд нижних горизонтов по действующей технологии на ГМЗ-3 не представляется возможной, в виду их технологической упорности, вызванной тесной ассоциацией золота с сульфидами (пирит, арсенопирит). Внедрение новой биологической технологии по переработке упорных сульфидных руд, согласно принятой программе реконструкции завода, требует времени. В условиях дефицита пригодного для переработки сырья, интересны незатратоемкие инженерные решения, позволяющие загрузить производственные мощности ГМЗ-3 до пуска в эксплуатацию биологической технологии. В связи с этим научные исследования, направленные на поиск эффективных параметров бактериального окисления сульфидных руд кучным способом, позволяющим проводить подготовку упорных руд для переработки по действующей технологии ГМЗ-3, актуальны.

Метод кучного выщелачивания широко развит при производстве благородных металлов ввиду простоты аппаратного оформления, низких капитальных и производственных затрат, позволяющих экономично перерабатывать бедные и забалансовые руды, руды маломасштабных месторождений, лежалые хвосты обогащения и отходы горного производства. Обычно этим методом перерабатывают золотосодержащее сырье, в котором благородные металлы находятся преимущественно в

легкоцианируемой форме. В основном это руды окисленные или коры выветривания коренных месторождений золота (Котляр и др., 2005).

Кучное биовыщелачивание для вскрытия золотосульфидных руд стало применяться недавно ввиду очевидности экологических и экономических преимуществ перед остальными конкурентными схемами вскрытия золота (окислительный обжиг, автоклавное выщелачивание). В связи с этим многие исследователи в последние годы изучают процессы предварительного биоокисления сульфидных руд методом кучного выщелачивания.

Фирма «Mt. Leyshon» предлагает перерабатывать упорные золотые руды в присутствии минералов меди, с использованием бактерий для их разрушения, последнее способствует выходу меди в раствор. При этом медь удаляется из раствора, а последующее выщелачивание золота цианидом протекает при значительном сокращении реагента. Такой комбинированный подход возможно использовать для переработки сложных руд, а также для переработки отходов медно-обогачительных фабрик, содержащих золото и медь (Ellis, 1994).

Технология, разработанная фирмой «Geobiotics», получившая название «Geocoat™» и прошедшая опытные испытания, включает нанесение концентратов упорной золотой руды на грохоченную породу, которая может быть представлена пустой породой или забалансовой золотосодержащей рудой. Обработанный материал укладывается в кучу. После бактериальной обработки окисленный материал перерабатывается традиционными гидрометаллургическими методами (Johansson et al., 1999). Авторами также разработана технология циклического извлечения металлов из оборотных растворов. После коррекции pH выходящего раствора и добавления части осадка, содержащего трехвалентное железо, раствор возвращают на кучу для продолжения микробиологического орошения (Кор и др., 1997).

В одном из вариантов кучного выщелачивания предлагается использовать в качестве выщелачиваемого реагента как руду, так и концентрат. При этом золотомышьяковистый концентрат с содержанием золота 53,3 г/т гранулируют с использованием портландцемента марки 500 и закисного железа. Полученные гранулы укладывают в кучу и орошают бактериальным раствором *Acidithiobacillus ferrooxidans* в течение 90 сут до полного разрушения гранул. Окисленный концентрат подвергается цианированию (Дементьев и др., 1990).

На руде Ангрэнского и Тесеевского месторождений была опробована следующая модель кучного выщелачивания. К куче бактериального выщелачивания (БВ) добавляли хвосты гравитации, измельчали, проводили флотацию. Полученный флотоконцентрат цианировали. Далее кек цианирования смешивали с портландцементом марки 500 и сульфатом железа для получения гранул, которые укладывались в кучу. Орошение осуществлялось с использованием *Acidithiobacillus ferrooxidans* из расчета 0,5 г/л биомассы при pH 2,0. Выщелачивание проводили до 70% окисления сульфидной серы. Полученный вновь кек БВ отправлялся на последующее цианирование (Дементьев и др., 1992).

В ОАО Иргиредмет в 2000-2002 гг. проведены исследования кучного бактериального выщелачивания (КБВ) первичных пиритно-арсенопиритных руд. Причем окисление упорной руды проведено с целью подготовки сырья для извлечения золота по технологии RIL на действующей обогачительной фабрике (Гудков и др., 2011).

Выявлена принципиальная возможность использования технологии КБВ при подготовке упорных руд к цианированию с извлечением золота на уровне технологической схемы, включающей флотационное обогащение, чановое бактериальное выщелачивание и цианирование продукта биоокисления. Извлечение золота из продуктов КБВ руды месторождений составляет 76-80%. Также в ОАО Иргиредмет проводятся работы по кучному бактериальному выщелачиванию отвалов, содержащих как благородные, так и цветные металлы.

Наиболее удачными экспериментами в плане кучного бактериального выщелачивания золотосульфидных руд являются исследования, проведенные фирмой «Newmont corporation» и ее главным микробиологом J. Brierley, завершившиеся созданием промышленных куч по 1 млн. т. Экспериментальные исследования позволили выявить, что при кучном выщелачивании руды месторождения Карлин температура внутри кучи может подниматься до 70° в отдельных участках кучи и мезофильная ассоциация бактерий, состоящая преимущественно из *Acidithiobacillus ferrooxidans*, *Acidithiobacillus thiooxidans* и *Leptospirillum ferrooxidans*, погибает. Таким образом, процесс бактериально-химического окисления сульфидных минералов практически прекращался.

Brierley et al предложили вносить в кучу и в рудный материал ассоциацию бактерий, состоящую из *Acidithiobacillus ferrooxidans*, *Acidithiobacillus thiooxidans*, *Acidithiobacillus organoparus*, *Acidithiobacillus acidophilus*, *Leptospirillum ferrooxidans*, *Sulfobacillus thermosulfidooxidans*, *Sulfolobus acidocaldarius* (Brierley, 1997). Выращенные в отдельных емкостях мезофильные и термофильные (высокотемпературные) бактерии подавались вместе с небольшим количеством глины и цемента, а также руды, дробленной до 12,7 мм, в специальный смеситель, в котором осуществлялась агломерация клеток на руду. Затем агломерированная руда доставлялась на участок кучного выщелачивания, где ее укладывали в кучу. Орошение кучи проводилось 1-2 раза в неделю раствором питательной среды, который по мере орошения обогащался окисленным железом, мышьяком, ионами кобальта, никеля и др. Куча вентилировалась и процесс кучного выщелачивания длился от 100 до 270 сут. Окисленная руда затем удалялась с подушки, нейтрализовалась, измельчалась и подвергалась цианированию с последующей сорбцией металлов на активированный уголь. Извлечение золота составляло от 50 до 60% от исходного содержания в зависимости от минералогического и грансостава руды.

Отметим принципиально новый подход, осуществленный авторами, – это агломерация бактерий на руду и орошение питательными растворами, что предполагает развитие микроорганизмов на кусочках руды. С целью интенсификации бактериально-химических процессов в агломерирующую смесь добавляли синтетический полимер, что способствовало увеличению степени прикрепления бактериальных клеток на руду (Brierley, 1997).

Успешные лабораторные и опытно-промышленные испытания позволили «Newmont corporation» перейти к промышленным масштабам внедрения технологии биоокисления сульфидных минералов в варианте кучного выщелачивания (Brierley et al, 1998).

Анализ современного состояния проблемы кучного выщелачивания с применением микроорганизмов показывает, что необходимо строгое апробирование метода

выщелачивания, так как региональный состав руд и вмещающих пород требует индивидуальных подходов к технологии ведения процесса. Так, высоко карбонатные руды менее податливы к бактериальному выщелачиванию. Но предварительное кислотное орошение, которое успешно применяется при кучном выщелачивании меди, способствует использованию этих руд в режиме бактериального выщелачивания.

Для изучения возможности биоокисления сульфидных руд месторождения Кокпатас кучным способом на НГМК совместно с Институтом микробиологии АН РУз проведены лабораторные и полупромышленные испытания.

Цель исследований – определение оптимальных условий кучного выщелачивания золотосульфидных руд месторождения Кокпатас, включающее степень дробления руды, получение активной ассоциации бактерий, адаптированной к данной руде, определение плотности орошения, внесение дополнительных окислителей и водорастворимых полимеров.

Биоокисление сульфидных руд месторождения Кокпатас чановым способом

Из анализа практики биоокисления сульфидных руд кучным способом известно, что его продолжительность 100-200 сут. В целях определения принципиальной пригодности исследуемых руд к биоокислению в кратчайшие сроки применялся чановый способ биоокисления. Для исследований отобрана проба с карьера «Южный» месторождения Кокпатас. Содержание основных компонентов в исходной пробе, %: $As_{\text{общ.}}$ – 0,684; $Fe_{\text{общ.}}$ – 5,02; $Fe_{\text{сульф}}$ – 1,96; $S_{\text{общ.}}$ – 2,208; $S_{\text{сульф}}$ – 2,018; CO_2 – 6,05.

Опыты по прямому цианированию, биоокислению и цианированию после биоокисления проводились на измельченной пробе крупностью 80% фракции класса -0,074 мм. Для цианирования принята стандартная методика ($T:Ж = 1:2$, $C_{NaCN} = 0,3$ г/дм³, $pH = 10,5-11,5$).

Процесс биоокисления проводился в реакторах ($V = 5$ л) с механическим перемешиванием и воздушной аэрацией. В реакторах 1, 2, 3 (табл. 22) измельченная руда распульповалась инокулянт ($pH = 1,9-2,2$), состоящим из 50% объема культуры и 50% объема питательной среды. В реакторах 4 и 5 вместо питательного раствора применялась техническая вода, подкисленная до $pH = 1,5$. В реакторе 6 распульповка проводилась 100% раствором культуры. Во всех опытах отношение $T:Ж = 1:5$, температура среды 17-19°C. Анализы хвостов цианирования приведены ниже в табл. 22.

В результате исследований чановым способом выявлено: представлен-

Результаты цианирования

Таблица 22

Номер реактора	Время обработки, сут	Выход материала после биоокисления, %	Содержание золота, г/т		Извлечение золота, %
			исходное	хвостовое	
1	5	92,6	3,22	1,53	56,2
2	10	94,2	3,22	0,99	71,2
3	15	94,1	3,22	0,91	73,6
4	10	93,5	3,22	0,84	75,8
5	15	93,3	3,22	0,81	76,7
6	10	93,3	3,22	0,85	75,8
Прямое цианирование исходной пробы			3,22	2,42	25,7

ная проба сульфидной руды месторождения Кокпатас пригодна к биоокислению; после биоокисления получено извлечение золота цианированием 70-75% против 25,7% без биоокисления; продолжительность биоокисления для максимального извлечения золота 10 сут; наличие карбонатов в исходной руде требует перед началом биоокисления проведения полного закисления руды. Удельный расход кислоты на декарбонизацию исходной руды 129,6 кг/т, что подтверждает расчетное значение, равное 133,1 кг/т.

Как отмечено выше, опыты по биоокислению проведены без нагрева пульпы и температура пульпы в течении опыта составляла 17-19°C, что ниже оптимальной. В промышленных масштабах при биоокислении поддерживается 40-42°C за счет экзотермических реакций. В целях изучения влияния температуры на активность бактерий проведено исследование скорости окисления железа (II) активной культурой *T. Ferrooxidans* при оптимальной температуре (40-42°C) и при низкой температуре (17-19°C). Культура выращивалась на среде 9К при барботаже воздухом. Общее содержание железа в питательной среде 7,0 г/л. Степень разведения посевного материала питательной средой 1:100. На рис. 41 представлен график зависимости содержания Fe^{3+} от времени при $t = 17-19^\circ C$. На графике хорошо выражена длительная лаг-фаза, которая составила 11 сут. Общее время окисления Fe^{2+} 16,5 сут. На рис. 42 представлен график зависимости содержания Fe^{3+} от времени при $t = 40-42^\circ C$. Из графика видно, что продолжительность лаг-фазы невелика и составляет около 12 ч. Общее время на полное окисление $Fe^{2+} \approx 65$ ч. Таким образом, продолжительность окисления Fe^{2+} при снижении температуры на 20°C от оптимальной увеличивается в 5,7 раза.

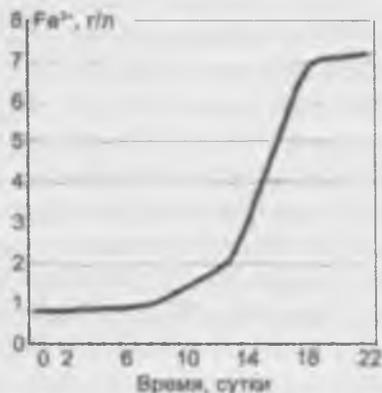


Рис. 41. Скорость окисления Fe^{2+} при $t = 17-19^\circ C$.

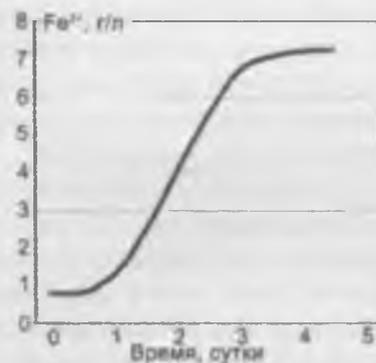


Рис. 42. Скорость окисления Fe^{2+} при $t = 40-42^\circ C$.

Биоокисление сульфидных руд месторождения Кокпатас перколяционным способом

Для определения принципиальной возможности биоокисления высококарбонатных сульфидных руд месторождения Кокпатас кучным способом на ГМЗ-3 НГМК совместно с Институтом микробиологии АН РУз проведены лабораторные исследования (Толстов и др., 2005).

Извлечение золота прямым сорбционным цианированием составило 25,7%. По результатам рационального анализа пробы, доля цианируемого золота 23,5%, золо-

Таблица 23

Результаты рационального анализа исходной пробы

Форма нахождения золота	Содержание золота	
	г/т	%
Свободное в сростках	0,76	23,5
Покрытое пленками, разрушаемыми щелочью (мвшьяковистые минералы) (трудноцианируемое)	0,17	5,3
Покрытое пленками окисленных минералов железа (трудноцианируемое)	0,37	11,6
Заключенное в пирите и арсенопирите	1,19	37,0
Тонковкрапленное в породе	0,73	22,6
Итого	3,22	100

то, способное вскрыться в результате микробиологического разрушения сульфидных минералов, т.е. заключенное в пирите и арсенопирите, – 37,0%.

Опыты по перколяционному биоокислению проводили в колоннах (табл. 23). Руда была издроблена до класса крупности -20 мм. Дробленую руду помещали

в колонны. Наличие карбонатов в руде требовало предварительного ее закисления. Декарбонизацию проводили в «мягком» режиме раствором серной кислоты с $pH = 1,5$ в течение 40-45 сут. Расход кислоты составил 86,7 кг/т. После установления pH в оборотных растворах на уровне 1,8-2,0 колонны орошали бактериальным раствором с интенсивностью 200-220 л/м³сут. Колонны также были оснащены подводом воздуха в рудный слой нижней части колонны. Запущены в работу 4 колонны с продолжительностью 25, 50, 100, 150 сут. Эксперимент осуществлялся при температуре 22-26°C.

Анализы продуктов биоокисления показали, что за 150 сут обработки степень окисления серы сульфидной достигла 44,9%. Извлечение золота при сорбционном цианировании продуктов биоокисления составило 31,2-48,3% в зависимости от продолжительности процесса биоокисления.

На рис. 43 показана зависимость извлечения золота при сорбционном цианировании руд, подвергнутых бактериальному окислению в перколяционном режиме при различных продолжительностях. Наиболее интенсивно процесс вскрытия протекает в первые 50 сут. Затем процесс окисления сульфидов замедляется. Нужно отметить, что процесс окисления не выходит на уровень стабильных показателей на 150 сут. Для определения влияния крупности материала на степень окисления руды, после биоокисления материал был рассеян на классы крупности и проведено цианирование каждой фракции в отдельности (табл. 24). При цианировании фракции класса -2 мм, извлечение золота составило 59,15%.

Таким образом, установлена принципиальная возможность биоокисления упорных золотосодержащих

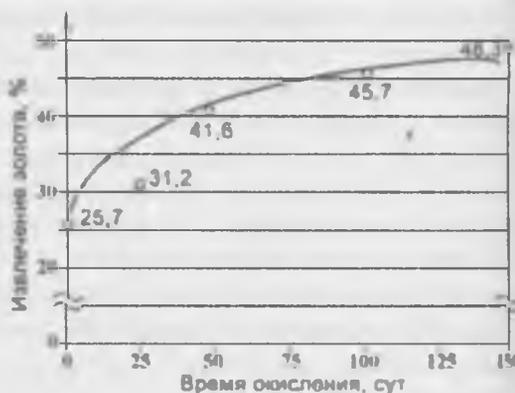


Рис. 43. Зависимость извлечения золота при цианировании от продолжительности бактериального выщелачивания.

Таблица 24

Результаты цианирования продуктов биоокисления по классам крупности

Класс крупности, мм	Выход классов, %	Извлечение золота, %
-20 + +5	59,1	37,15
-5 + +2	18,8	42,7
-2	22,1	59,15

сульфидных руд месторождения Кокпатас в перколяционном режиме. Извлечение золота за 150 сут бактериального окисления руды крупностью -20 мм составило 48,3%, против 25,7% при прямом цианировании. Интересны результаты цианирования продуктов биоокисления различных классов крупности, которые свидетельствуют об имеющемся резерве по увеличению извлечения золота. Наличие в рудах месторождения Кокпатас карбонатов требует предварительного закисления.

Для проведения параллельных испытаний на базе Института микробиологии АН РУз предоставлена проба сульфидной руды месторождения Кокпатас. Проведено прямое сорбционное цианирование пробы, где извлечение золота составляет 26,5%.

Результаты гранулометрического анализа исходной руды показали, что содержание класса -20 +5 мм составляет более 60%. Содержание мелких классов, могущих отрицательно повлиять на перколяцию растворов, незначительно. Руда была опробована на пригодность метода бактериального выщелачивания в активном режиме при соотношении Т:Ж = 1:5 и загрузке биомассы бактерий 50%. Цианирование кеков БВ дало следующие результаты: за 10 сут культивирования процент извлечения составил 71,9%, а за 15 сут – 76,9%.

Для проведения бактериального выщелачивания в режиме фильтрации в лабораторных колоннах использовались штаммы культуры бактерий *Acidithiobacillus ferrooxidans*. Орошение бактериальным раствором начали на 10 сутки декарбонизации руды. На одном из опытов бактериальный раствор содержал полимер в количестве 50 мг на 500 мл орошающего раствора (0,01%).

Микробиологический анализ, проведенный по всей высоте колонн, показал, что максимальные количества бактерий выявлялись в верхней части всех исследуемых колонн. Наилучшие результаты в опыте, где в орошающий раствор внесен полимер. Количество микроорганизмов, прикрепленных к кусочкам руды в данном опыте, на порядок выше, чем в опытах без полимера. После завершения орошения пробы были подготовлены к цианированию. Результаты цианирования кеков бактериального выщелачивания показали извлечение золота не ниже 50%.

Параллельные опыты на базе Института микробиологии АН РУз по кучному био-выщелачиванию сульфидных руд месторождения Кокпатас подтвердили результаты, полученные на ГМЗ-3 НГМК.

Бактериальное окисление сульфидных золотосодержащих руд кучным способом

Для подтверждения результатов, полученных при лабораторных исследованиях, совместно с Институтом микробиологии АН РУз создана опытно-промышленная установка (ОПУ) по кучному биоокислению на базе ГМЗ-3 г. Учкудук (Зинько и др., 2008).

Площадка 30×15 м была обнесена с трех сторон бортами высотой 1,0 м, днище с уклоном 3° покрыли изоляционным кислотостойким покрытием (ПСГ) в два слоя. Для предотвращения механических повреждений изоляционного покрытия поверх него уложен слой 100 мм гранитного щебня фракцией 3,0 мм, далее дренажный слой фракцией 25 мм, внутри которого была смонтирована система аэрации.

Руду, дробленую до класса крупности -20 мм, укладывали в основание кучи полойно, высотой каждого слоя 0,5 м. С каждого слоя после его укладки отбирали пробы для выполнения анализов. Для этого рудный слой разбивали на квадраты размером 3×3 м и из центра каждого квадрата методом вычерпывания отбирали пробу массой 3 кг. После завершения укладки дробленого материала в кучу (штабель) из всех проб квартованием формировали среднюю пробу для гранулометрического и химического анализа. Ниже приведена гранулометрическая характеристика пробы:

Класс крупности, мм	+20	-20+10	-10+5,0	-5,0+2,0	-2,0+1,0	-1,0+0,4	-0,4+0,074	-0,074
Выход, %	10,7	35,4	17,0	17,9	5,9	3,1	5,5	4,5

Химический состав пробы, %: $Fe_{\text{общ}}$ – 5,9; Fe^{2+} – 2,55; As – 0,91; $S_{\text{св}}$ – 2,3; $S_{\text{сульфидная}}$ – 2,1; CO_2 – 4,4; Au – 3,4 г/т. На этой же пробе определяли извлечение золота цианированием.

Выщелачивание проводили в следующем режиме: предварительное выщелачивание – 6 ч; время сорбции – 12 ч; $[NaCN]_{\text{конечн}}$ = 80,0 мг/л. При этом извлечение золота – 26,5%; содержание золота в хвостах выщелачивания – 2,5 г/т. Масса руды, заложеной в куче, – 1200 т, высота кучи – 2 м, площадь основания – 450 м², площадь кровли – 298 м².

На поверхности рудной массы смонтирована оросительная система из нержавеющей трубой П-образной формы, опоясывающей кучу, и полиэтиленовых патрубков с эмиттерами (капиллярами). Полиэтиленовые патрубки укладывали по длине кучи через каждые 0,6 м. По периметру кучи смонтировали дополнительные ряды полиэтиленовых труб с эмиттерами для орошения нижней части кучи.

По завершении формирования опытной установки проведен процесс декарбонизации материала кучи путем орошения ее растворами серной кислоты концентрацией 2; 10; 30 г/л последовательно с целью уменьшения коагуляции продуктами закисления. Плотность орошения составила 0,12-0,15 л/(мин·м²). Орошение кучи кислотными растворами продолжалось до установления стабильных значений pH = 2,0-2,5. Продолжительность процесса декарбонизации – 52 сут, расход кислоты – 21 кг/т.

По окончании процесса закисления начато орошение кучи бактериальными растворами с той же плотностью орошения. Использовались ацидофильные железooksисляющие культуры бактерий, имеющиеся в фондах Института микробиологии АН РУз, выделенные из сульфидной руды месторождения Кокпатас и адаптированные к исходной руде, из которой формировали кучу.

Одним из немаловажных факторов, влияющих на процессы бактериально-химического выщелачивания золотосодержащих руд, является правильный выбор активного штамма *Acidithiobacillus ferrooxidans*, либо ассоциации геохимически активных культур микроорганизмов, участвующих в процессах окисления сульфидных минералов. Известно, что в результате выщелачивания в раствор переходит сумма различных элементов, которые при определенных концентрациях оказывают токсичное влияние на рост и развитие промышленного штамма. В связи с этим применение местных штаммов микроорганизмов особо актуально.

Для наращивания культуры бактерий в условиях опытно-промышленных испытаний задействованы ферментеры объемом 5 м³ и два по 35 м³.

Для приготовления маточной культуры использовали 5 м³ ферментер. Исходная добавка культуры проводилась из наработанных 50 л емкостей, в которых маточная культура выращивалась на питательной среде Бр. Состав среды Бр, г/л: (NH₄)₂SO₄ – 3,0; K₂HPO₄ – 0,5; FeSO₄ – 33,3, с добавкой истертой до класса -0,074 мм исходной руды в количестве 1 г/л. Исходный pH питательной среды 1,65-1,8. В период развития культуры бактерий значение pH среды колебалось от 1,8 до 2,55. Перемешивание осуществлялось кислородом воздуха. В течение 3 сут культивирования приготовлено 5 м³ маточной культуры *A. ferroxidans*, которая была внесена в 35 м³ емкость, затем методом послойного культивирования в течение 7 сут наработано 55 м³ культуральной жидкости.

Установлено, что предлагаемый метод послойного культивирования микроорганизмов сокращает время наработки биомассы бактерий, что особо важно при крупномасштабном культивировании бактерий. Нарботанная активная биомасса подавалась на ОПУ для орошения кучи.

Вытекающие в приямок (рис. 44) бактериальные растворы анализировали на содержание Fe³⁺, Fe²⁺, As⁵⁺, As_{общ.}, количество микроорганизмов, pH и Eh растворов, по которым осуществляли контроль процесса биоокисления в период эксплуатации ОПУ. В течение первых двух месяцев наблюдали постепенное увеличение концентрации Fe (III) и As (V) в жидкой фазе. Самая высокая их концентрация – 3,0-4,0 г/л Fe (III) и 1,0-2,0 г/л As (V) отмечалась в конце второго месяца эксплуатации. При этом температура внутри кучи увеличилась с 17-19 до 23-25°С, несмотря на понижение температуры окружающей среды. Анализ развития микроорганизмов показал, что наибольшую активность бактерии имели именно в этот период. Затем в течение 15-20 сут их активность держалась стабильно, после чего постепенно убывала. На 150-е сутки работа установки была приостановлена.

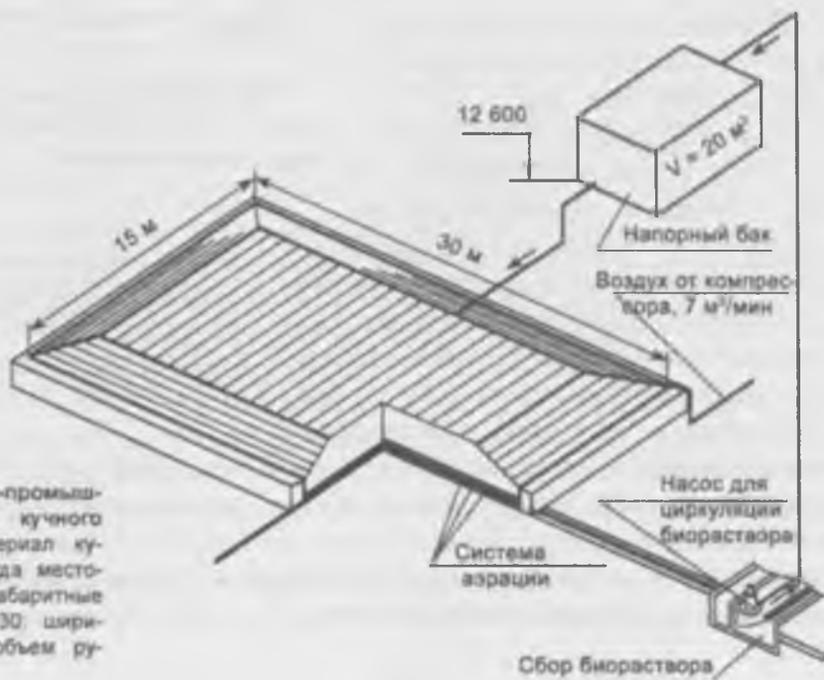


Рис. 44. Опытно-промышленная установка кучного биоокисления. Материал кучи – сульфидная руда месторождения Кокшатаг; габаритные размеры, м: длина 30; ширина 15; высота 2; объем руды – 720 м³ (1200 т).

Кучу промывали технологическими промышленными водами (рН 6,0). В вытекающих и дренирующих растворах подщелачивание осуществлялось известняком. Промывка продолжалась до установления в вытекающих и дренирующих растворах рН 4-4,5. Затем кучу оставили на дренаж и сушку, после чего произвели ее разборку путем погрузки руды в ж/д вагоны, отправили в опытный цех НГМК (г. Навои) для дальнейшего измельчения в щелочной среде, классификации, сгущения, предварительного и сорбционного цианирования. Переработка руды ОПУ в опытном цехе НГМК показало извлечение золота 47,2%.

По окончании эксплуатации для изучения изменения химического состава твердой фазы проведено опробование. Пробу отбирали методом шурфования. Шурфы имели размеры в верхней части 1,0×1,0 м и в глубину 1,70-1,80 м. Опробование проводилось со стенок шурфа на всю его глубину. При отборе проб в шурфах на стенках последних были отмечены заметные зоны окисления, выделяющиеся бурой и красно-бурой окраской, с довольно четкими границами, вытянутые на глубину неровных столбчатых тел диаметром 10-30 см (рис. 45). По краям зон окисления встречены кусочки элементарной серы диаметром 1,0-3,5 см, которые являются результатом реакции биоокисления. Материал между зонами окисления первично серой и темно-серой окраски. С целью подтверждения различной степени окисления бурых и серых руд отобраны отдельные пробы по этим зонам (пробы КБ – кучная бурая и КС – кучная серая) и проведено их цианирование (табл. 25).

Таким образом, в НГМК совместно с Институтом микробиологии АН РУз проведены полупромышленные испытания по биоокислению сульфидных руд месторождения Кокпатас. Показана техническая возможность проведения процесса на упорных рудах в крупном масштабе. Анализ извлечения золота по пробам, отобранным из опытной кучи по завершении эксперимента, отражает разброс в значениях от 36,67 до 53,76%. Это объясняется недостатками конструкции оросительной системы опытно-промышленной кучи и неравномерностью орошения. Однако этот недостаток не уменьшает достоинств первого крупномасштабного опыта бактериального окисления золотосодержащих сульфидных руд месторождения Кокпатас.

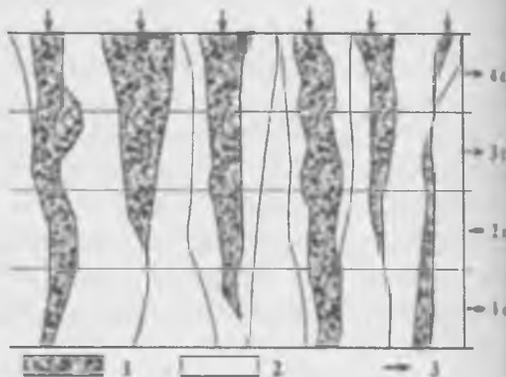


Рис. 45. Развертка стенок шурфа: 1 – зона окисления; 2 – неокисленная зона; 3 – эмиттер (капельница) для орошения руды.

Таблица 25

Проба	Содержание Au, г/т		Извлечение, %
	исходное	в хвостах	
КБ	3,19	1,475	53,76
КС	3,04	1,925	36,67

Исследования по бактериальному окислению золотосодержащего флотоконцентрата перколяционным способом

Наряду с применением технологии кучного бактериального выщелачивания для бедных сульфидных руд не исключается возможность использования этого процесса для золотосульфидных флотоконцентратов. Бактериальное окисление флотоконцентрата в куче затруднено из-за его гранулометрического состава (более 80% класса -0,074 мм). Для решения этой задачи в мировой практике известно много приемов, одним из которых является технология «Geocoat™», разработанная фирмой Geobitucs. Она предусматривает нанесение концентратов упорных золотых руд на гранулы-носители (пустая порода или забалансовая золотосодержащая руда, прошедшие грохочение). Обработанный материал укладывается в кучу. После бактериальной обработки окисленный материал перерабатывается традиционными гидрометаллургическими методами, как указывалось ранее.

На ГМЗ-3 СевРУ НГМК совместно с Институтом микробиологии АН РУз проведены лабораторные исследования по определению принципиальной возможности биоокисления сульфидной руды в шихте с флотоконцентратом перколяционным способом (Шамин и др., 2008). Для опытов использовалась ассоциация микроорганизмов с преимущественным содержанием *Acidithiobacillus ferrooxidans*. Проведенными ранее исследованиями по перколяционному биоокислению сульфидной руды достигнуто до 50% извлечение золота, против 25,7% при прямом цианировании, при этом наблюдалось, что окисление железа (II) до железа (III) протекало вяло. В связи с этим для интенсификации процесса биоокисления золотосульфидной руды предложено внести определенную навеску флотоконцентрата к руде. Предполагалось, что добавка флотоконцентрата за счет изменения состава материала (концентрация железа и серы сульфидной) будет способствовать развитию окислительной активности бактерий.

Для исследований использовалась проба сульфидной руды (гранулы-носители) карьера Южный месторождения Кокпатас и его флотоконцентрат, полученный после обогащения. Для приготовления гранул-носителей руда была издроблена до определенных классов крупности и агломерирована с флотоконцентратом. Агломерация флотоконцентрата (85% класса крупности -0,074 мм) на гранулы носители проводилась методом перекачивания в присутствии воды (материал колонны № 6 в присутствии слабого раствора серной кислоты) с последующей загрузкой в колонны высотой 1,5 м. Соотношения руды носителя и флотоконцентрата, гранулометрический состав шихты, загруженной в колонны, представлены в табл. 26. Колонны 1-3 на чистой сульфидной руде приведены для сравнения.

Высокие концентрации карбонатов в пробах шихты (4,51-5,12%) обусловили проведение предварительного закисления. Декарбонизацию материала осуществляли в «мягком» режиме раствором серной кислоты с $pH = 1,5$ в течение 40-45 сут. Так, максимальное кислотопоглощение отмечается при измельчении пробы руды до класса -5 мм (колонны № 3 и 6).

После установления pH в оборотных растворах на уровне 1,8-2,0 колонны орошали бактериальным раствором с интенсивностью 200-220 м л/м²сут в течение 150 сут при температуре 22-26°C.

Таблица 26

Гранулометрический состав (%) материала колонн

Номер колонны	Материал колонны	-20 +10	-10 +5	-5 +2	-2 +1	-1 +0,5	-0,5 +0,16	-0,16 +0,074	-0,074	Итого
1	Руда, класс -20 мм	40,2	28,2	9,9	7,9	5,5	3,2	1,7	3,4	100
2	Руда, класс -10 мм		26,9	20,3	17,3	15,3	8,1	3,3	8,8	100
3	Руда, класс -5 мм			25,7	26,2	19,1	11,6	5,4	12,0	100
4	Руда, класс -20 мм + 10% ФК	36,5	25,7	9,0	7,2	5,0	2,9	1,9	11,8	100
5	Руда, класс -10 мм + 10% ФК		24,4	18,4	15,8	13,9	7,4	3,4	16,7	100
6	Руда, класс -5 мм + 10% ФК			23,4	23,8	17,4	10,5	5,3	19,6	100
7	Руда, класс -20 мм + 5% ФК	38,3	26,9	9,5	7,5	5,2	3,1	1,8	7,7	100
8	Руда, класс -20 мм + 10% ФК	37,0	25,2	9,3	6,9	5,3	2,6	2,3	11,4	100
9	Руда, класс -20 мм + 15% ФК	34,9	24,5	8,6	6,9	4,7	2,8	2,1	15,5	100

Примечание. ФК – флотоконцентрат.

Максимальная геохимическая активность наблюдалась на 50-60 сут, затем она постепенно снижалась и на 146-152 сут приобрела прямую линию, что свидетельствует о практическом завершении процесса окисления (рис. 46).

После окончания процесса биоокисления материал подвергался промывке слабокислым раствором и водой до установления в промывных водах pH 4, затем подщелачиванию и сорбционному цианированию по стандартной методике ($C_{NaCN} N = 0,3 \text{ г/дм}^3$, Т:Ж = 1:2, pH = 10,5-11,5), где расход извести и NaCN составил 14-18 кг/т и 4,5-5,1 соответственно (100%). Результаты исследований до и после биоокисления в лабораторных опытах представлены в табл. 27.

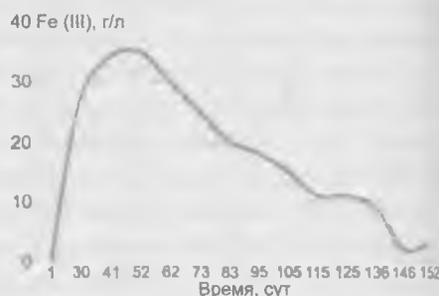


Рис. 46. Мониторинг процесса растворения и окисления железа в перколяционном режиме.

Таблица 27

Цианирование материала перколяционных колонн

Номер колонны	Извлечение при прямом цианировании, %	Содержание Au в хвостах прямого цианирования, г/т	Извлечение при цианировании после биоокисления, %	Содержание Au в хвостах цианирования после биоокисления, г/т	Прирост извлечения после биоокисления, %
1	18,13	4,38	46,7	3,28	28,6
2	26,6	4,92	57,1	3,03	30,5
3	29,8	4,69	Остановлена	Остановлена	Остановлена
4	21,92	5,84	63,2	3,09	41,3
5	28,75	5,55	71,2	2,49	42,4
6	23,48	5,28	72,4	2,17	48,9
7	31,11	5,07	55,1	3,57	24,0
8	28,14	5,77	64,5	3,22	36,3
9	18,62	6,38	61,9	3,68	43,3

Установлено, что извлечение золота за 150 суток бактериального окисления составило в различных вариантах лабораторных опытов от 46,7 до 72,4%, против 18,1-31,1% при прямом цианировании.

Таким образом, полученные результаты лабораторных исследований свидетельствуют о возможности применения метода бактериального окисления сульфидной руды в шихте с флотоконцентратом кучным способом. Использование для кучного биоокисления руды крупностью материала менее 5,0 мм, нецелесообразно (колонна 3) ввиду слабой проницаемости руды, обусловленной кольматацией последней гипсом и другими продуктами взаимодействия серной кислоты, с рудой и вмещающими породами. Однако, руда с крупностью менее 5,0 мм агломерированная с флотоконцентратом с использованием слабого раствора серной кислоты показывает возможность успешной перколяции растворов (колонна 6).

Сравнительный анализ содержания золота в хвостах цианирования после биоокисления как чистой сульфидной руды (колонны 1-3), так и его шихты с флотоконцентратом (колонны 4-9) выявил одинаковые значения, что свидетельствует о том, что золото в хвостах цианирования, очевидно, в основном рудное (см. табл. 27) и флотоконцентрат окислен максимально. В связи с этим интересно кучное биовыщелачивание флотоконцентрата в шихте с забалансовой окисленной рудой.

Для изучения принципиальной возможности применения вышеизложенного способа для окисления флотоконцентратов, полученных при обогащении сульфидных руд месторождения Кокпатас, проведены лабораторные исследования (Шамин и др., 2008). В качестве гранул-носителей использовали заскладированную окисленную забалансовую руду, прямая переработка которой на заводе экономически невыгодна. Последнее можно отнести в определенной степени к расширению сырьевой базы ГМЗ-3.

Флотоконцентрат перед загрузкой в колонны агломерировали на гранулы-носители, дробленные до класса крупности -20 мм. Количество флотоконцентрата составило 20% от общей массы пробы. Проводили декарбонизацию материала.

После установления pH в оборотных растворах на уровне 1,8-2,0 колонны орошали бактериальным раствором. По завершении процесса пробы подвергли сорбционному цианированию.

Извлечение золота за 150 сут бактериального окисления составило 61,8%. Наличие карбонатов в пробах требует предварительного закисления, расход кислоты при этом 30 кг/т. Таким образом, установлена принципиальная возможность биоокисления флотоконцентратов, полученных из сульфидных руд месторождения Кокпатас, в перколяционном режиме как незатратоёмкий способ его подготовки для дальнейшей переработки по существующей на заводе технологии. Для обеспечения оптимальной фильтрации орошающего раствора флотоконцентрат агломерирован на гранулы-носители. Использование в качестве гранул-носителей не товарных (заскладированных) окисленных руд способствует расширению сырьевой базы ГМЗ-3 НГМК.

Выводы по главе III

1. Руды месторождений Кокпатас и Даугызтау легко измельчаемы. Установлено, что основной сдерживающий фактор роста переработки на мельничных блоках – является наличие первичных и вторичных шламов, а также глинистых составляющих, которые создают высокую вязкость пульпы, не позволяющую вести эффективное разделение минеральных зерен по их крупности. Увеличение производительности мельничных блоков до 20 т/ч дополнительно возможно с увеличением фронта классификации.

2. Опробование существующей схемы сорбционного цианирования показало, что растворение золота в основном происходит в первых аппаратах, с наличием природных сорбентов в последующем наблюдается замедление.

3. Для предотвращения сорбции растворенного металла природными сорбентами предложено исключить предварительное цианирование и подачу смолы осуществить дробно. Это позволило увеличить извлечение золота на 4,8-6,5%.

4. Вовлечение в переработку руд месторождений Даугызтау отразилось на показателях практически всех технологических переделов и привело к необходимости совершенствования технологии. Установлена необходимость стабильной переработки шихты руд с приемлемыми технологическими показателями при условиях: тонины помола с содержанием песков в измельченной руде до 30 г/л; поддержания Т:Ж = 1:1,2-1,4; оптимального расхода ПАА и др.

5. Выполненные исследования по гравитационному обогащению руд с выделением из них золотосодержащих минералов (сульфидов и оксидов железа) позволяют сделать однозначный вывод о нецелесообразности применения к рудам Кокпатасского и Даугызтауского месторождений (независимо от степени их окисления) технологии гравитационного обогащения.

6. Проведенные в НГМК совместно с Институтом микробиологии АН РУз исследования по биоокислению сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау показывают, что за 10-12 суток можно успешно проводить в активном режиме чановое биоокисление и достичь извлечение золота 70-75%.

7. Выявлено наличие карбонатов в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау, которые требуют предварительного их закисления.

8. Показана возможность проведения кучного биовыщелачивания бедных золотосодержащих сульфидных руд.

ГЛАВА IV. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ БАКТЕРИАЛЬНОГО ВСКРЫТИЯ СУЛЬФИДНЫХ МИНЕРАЛОВ

Теоретические основы бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов

Рудные месторождения, особенно месторождения сульфидных руд, являются благоприятной экологической нишей для активной жизнедеятельности специфических микроорганизмов, так как в них постоянно протекают геохимические процессы, в которых участвуют элементы с различными химическими свойствами. Окислительные условия в рудных телах этих месторождений способствуют процессам окисления и выщелачивания сульфидных минералов, когда металлы и сера переходят в водорастворимое состояние и выщелачиваются. Ранее окисление сульфидных минералов рассматривалось как чисто химический процесс, в котором основные агенты – кислород воздуха и продукты окисления сульфидов – серная кислота и сульфаты металлов. Как известно, хороший окислитель сульфидов – сульфат закиси железа, взаимодействующий с ними по реакции



Сульфат закиси железа, получаемый в результате этой реакции, в кислых растворах очень медленно окисляется до сульфата окиси железа. Однако в присутствии тионовых железоокисляющих бактерий *Acidithiobacillus ferrooxidans* скорость окисления железа увеличивается в 180 тысяч раз. В рудных месторождениях, кроме этих микроорганизмов, встречаются другие, которые обитают в широком диапазоне pH (от 0,5 до 10) и населяют практически все экологические ниши месторождений сульфидсодержащих руд.

Тионовые микроорганизмы хемолитоавтотрофные, т.е. источниками электронов в энергетическом процессе с участием этих микроорганизмов являются неорганические вещества, а система автотрофной ассимиляции углекислоты в органические вещества – основной тип питания бактерий.

Наиболее легко окисляемый субстрат для железоокисляющих бактерий – закисное железо, в кислой среде окисляющееся до оксидного:



Кроме закисного железа *A. ferrooxidans* в качестве энергетического источника используют также такие восстановленные соединения серы, как тиосульфаты $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$, тритионаты $\text{S}_2\text{O}_6^{2-}$, тетратионаты и элементная сера, конечным продуктом окисления которых является сульфат-ион. Установлено, что бактерии *A. ferrooxidans* участвуют в окислении практически всех сульфидных минералов.

Основные условия существования и активной жизнедеятельности *A. ferrooxidans* – кислотность среды, ее температура, наличие воды и кислорода. Оптимальное значение pH среды для развития бактерий составляет 2...2,4, однако в природных

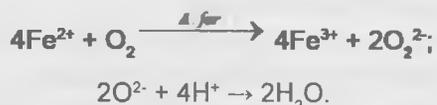
рудничных водах эти микроорганизмы обнаруживаются даже при pH 1,2 и 7,6, но в этих условиях они неактивны. Среда с pH 9 для них летальная. Эти бактерии чрезвычайно толерантны к кислой среде. Они могут выдерживать концентрацию серной кислоты в растворе до 18 г/л и гибнут лишь при ее концентрации 22 г/л, т.е. при pH 0,3, в то время как внутри клетки pH поддерживается на уровне 4,8...5.

Бактерии *A. ferrooxidans* относятся к мезофилам, для которых оптимальная температура роста и развития 28...35°C, при 40°C прекращается их рост, а при 50°C они гибнут из-за денатурации белков.

Для нормального роста и развития бактерий требуется наличие в среде минеральных солей и, прежде всего, соединений азота и фосфора, которые используются бактериями в энергетическом метаболизме. Как уже отмечалось, бактерии *A. ferrooxidans* повсеместно присутствуют в рудничных кислых водах сульфидных месторождений, угольных шахт и залежей урановых руд, содержащих пирит. Различия между природными штаммами *A. ferrooxidans* заключаются в основном в устойчивости к активной кислотности среды, тяжелым металлам, различным микроэлементам, а также в скорости окисления сульфидов и серы. Все эти различия адаптивного характера. Так, микроорганизмы, выделенные из кислых вод Дегтярского рудника, впоследствии после соответствующей адаптации использованы при выщелачивании арсенопирита, сфалерита, халькопирита и других сульфидных минералов. Способность железобактерий адаптироваться к изменяющимся условиям среды обитания важна для технологии БВ, так как микроорганизмы могут довольно легко приспособиться, например, к повышенному содержанию в среде тяжелых металлов (до 55 г/л меди, до 30...40 г/л цинка, до 8...12 г/л мышьяка). Это уникальное свойство бактерий позволяет использовать их в промышленном масштабе, например, при чановом выщелачивании в плотных пульпах.

Для аэробных бактерий (микроорганизмы *A. ferrooxidans*) присутствие кислорода в среде обязательно. Большая часть его поглощается клеткой с участием ферментных дыхательных систем. Другая участвует в химическом процессе, при котором происходит окисление химических веществ клетки, например, S-групп белков.

У бактерий *A. ferrooxidans* электроны от внешнего энергетического субстрата (Fe^{2+} , сульфид) передаются по цепи переносчиков на молекулярный кислород с образованием воды:



Кроме переноса электронов в этом процессе используется освобождающаяся энергия путем ее трансформирования в химическую энергию фосфатных связей при синтезе АТФ из АДФ и неорганического фосфора.

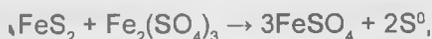
Таким образом, уникальное свойство тионовых железобактерий участвовать в окислении таких неорганических субстратов, как двухвалентное железо, элементная сера и сульфидные минералы, позволяет использовать их при извлечении металлов из сульфидсодержащих руд. Для интенсификации их роста и повышения активности необходимо создать оптимальные условия для их жизнедеятельности, которые определяются параметрами процесса и свойствами выщелачиваемого продукта.

Вопрос о взаимодействии бактерий с сульфидными минералами в теории бактериального выщелачивания основной. Изучение этого взаимодействия важно не только для познания сложного механизма этого процесса, но и для интенсификации бактериальных окислительных реакций и управления ими. Трудности изучения объясняются тем, что помимо взаимодействия трех фаз (жидкой, твердой и газовой) в нем активно участвуют бактериальные клетки – живые организмы, которые для роста и обеспечения своей жизнедеятельности используют компоненты всех трех фаз. Кроме того, в этом взаимодействии находятся различные продукты метаболизма бактерий – неорганические и органические, действующие на биохимическом уровне.

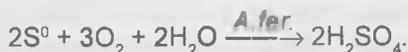
В настоящее время существует несколько точек зрения на роль микроорганизмов *A. ferrooxidans* в окислении и выщелачивании сульфидных минералов. Ранее считалось, что это происходит при участии микроорганизмов в результате воздействия продуктов окисления сульфата закиси железа бактериями и серной кислоты, образующейся при бактериальном окислении сульфидной серы. Например, наиболее вероятны реакции бактериального окисления пирита с образованием сульфата закиси железа



и элементной серы



которые затем окисляются бактериями до сульфата окиси железа и серной кислоты:



Таким образом, в результате реакций окисления сульфата закиси железа и элементной серы образуются окислители сульфидных минералов – сульфат окиси железа и серная кислота. Кроме этих реакций при бактериальном окислении и выщелачивании сульфидных минералов на поверхность минералов воздействуют ферментные системы клеток. Это так называемый механизм прямого бактериального окисления сульфидов, или «прямой» механизм.

Бактерии окисляют сульфидные минералы даже в тех случаях, когда их железоокисляющие системы подавлены. Минералы при этом окисляются путем прямого воздействия микроорганизмов на элементы кристаллической решетки минералов. Приведенный механизм окисления сульфидных минералов считается определяющим, в то время как биохимические реакции окисления закиси железа, сульфидной и элементной серы выполняют косвенную роль. Долю участия этих механизмов в окислении сульфидных минералов определить довольно трудно. Следует учитывать то, что реакции преобразования неорганических субстратов с участием микроорганизмов имеют одну и ту же природу, они непосредственно осуществляются на поверхности минерала или в жидкой фазе пульпы. Поэтому процесс бактериального окисления и выщелачивания минерального субстрата можно условно представить как взаимодействие:

клеток и их метаболитов с элементами кристаллической решетки непосредственно на поверхности минералов;

βклеток с этими же элементами и продуктами метаболизма в жидкой фазе.

Первой стадией взаимодействия бактерий *A. ferrooxidans* с сульфидным субстратом является закрепление микроорганизмов на его поверхности, после чего начинается химическое превращение самого субстрата. Известно, что микроорганизмы способны закрепляться на любой поверхности. Адгезия их может происходить избирательно и неизбирательно, на положительно и отрицательно заряженных, на гидрофобных и гидрофильных поверхностях. Механизм их прикрепления генетически запрограммирован и чрезвычайно сложный. Считается, что ответственными за этот механизм являются плазмиды. При адгезии клеток могут иметь место самые различные виды взаимодействия, начиная от прикрепления за счет обычной липкости их слизистой капсулы и кончая взаимодействием электростатических сил.

Однако наличие бактерий на поверхности сульфидных минералов, фиксируемое визуально, еще не доказательство их участия в бактериальном окислении этой поверхности, ведь они закрепляются и на поверхностях, не используемых ими в качестве субстрата. Адгезия на поверхности сульфидов специфического характера и имеет глубокий биологический смысл, поскольку в этом случае минерал является субстратом – источником энергии для роста и жизнедеятельности бактерий. Следует также учесть, что при микробиологическом выщелачивании бактерии не только закрепляются на поверхности минерального субстрата, но и находятся в жидкой фазе пульпы, где окисляют закисное железо и элементную серу.

При бактериальном выщелачивании золотомышьяковых концентратов микроорганизмы, находящиеся в жидкой фазе пульпы, т.е. «свободно плавающие», потребляют не более 1% от общего количества поглощаемого пульпой кислорода. Это объясняется тем, что концентрация закисного железа, являющегося субстратом для бактерий, которых в жидкой фазе пульпы содержится $10^8 \dots 10^9$ кл/мл, составляет лишь 5% от общего количества железа, в то время как содержание окисного железа доходит до 10...15 г/л. Поэтому потребление кислорода жидкой фазой пульпы связано с бактериальным окислением закисного железа, перешедшего в раствор в результате химического взаимодействия сульфата окиси железа с поверхностью сульфидных минералов. Эти бактерии потенциально активные и способны участвовать в окислении при наличии окисляемого субстрата.

Почти весь потребляемый при БВ концентратов кислород (95%) расходуется при непосредственном окислении сульфидных минералов закрепившимися на них клетками. На поверхности минералов бактерии закрепляются очень прочно. Так, при бактериальном выщелачивании золотомышьякового концентрата даже после трех отмывок потребление кислорода снизилось всего в 1,16 раза.

На твердой фазе пульпы при БВ золотомышьякового концентрата закрепляется обычно около 70-80% клеток и только 20-30% свободно «плавают» в жидкой фазе. Около 15-16% поверхности выщелачиваемого концентрата занято сорбированными бактериальными клетками, причем наиболее активно они сорбируются на арсенопирите, к выщелачиванию которого были адаптированы. В процессе непрерывного выщелачивания равновесная концентрация бактерий на твердой фазе достигается

за 20 мин. Использование адаптированной культуры увеличивает количество сорбированных клеток с 8 до 95%.

Для изучения механизма бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов используются основные термодинамические закономерности, согласно которым происходит окисление этих минеральных субстратов. Так, диаграммы Пурбэ (ц-pH) позволяют определить термодинамически стабильные состояния системы в зависимости от величины pH среды и потенциала минерала и среды.

Анализ термодинамического состояния пирита, арсенопирита и пирротина в условиях бактериального выщелачивания, а также электрохимические изменения подтвердили, что микроорганизмы при БВ непосредственно окисляют элементы кристаллической решетки сульфидных минералов благодаря биокаталитическим свойствам их ферментов. В области активного бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов они термодинамически неустойчивы и обладают достаточным запасом свободной энергии, необходимой для обеспечения жизнедеятельности микроорганизмов *A. ferrooxidans*, которые участвуют в реакциях с выходом свободной энергии не менее 12 ккал.

При БВ арсенопирита окисное железо непрерывно накапливается как в растворе, так и в осадке. Увеличение его концентрации объясняется бактериальным окислением закисного железа, образующегося при окислении арсенопирита:



Кислотность среды при БВ арсенопирита ниже, чем pH осаждения железа из серно-кислых растворов в виде гидроксида (pH 2,3), поэтому при достижении определенной концентрации серно-кислого окисное железо гидролизуется с образованием гидроксида, выпадающего в осадок с одновременным подкислением среды:



Кроме того, окисное железо может образовывать с мышьяком арсенаты железа, которые также выпадают в осадок, однако это происходит при более низких значениях pH среды, нежели осаждение железа.

В образовавшемся осадке железо преимущественно трехвалентное. Например, при БВ чистого арсенопирита количество его в осадке более 50% от содержания железа в растворе и осадке. Количество закисного железа в растворе зависит от плотности биомассы и ее активности. Так, при БВ концентрата Бакырчикского месторождения с плотностью биомассы 2,5 г/л и ее активности 3...4 г/л·ч двухвалентное железо не превышает 2-10%.

Мышьяк при БВ арсенопирита переходит в раствор и осадок как в трех-, так и пятивалентной форме. В растворе он находится преимущественно в виде о-мышьяковой и о-мышьяковистой кислот. Количество мышьяка в осадке зависит от pH раствора, концентрации и валентности находящихся в растворе мышьяка и железа. Если в растворе соотношение As^{3+} к As^{5+} 5:1, то в осадке оно равно 2,5:1, при соотношении суммарного железа и суммарного мышьяка в осадке 1,1:1, в растворе 0,9:1.

При выщелачивании золотомышьяковых концентратов биомассой, которая имеет в растворе активность до 6 г/л·ч, мышьяк преимущественно пятивалентный. В среднем более 75% мышьяка в растворе представлено соединениями пятивалентного мышьяка.

Более четкая зависимость между количеством мышьяка в осадке и величиной рН, причем она изменяется со временем выщелачивания. В первые часы выщелачивания количество мышьяка в осадке уменьшается с увеличением кислотности и при рН менее 1,6 почти весь мышьяк находится в растворенном состоянии. Однако в дальнейшем, когда в пульпе накапливается большое количество органических веществ и мышьяка, содержание которого доходит до 15 г/л, количество его в осадке повышается с увеличением кислотности среды и может достигать 80% от общего количества выщелоченного мышьяка.

При изучении поведения сульфидной серы в условиях БВ арсенопирита и золото-мышьякового концентрата установлено, что в пульпе происходит накопление элементной серы, к концу процесса ее количество может достигать 60% от общего количества выщелоченной серы (при БВ арсенопирита) и 30–40% (при БВ золотомышьякового концентрата). Накапливаются также промежуточные соединения серы (до 20%), но их содержание уменьшается к концу процесса за счет окисления до сульфат-ионов.

Большое различие в составе продуктов, образующихся на арсенопирите при химическом и бактериальном окислении. Химическое окисление приводит к появлению на поверхности арсенопирита гётита HFeO или гидрогётита $\text{HFeO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$, образовавшихся из гидроксида трехвалентного железа при сушке образцов – 30–40% от общего количества поверхностных соединений, среди которых присутствует элементная сера (10%). Таким образом, в процессе химического окисления на поверхности арсенопирита образуется серно-кислое окисное железо, часть его переходит в раствор, и элементная сера. Процесс химического окисления при этом практически заканчивается.

При бактериальном окислении арсенопирита на его поверхности в основном образуется элементная сера, количество которой составляет уже 50%, т.е. в 5 раз больше, чем при химическом окислении. Эта элементная сера непрерывно окисляется бактериями до SO_4^{2-} , так же, как закисное железо до оксидного.

Таким образом, при взаимодействии микроорганизмов с поверхностью сульфидных минералов возникают твердые продукты окисления сульфидов – элементная сера и закисное железо, которые затем окисляются бактериями на поверхности минерала и в растворе.

Элементная сера, образующаяся при бактериальном окислении арсенопирита, имеет кристаллическую структуру, отличную от структуры стандартной орторомбической серы. Эта сера была названа β -серой, аналогично β -модификации селена. Элементная β -сера обнаружена в горячих серных источниках Португалии, где присутствуют тионовые термофильные бактерии.

Процесс бактериального окисления и выщелачивания, таким образом, можно разделить на два цикла, которые тесно связаны между собой протекающими реакциями. Первый цикл – это окисление элементов кристаллической решетки минералов при участии как химических агентов – кислорода и окисного железа, так и ферментативных систем бактерий. При этом происходит деструкция минерала, т.е. его выщелачивание. Второй цикл – бактериальное окисление продуктов выщелачивания сульфидных минералов – закисного железа и элементной серы.

Кинетика бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов

Бактериально-химическое окисление и выщелачивание сульфидных минералов представляет гетерогенный процесс взаимодействия растворенных реагентов (экзо-метаболитов бактерий) и самих бактерий с твердым веществом – сульфидным минералом. Оно включает стадию транспортировки реагирующих веществ к поверхности минералов и продуктов реакции от них, а также стадию биохимических реакций, протекающих при участии многочисленных ферментов, находящихся на поверхности клеток и внутри них. Если кинетика первой стадии подчиняется законам диффузии, то вторая – законам ферментативной кинетики. Имеющиеся данные позволяют предположить, что процесс бактериального окисления сульфидных минералов в аппаратах интенсивного перемешивания протекает в кинетической области. Во-первых, процесс характеризуется отсутствием признаков, обязательных для внешней и внутренней диффузии, и скорость бактериального окисления не зависит от условий перемешивания пульпы в диапазоне режима работы аппаратов для выщелачивания. Во-вторых, скорость окисления железа, серы и сульфидных минералов сильно зависит, как было показано ранее, от температуры. Температурный коэффициент Q_{10} при бактериальном окислении сульфидов в реакторах с механическим перемешиванием равен 2...3, что по правилу Вант-Гоффа характерно для реакций, протекающих в кинетической области.

Определенную трудность при исследовании ферментативной кинетики окисления сульфидных минералов представляет выбор субстрата – минерала, по которому будут рассчитываться основные кинетические константы. В каждом отдельном случае на основе предварительных опытов и термодинамических расчетов в ряду селективности определяется минерал, наименее устойчивый при бактериальном окислении. При окислении мышьяковистых концентратов основной и наиболее легко окисляемый субстрат представлен арсенипиритом $FeAsS$. Для упрощения расчетов за концентрацию субстрата S принимается масса сульфидного мышьяка в твердой фазе в пересчете на объем раствора. При выщелачивании, например, медно-цинковых концентратов расчет осуществлялся по меди и цинку.

В табл. 28 представлены результаты расчета порядка реакции по субстрату при окислении мышьяксодержащих концентратов бактериями *A. ferrooxidans* при концентрации биомассы в пульпе 2,5 г/л по сухой массе

Таблица 28
Определение порядка реакции по субстрату
при бактериальном выщелачивании мышьяка

Начальное содержание сульфидного мышьяка S_0 , г/л	Начальная скорость выщелачивания мышьяка V_0 , г/л·ч	$\ln V_0$	$\ln S_0$	Порядок реакции n
8,7	1,34	-	-	-
17,4	1,51	0,12	0,693	0,17
18,6	1,59	0	0,0625	0
34,8	1,72	0,08	0,0625	0,13

клеток. Порядок реакции по субстрату определяется по начальным скоростям реакции при различных концентрациях выщелачиваемого субстрата. Для реакции n -го порядка в начальный момент времени скорость окисления равна:

$$V = -\frac{dS}{dt} = k \cdot S_0^n \quad (1)$$

где k – константа скорости реакции; S_0^n – начальная концентрация выщелачиваемого субстрата при порядке реакции n . Порядок реакции определяется по уравнению, полученному после логарифмирования уравнения (1):

$$\ln V_0 = \ln k + n \cdot \ln S_0$$

Как видно из табл. 28, порядок реакции бактериального окисления арсенопирита в мышьяксодержащем концентрате меньше 1. Причем при увеличении концентрации сульфидного мышьяка порядок реакции уменьшается с 0,17 до 0,13. При выщелачивании цинка и меди порядок реакции колеблется в интервале от 0 до 1. При бактериальном окислении халькопирита порядок реакции 0,5...0,66.

Значения порядка реакции по субстрату при бактериальном выщелачивании сульфидных минералов характерны для ферментативных реакций. Для описания их кинетики обычно используется уравнение ферментативного катализа Михаэлиса-Ментен:

$$V = V_{max} \cdot S / (S + K_M)$$

где V – скорость ферментативной реакции; S – концентрация субстрата; K_M – константа Михаэлиса-Ментен. Этим уравнением удобно пользоваться при изучении сравнительно простых ферментативных реакций методом начальных скоростей, например, при бактериальном окислении закисного железа. Однако полные кинетические кривые, когда учитывается накопление продуктов окисления и уменьшение концентрации субстрата, содержат гораздо больше информации, чем кривые, экстраполированные к начальному моменту времени. В этом случае для получения точных значений кинетических параметров должно соблюдаться основное условие – общая концентрация субстрата не должна меняться в течение опыта, т.е. не должно происходить заметного изменения плотности популяции клеток, что достигается при большой их концентрации. Второе условие при определении кинетических констант – учет концентрации продуктов реакции окисления субстрата, например, Fe^{3+} , экзометаболитов и SO_4^{2-} . В связи с этим участок основного протекания ферментативного процесса описывается уравнением

$$V = \frac{dP}{dt} = V_{max} (S_0 - P) / (K_M + (S_0 - P)) \quad (2)$$

Уравнение (2) отличается от (1) тем, что в него введена концентрация продукта реакции P , зависящая от времени окисления. Интегрируя (2) и считая, что в начальный момент времени $P = 0$, получаем уравнение Михаэлиса-Ментен в интегральной форме:

$$V_{max} \cdot t = P + K_M \ln (S_0 / (S_0 - P)) \quad (3)$$

Линейная анаморфоза уравнения (3) выражается следующим образом

$$\frac{t}{\ln S_0 / S} = \frac{1}{V_{max}} \cdot \frac{1}{\ln S_0 / S} + \frac{K_M}{V_{max}}$$

При нанесении экспериментальных данных в координатах

$$\left| \frac{S_0 - S}{\ln S_0 / S} \right| \text{ и } \frac{t}{\ln S_0 / S}$$

возможно, во-первых, определить, соответствует ли полученная кинетическая кривая кинетике ферментативной реакции, во-вторых, по одной кинетической кривой определить кинетические константы V_{max} и K_M . Одна кинетическая кривая не позволяет определить причину замедления реакции.

Основным допущением при изучении кинетики действия ферментов является строгая пропорциональность между концентрацией фермента и начальной скоростью реакции. При окислении сульфидов мышьяка концентрация сухой биомассы изменялась от 0 (при химическом окислении) до 5 г/л (при бактериальном окислении). До концентрации биомассы 2,5 г/л начальная скорость реакции V_0 строго пропорциональна концентрации бактериальных клеток

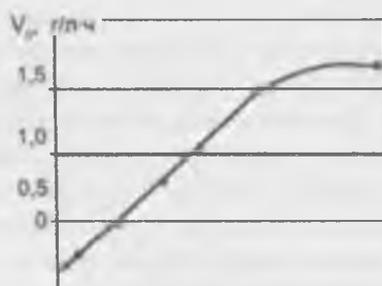


Рис. 47. Концентрация клеток. Влияние концентрации биомассы на начальную скорость выщелачивания мышьяка.

При большей концентрации происходит насыщение минеральной поверхности и пульпы бактериями и увеличение скорости окисления мало зависит от концентрации биомассы. Отрезок, отсекаемый кривой на оси ординат (0,1 г/л ч), численно равен константе скорости реакции химического окисления сульфидов оксидным железом при отсутствии бактерий и начальной концентрации железа 10 г/л.

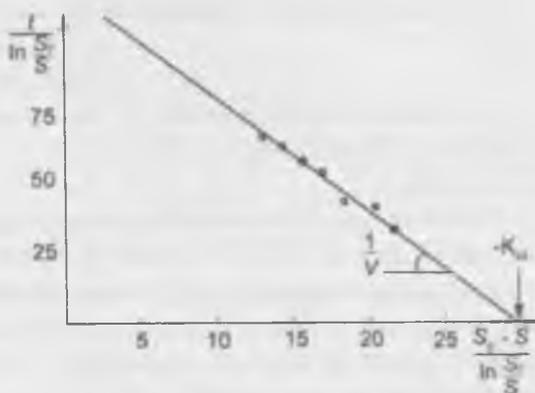


Рис. 48. Кинетика выщелачивания цинка из медно-цинкового концентрата.

Таким образом, использование уравнений (1) и (2) для описания кинетических кривых возможно только до концентрации биомассы 2,5 г/л по сухому весу, поскольку в них входит величина

$$V = K_{кат} E_p \quad (4)$$

где E_0 – концентрация «фермента» (пропорциональна концентрации биомассы); $K_{кат}$ – каталитическая константа.

Применение интегрального метода анализа с использованием уравнения (4) кинетики бактериального окисления сульфидных минералов в медно-цинковых и мышьяковистых концентратах показало, что кинетика бактериальных окислительных процессов подчиняется уравнениям ферментативного катализа (рис. 48, 49). Определенные кажущиеся величины констант $K_M = -22$ г/л и

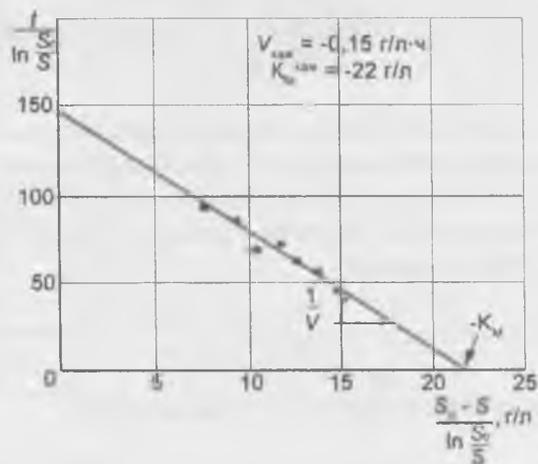


Рис. 49. Кинетика выщелачивания сульфидного мышьяка из золотомышьякового концентрата с использованием биомассы обычной плотности.

$V_{max} = -0,15$ г/л·ч отрицательные, что свидетельствует о наличии сильного конкурентного ингибирования ферментативной реакции продуктами выщелачивания (ионами железа, меди, цинка или мышьяка). В этом случае по одной кинетической кривой определить константы невозможно. Поэтому для различных концентраций субстрата пользуются полными кинетическими кривыми.

Явление конкурентного ингибирования при ферментативном катализе имеет место в случае закрепления ингибитора на активном центре фермента (конкуренция за активный центр). При этом константа Михаэлиса увеличивается, а максимальная скорость реакции не изменяется. Конкурентное ингибирование продуктом реакции вызвано связыванием фермента продуктом или продуктами реакции P в непродуктивный комплекс EP и может быть представлено в виде трехстадийной схемы



Дифференциальное уравнение скорости реакции по схеме можно представить в виде

$$V = V_{max} S / (K_M (1 + P / K_P) + S) \quad (6)$$

Для необратимых реакций при бактериальном окислении сульфидов, когда $K_2 \rightarrow 0$, константа Михаэлиса $K_M = K_1 K_{+3} + K_{+2} K_{+3} / (K_{+1} K_{+2} + K_{+3})$, а константа ингибирования $K_P = K_{+3} / K_3$.

Величина константы ингибирования характеризует сродство продукта к ферменту. Формы уравнений (6) и (1) аналогичны, поэтому по одной кинетической кривой нельзя определить замедление реакции по времени в результате накопления продукта окисления или истощения исходного субстрата.

Интегрируя (6), а затем линеаризуя, получим уравнение которое выражается прямой линией в координатах $S_0 - S / (\ln(S_0 - S))$, $t / \ln(S_0 / S)$.

$$\ln \frac{t/S_0}{S} = \frac{1}{V \left(\frac{K_M}{K_P} \left| \frac{S_0 - S}{h S_0 / S} - \frac{K_M}{V_{cr}} \right| 1 - \frac{S_0}{K_P} \right)} \quad (7)$$

Действительно, при бактериальном окислении сульфидного мышьяка в мышьяк содержащем концентрате неадаптированной к мышьяку культурой *A. ferrooxidans* этот процесс описывается интегральным уравнением ферментативной кинетики с конкурентным ингибированием продуктом реакции (6). На оси абсцисс отсекается отрезок, равный

$$K_M \frac{1 - S_0 / K_D}{K_M / K_D - 1}$$

а наклон прямых к оси абсцисс равен

$$\text{tg} \varphi = \frac{1 - K_M / V_m}{K_P}$$

Отрицательное значение тангенса угла наклона характерно для случая $K_M > K_P$, т. е.

средство «фермента» к продукту окисления (Fe^{3+} , As^{3+} , As^{5+} и другим ингибиторам) больше, чем к субстрату – арсенопириту. Увеличение тангенса угла наклона при постоянной концентрации фермента (бактерий) характеризует снижение скорости окисления в результате уменьшения начальной концентрации сульфидного мышьяка (рис. 50, кривая 1) или воздействия других факторов (например, отсутствия в растворе дополнительного окислителя Fe^{3+} (см. рис. 50, кривая 4)). Разница в величине отрезков на оси абсцисс зависит от начальной концентрации сульфидного мышьяка в случае $E = const$, т.е. при постоянной концентрации фермента (см. рис. 50, кривые 1-3).

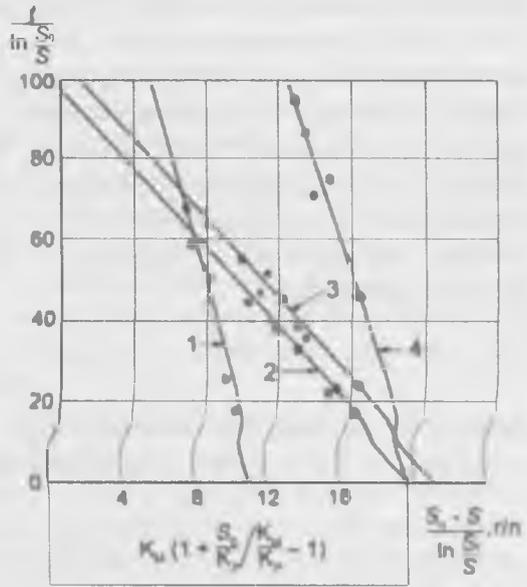


Рис. 50. Кинетика выщелачивания арсенопирита при конкурентном ингибировании процесса мышьяком – продуктом реакции: 1 – содержание мышьяка 9,8 г/л, железа 10 г/л; 2 – то же, 17,4 и 10 г/л; 3 – 18,6 и 10 г/л; мышьяка 17,4 г/л, без железа.

При бактериальном выщелачивании сульфидного мышьяка при различной концентрации бактерий (см. рис. 50) согласно уравнению (7), линейный характер зависимости скорости реакции окисления основного субстрата – арсенопирита от концентрации «фермента» сохраняется не только на участке начальных скоростей, но и в течение всего процесса. Тангенс угла наклона прямых к оси абсцисс (рис. 51) обратно пропорционален концентрации бактерий. Величина отрезка, отсекаемого прямой на оси абсцисс, равна 19,6. В этом случае при начальной концентрации мышьяка 17,4 г/л соотношение $K_m = 19,6 K_p / (2,2 - K_p)$ и имеет вид гиперболы, асимптотически приближающейся к прямой, обозначенной пунктиром (рис. 52), при этом $K_p = 19,6 - 17,4 = 2,2$, где 2,2 – разница между абсциссами пересечения прямых и исходной концентрацией субстрата.

По одной кинетической кривой, как отмечалось ранее, при конкурентном ингибировании невозможно определить три кинетические величины: K_m , K_p и V_{max} , но они могут быть найдены при выщелачивании продуктов с различной исходной концентрацией мышьяка (S_0). В частности, это возможно при бактериальном выщелачивании мышьяка из золотомышьякового концентрата при различной

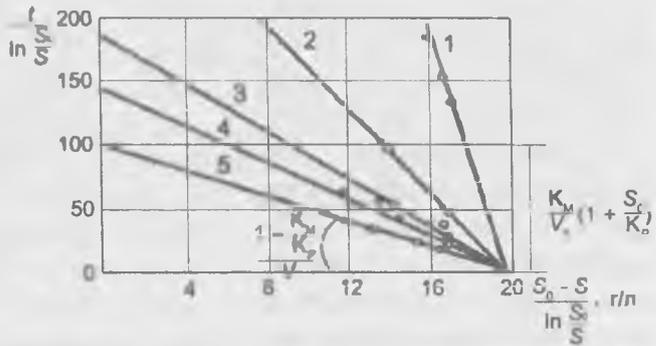


Рис. 51. Влияние концентрации биомассы на скорость бактериального выщелачивания мышьяка при $S_0 = 17,4$ г/л: 1 – 0,25 г/л; 2 – 0,75 г/л; 3 – 1,25 г/л; 4 – 1,75 г/л; 5 – 2,5 г/л; $K_m = 3,6$ г/л; $V_1 = 1,9$ г/л·ч; $K_p = 0,34$ г/л; $K_{s0} = 1,27$ ч⁻¹.

плотности пульпы, т.е. при Т:Ж = 1:2,5; 1:5 и 1:10. Экспериментальные данные, обработанные по методу Корниш-Боуден, показывают, что кинетические зависимости выражены параллельными прямыми с отрицательным тангенсом угла наклона к оси абсцисс (рис. 53).

Путем экстраполяции ординаты $t/(ln S_0/S)$ к значению

$$(S_0 - S) / \ln \frac{S_0}{S}$$

равному S_0 на каждой прямой получена точка с координатами S_0 и S_0/V . Тогда при условии $(S_0 - S) / \ln S_0/S = S_0$ из уравнения (7) следует:

$$\frac{t}{\ln \frac{S_0}{S}} = \frac{1}{V_m} \left(1 - \frac{K_M}{K_P} \right) \left(S_0 - \frac{K_M}{V_m} \right) \left(1 - \frac{S_0}{K_P} \right) = \frac{S_0 - K_M}{V_m} \quad (8)$$

а из уравнения Михаэлиса-Ментен:

$$\frac{S_0 - K_M}{V_m} = \frac{S_0}{V}$$

По прямой, соединяющей полученные точки с координатами S_0 , S_0/V , определяются параметры V_{max} и K_M . Тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс равен $1/V_{max}$, а отрезок, отсекаемый на этой оси, $-K_M$. Константа Михаэлиса равна: для бактериального выщелачивания мышьяка 3,6 г/л (для растворов с концентрацией клеток 2,5 г/л - рис. 53) и 0,19 г/л (при концентрации клеток 0,25 г/л).

Из уравнения (8) определяется кинетическая константа бактериального выщелачивания сульфидного мышьяка с учетом того, что в единице сухой биомассы содержится 1/1,67 белка. Тогда за 1 час одна весовая часть белка биомассы *A. ferrooxidans* способна катализировать 1,3 частей арсениопирита. Каталитическая константа в этом случае определяется только на общее количество белка, а не на единицу веса фермента, так как

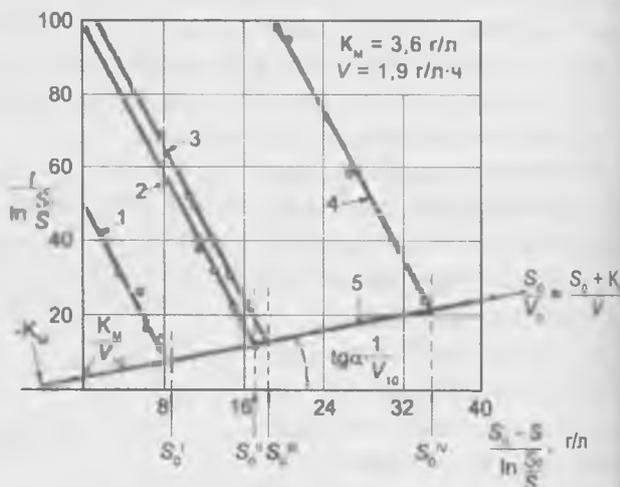


Рис. 53. Кинетика выщелачивания сульфидного мышьяка при различной концентрации исходного субстрата (Т:Ж): 1 - $S_0 = 8,7$ г/л (Т:Ж = 1:10); 2 - $S_0 = 17,4$ г/л (Т:Ж = 1:5); 3 - $S_0 = 18,6$ г/л (Т:Ж = 1:5); 4 - $S_0 = 34,8$ г/л; концентрация биомассы 2,5 г/л; начальная концентрация железа (II) - 10 г/л

фермент, участвующий в окислении, не выделен, его вес и число активных центров неизвестны.

По уже известным величинам V_{max} и K_M определяется константа ингибирования K_p , которая при бактериальном выщелачивании мышьяка из арсенопиритового концентрата культурой, не адаптированной к этому концентрату, равна 0,34 г/л.

Таким образом, сродство продуктов выщелачивания к ферменту ($1/K_p$) при бактериальном выщелачивании сульфидного мышьяка, равное 2,94, в 10,8 раза больше сродства исходного субстрата (арсенопирита), равного 0,27. Это означает, что основная часть фермента клеток связывается при выщелачивании в комплекс с мышьяком, являющимся продуктом выщелачивания, и в дальнейшем в каталитическом процессе не участвует. Так можно объяснить ингибирование процесса выщелачивания при накоплении продуктов выщелачивания.

Таким образом, кинетика процессов бактериального окисления и выщелачивания подчиняется кинетическим закономерностям ферментативного катализа, где в качестве катализаторов выступают ферменты бактериальных клеток. Ингибирование бактериального выщелачивания, например, арсенопирита, в мышьяксодержащих концентратах протекает по конкурентному механизму ингибирования. Снижение скорости выщелачивания, наблюдаемое при выщелачивании практически любых сульфидных минералов и концентратов, происходит за счет связывания большей части активных ферментов в непродуктивный комплекс с продуктами метаболизма. В этих условиях наиболее эффективным методом интенсификации биогидрометаллургических процессов является поддержание активно растущей биомассы бактерий в пульпе, регуляции плотности пульпы, скорости ее протока и частичного вывода продуктов окисления сульфидов в оборотные растворы, из которых они удаляются во избежание ингибирования процесса.

Механизм бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов

Механизм бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов можно представить на примере арсенопирита с учетом кинетики процесса и особенностей биохимического окисления железа и серы.

Бактериальные клетки сорбируются и прочно закрепляются на поверхности арсенопирита. Под действием химических агентов кислорода и трехвалентного железа, а также биологических агентов ферментативных систем бактерий элементы кристаллической решетки минерала – железо и сера – подвергаются окислению, при этом поверхность минерала разрушается и выщелачивается. Образующееся при этом двухвалентное железо входит в состав активного центра фермента как связующее звено между минералом и ферментом, находясь с обоими в соединении и удерживая субстрат около активного центра. Последующий распад этого комплекса дает конечный продукт окисления – трехвалентное железо. Подобному бактериальному окислению подвергается сульфидная сера, конечным продуктом ферментативного окисления которой является сульфат-ион.

В соответствии с реакцией



при электрохимическом процессе на поверхности арсенопирита образуются закисное железо, элементарная сера и мышьяковистая кислота:



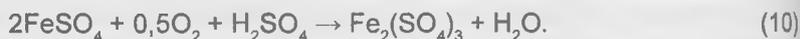
На поверхности арсенопирита железо и сера подвергаются биокаталитическому окислению до соединений высшей валентности. Элементарная сера под действием серосодержащих ферментов переходит в β -модификацию и окисляется до сульфат-ионов.



или



Двухвалентное железо, которое образуется при деструкции кристаллической решетки минерала за счет восстановления трехвалентного железа арсенопирита с принятием электронов от серы и мышьяка, окисляется микроорганизмами до трехвалентного в диффузионном слое минерала и при выходе его из минерала в объеме раствора:



Окисное железо при этом частично переходит в раствор и остается в диффузионном слое минерала, что обеспечивает его быстрое взаимодействие с сульфидной поверхностью.

Мышьяк в растворе присутствует в виде мышьяковистой кислоты, так как он может существовать в виде катиона только в сильноокислых растворах:



Мышьяковистая кислота, в свою очередь, окисляется до мышьяковой кислотой:



При наличии в растворе окисного железа образуется арсенат:



Таким образом, конечными продуктами бактериального окисления и выщелачивания арсенопирита являются арсенат железа и серная кислота:



Схематическая модель механизма бактериального окисления арсенопирита представлена на рис. 54, где показана тесная связь процессов биологического характера и связанных с ними электрохимических процессов на поверхности арсенопирита и в объеме жидкой фазы. Поэтому ускорение ферментативными системами бактерий электрохимических реакций окисления сульфидных минералов можно назвать биоэлектрокатализом. Подобный механизм бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов характерен и для других минералов, как содержащих в своей структуре железо, так и не имеющих его.

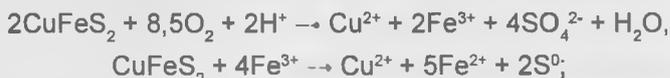
Общими при бактериальном окислении сульфидных минералов, содержащих железо, являются реакции (9) и (10).

Остальные реакции окисления:

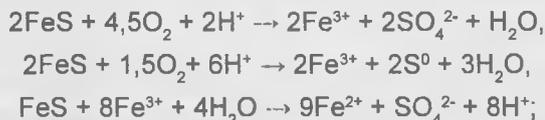
для пирита



для халькопирита



для пирротина



для сульфидов, не содержащих железа, например, сфалерита



В рассматриваемом механизме не учитывается один немаловажный фактор – наличие в выщелачиваемом материале нескольких сульфидных минералов, которые отличаются своими электрохимическими характеристиками, а, следовательно, находясь в пульпе в присутствии бактерий, оказывают взаимное влияние на окисление и выщелачивание друг друга. Поэтому исследователи стали уделять внимание электрохимическим аспектам бактериального выщелачивания сульфидных минералов. Наличие минералов с различными электродными потенциалами создает гальванический эффект, благодаря которому скорость окисления более отрицательно заряженного минерала – анода ускоряется, а менее отрицательного – катода замедляется. В соответствии со значениями электродного потенциала минералов составлены гальванические ряды, которыми можно руководствоваться при определении селективности процесса бактериального выщелачивания.

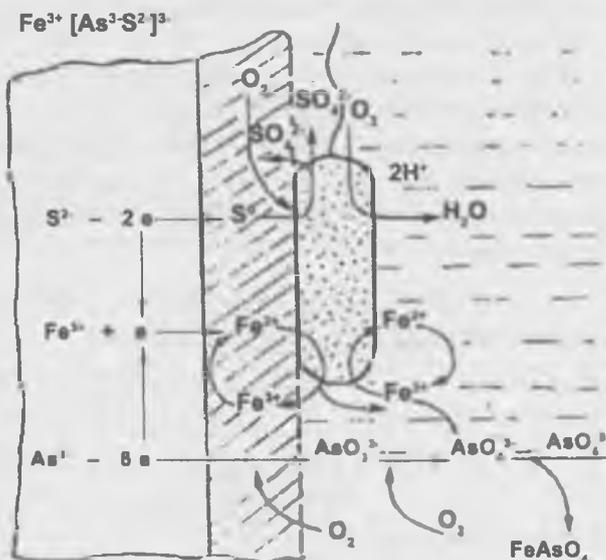


Рис. 54. Схематическая модель процесса бактериального окисления и выщелачивания арсенопирита.

Рассмотрим механизм электрохимических реакций при бактериальном выщелачивании смеси минералов – арсенопирита и пирита.

Катодная реакция гальванического взаимодействия арсенопирита и пирита ($\varphi = 0,45 \text{ В}$) может осуществляться тремя различными путями:

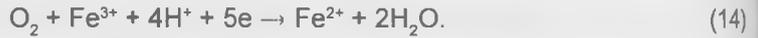
деполяризацией пирита кислородом



деполяризацией пирита окисным железом



смешанной деполяризацией кислородом и окисным железом



Эти катодные реакции дополняются анодной:



Сумма реакций (13) и (15)



представляет механизм окисления арсенопирита при непосредственном взаимодействии его с бактериями и кислородом, т. е. «прямой» механизм.

Сумма реакций (14) и (15)

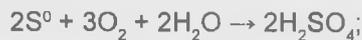


Это механизм окисления арсенопирита окисным железом при участии бактерий, т. е. «косвенный» механизм.

При деполяризации пирита в условиях бактериального выщелачивания основным деполяризатором является оксидное железо. Скорость реакции, проходящей при участии кислорода, в 500-600 раз меньше скорости, обусловленной наличием оксидного железа, которого в 20-25 тысяч раз больше концентрации кислорода. Поэтому по катодной (12) и анодной (13) реакциям основная роль при окислении арсенопирита принадлежит Fe^{3+} .



Помимо реакции (16) протекают реакции



Итоговая реакция



аналогична реакции (11).

Схема механизма бактериального окисления арсенопирита в присутствии пирита и микроорганизмов представлена на рис. 55.

При pH 2...1,2, ОВП жидкой фазы 0,78.0,84 В и концентрации железа 7...15 г/л арсенопирит термодинамически неустойчив и разрушается через промежуточные фазы реальгара и аурипигмента с образованием закисного железа, о-мышьяковистой кислоты и элементарной серы. Арсенопирит заряжается отрицательно, концентрируя вокруг себя положительно заряженную сферу.

Пирит является первичным акцептором электронов. Ионы окисного железа (0,5...1 моль/л) восстанавливаются на пирите до закисного, который выполняет функцию вторичного акцептора электронов. При этом анодная и катодная реакции дело-

кализованы в пространстве. Образующееся закисное железо окисляется бактериями до окисного. Конечным акцептором электронов является кислород. Окисление закисного железа осуществляется бактериями, как находящимися в растворе, так и иммобилизованными на минерале. Окисление элементной серы бактериями происходит в основном на поверхности минерала. Таким образом, бактерии катализируют процессы окисления элементов кристаллической решетки (Fe^{2+}

и S^2), т.е. служат переносчиками электронов к их конечному акцептору кислороду через цепь промежуточных акцепторов – пирит и окисное железо.

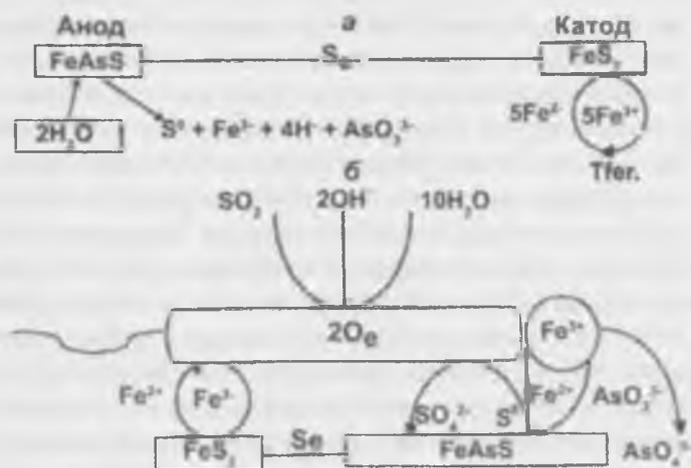


Рис. 55. Схема механизма бактериального окисления пирита арсенопирита, представленного в виде катодно-анодной реакции (а) и в присутствии клетки (б).

Технология бактериального выщелачивания упорных золотомышьяковых концентратов

Несмотря на многообразие схем процесса бактериального выщелачивания золотомышьяковых концентратов, все они включают следующие основные циклы (рис. 56): подготовки исходного продукта к выщелачиванию; подготовки пульпы; собственно бактериального выщелачивания; разделения продуктов выщелачивания на твердую и жидкую фазы; обработки кека бактериального выщелачивания; обработки бактериальных растворов (выделения металлов).

Подготовка продукта к выщелачиванию начинается на стадии его получения из исходной руды путем ее обогащения с целью получения продукта определенного вещественного и минерального состава, обеспечивающего наибольшую эффективность

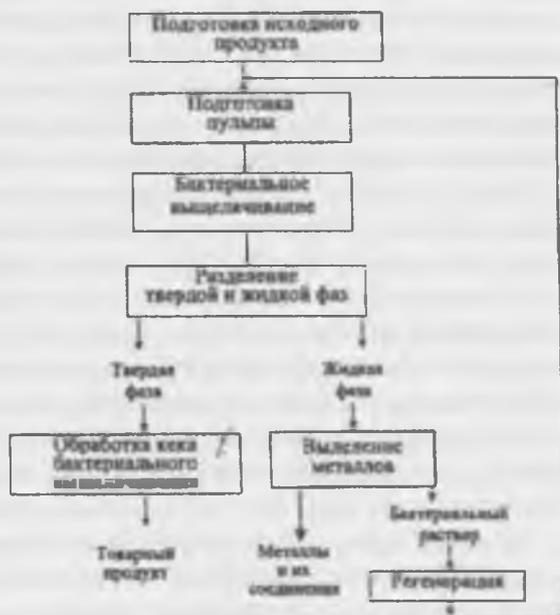


Рис. 56. Основные циклы процесса бактериального выщелачивания.

его выщелачивания. Почти все упорные золотосодержащие концентраты выделяют-ся из исходной руды методами гравитации и флотации. Получаемые гравитационные концентраты имеют крупность 1-2 мм, а иногда и более, у флотационных же 80...90% класса -0,074 мм. В то же время гравитационные концентраты по содержанию золота более богатые, как правило, отличаются повышенным содержанием мышьяка. Чаще всего после доизмельчения эти концентраты смешиваются с флотационными.

Очень большое влияние на процесс бактериального окисления и выщелачивания арсенопирита, находящегося в указанных концентратах, оказывает присутствие других сульфидных минералов. Если в присутствии пирита и при отношении его к арсенопириту 4:1 или 2:1 скорость окисления арсенопирита значительно повышается, а время выщелачивания снижается, то в присутствии пирротина, более легко окисляемого, арсенопирит начинает выщелачиваться после того, как выщелачивается основная масса пирротина. Время этого процесса может возрасти в 1,5-2 раза. Кроме того, при выщелачивании пирротинсодержащих концентратов в пульпе появляется большое количество железа (III), подавляющего активность биомассы, и элементарной серы, которая чрезвычайно негативно влияет на последующее цианирование. Поэтому при подготовке такой пирротинсодержащей руды к бактериальному выщелачиванию необходимо решить вопрос о выделении пирротина в отдельный продукт.

Руды, содержащие углистые сорбционно-активные вещества, желателно выделить в самостоятельный продукт с минимальными потерями золота до начала процесса бактериального выщелачивания. Для этого, как правило, используется флотационный метод, причем реагентный режим флотации углистых веществ будет зависеть от их состава и свойств. Иногда они хорошо флотируются одним аполярным собирателем и вспенивателем. Сами углистые вещества не влияют на процесс бактериального выщелачивания и их сорбционная активность в это время значительно снижается. Однако если их не выделять до бактериального выщелачивания, процесс цианирования приходится проводить в присутствии более активного сорбента, т. е. применять вариант сорбционного цианирования. Иногда углистые вещества можно выделить из кеков бактериального выщелачивания также методом флотации.

Известно, что в процессе бактериального выщелачивания поверхность сульфидных минералов окисляется и они теряют флотационную активность, а углерод сохраняет свою гидрофобность. Это явление использовано в способе десульфуризации высокосернистых углей, когда после бактериальной обработки в течение 10 мин осуществляется флотация угля, и содержание серы в угольном концентрате снижается с 4 до 1% и менее. Кеки бактериального выщелачивания могут также подвергаться окислительному обжигу для окисления углистых веществ. Например, после окислительного обжига концентратов Бакырчикского месторождения, содержащих до 15% углерода, извлечение золота цианированием повышается на 30% по сравнению с цианированием кеков бактериального выщелачивания без обжига.

При подготовке пульпы измельченные концентраты смешиваются с регенерированным бактериальным (оборотным) раствором в определенном соотношении Т:Ж. Для осуществления этого цикла биомассе необходимы питательные соли, определенный температурный режим, кислотность и заданная производительность, а также воздух для перемешивания и аэрации.

Цикл собственно бактериального выщелачивания осуществляется с определенной скоростью протекания пульпы, обеспечивающей воспроизводство активной биомассы. В аппаратах этого цикла поддерживается необходимая для роста биомассы кислотность, особенно в начале процесса, температура, степень аэрации и обеспечивается хорошее перемешивание. В цикле может быть одна или две стадии выщелачивания, может быть одно- или двухпоточным в зависимости от применяемой технологии.

Переработка продуктов бактериального выщелачивания включает цикл разделения фаз (сгущение и фильтрование) и последующие циклы переработки твердой фазы и растворов. Твердая фаза в зависимости от требований, предъявляемых к получаемым после выщелачивания продуктам, может подвергаться, например, химическому выщелачиванию для удаления переосевших вредных примесей, нейтрализации с последующим цианированием, плавке, флотации, гравитационному обогащению, которые проводятся с целью получения товарной продукции. При переработке растворов из них прежде всего удаляются вредные примеси, например, железо, мышьяк, а затем после регенерации или без ее проведения растворы направляются на приготовление пульпы.

При выщелачивании арсенопиритных концентратов возврат биомассы может быть осуществлен с жидкой фазой пульпы, так как концентрация мышьяка и железа в растворе определяется только величиной рН пульпы.

Необходимо отметить, что схемы переработки остатков бактериального выщелачивания и регенерации растворов могут быть объединены: например, для промывки остатка выщелачивания могут быть использованы растворы из цикла регенерации, в которых происходит осаждение металлов.

Схемы процесса чанового бактериального выщелачивания зависят от минерального состава исходного продукта, и, прежде всего, от содержания арсенопирита, его структурных и генетических особенностей, количества сульфидной серы, представленной пиритом, пирротинном и другими сульфидными минералами, количеством железа, также связанного с сульфидными минералами. При выборе схемы учитывается распределение золота по минералам и классам крупности, наличие карбонатов, углистых веществ, первичных и вторичных шламов. Большое значение при выборе схемы имеют экономические факторы, такие как расход реагентов, расход электроэнергии, требуемая производительность, качество получаемых продуктов и особенности процесса их дальнейшей переработки.

Разработка технологии бактериального выщелачивания золото-мышьяковых концентратов включает несколько этапов общей продолжительностью 4-6 лет: лабораторные исследования в различных режимах и пилотные исследования, которые используются при проектировании и эксплуатации установок большой производительности. Многие исследователи считают, что процессы бактериального выщелачивания хорошо масштабируются.

Первым этапом исследования технологии бактериального выщелачивания является получение культуры бактерий, активно окисляющей сульфидные минералы, входящие в состав выщелачиваемого концентрата. На этом этапе осуществляется адаптация бактерий и получение необходимого количества адаптированной культуры для проведения лабораторных исследований. При подготовке культуры для вы-

щелачивания не рекомендуется адаптировать бактерии к отдельным минералам или элементам, входящим в состав данного сульфидного концентрата.

Для процесса выщелачивания могут быть использованы штаммы бактерий, выделенных из природных микробных ценозов на месторождении сульфидных руд, продукты переработки которых намечены для выщелачивания, или штаммы бактерий, ранее изолированные на месторождении и культивируемые в среде 9 К или в средах, содержащих различные сульфидные минералы. Длительность процесса адаптации бактерий, культивируемых в среде с Fe^{2+} , к намеченному для выщелачивания сульфидному концентрату в зависимости от его состава может достигать 6-8 недель. Это связано с тем, что при культивировании бактерий в синтетической среде с железом (II) они теряют адаптивные свойства к среде, содержащей сульфидные минералы. Поэтому первые этапы адаптации рекомендуется проводить на периодической культуре при плотности пульпы 2-3% твердого. Рост и окислительная активность культуры при адаптации контролируется по изменению pH, Eh, Fe^{2+} и Fe^{3+} и количеству биомассы, а также концентрации выщелачиваемых элементов, например, мышьяка. Пересевы на свежую пульпу активных бактерий осуществляются при увеличении количества твердого до 5-7% и т. д. Адаптация проводится в колбах Эрленмейера на качалке, в ферментерах, делительных воронках и других емкостях, обеспечивающих перемешивание, аэрацию и обогрев.

В зависимости от поставленных задач процессы чанового выщелачивания могут проводиться как в периодическом, так и проточном режиме культивирования микроорганизмов. При выщелачивании в периодическом режиме отсутствует отвод продуктов выщелачивания и метаболизма. В проточном режиме культура бактерий постепенно адаптируется к условиям выщелачивания, оценивается кинетика и степень извлечения металлов в жидкую фазу пульпы, определяется ионный состав жидкой фазы, максимальная скорость потока и т.д. Кроме того, при проточном режиме проводятся модельные исследования, имитирующие реальный технологический процесс, отрабатывается схема выщелачивания, включающая регенерацию растворов и переработку твердых остатков. Плавная регулировка скорости подачи пульпы на протоке позволяет осуществлять селекцию бактерий с высокой удельной скоростью роста по стадиям выщелачивания при увеличении концентрации выщелачиваемых металлов. В результате сокращается время выщелачивания. При исследованиях процесса в непрерывном режиме осуществляется полный цикл переработки концентратов, включая регенерацию растворов после выщелачивания, цианирование остатков выщелачивания и т. д.

Полупромышленные или пилотные испытания проводятся в непрерывном режиме культивирования бактерий, когда создаются наиболее благоприятные условия для их жизнедеятельности. Во время пилотных испытаний на установке перерабатывается не менее 2 т концентрата, при этом определяется максимальная скорость потока, скорость роста бактерий на различных стадиях выщелачивания, расход реагентов и воздуха, определяется способ регенерации выщелачивающих растворов и способ их использования, отрабатываются методы выделения металлов и, наконец, оценивается применимость процесса в промышленном масштабе.

Пример полупромышленной установки – сооруженная впервые в мировой практике в ТулНИГП (бывшем Тульском филиале ЦНИГРИ). Эта установка оборудована

пачуками объемом 0,2 м³, расположенными каскадно двумя параллельными рядами (3 и 6) (рис. 57). В зависимости от времени выщелачивания, определяемого характером перерабатываемого концентрата, используются оба ряда пачуков, работающих последовательно (время выщелачивания 120-140 ч), или один ряд (время выщелачивания 60-70 ч). Последний пачук в одном ряду (10) не соединен с остальными и служит для регенерации биомассы, подаваемой в голову процесса через чан 2. В этот же чан подается измельченный концентрат, который перемешивается с раствором при определенном значении pH и температуре. В пачуках температура поддерживается автоматически циркуляцией горячей воды в рубашках.

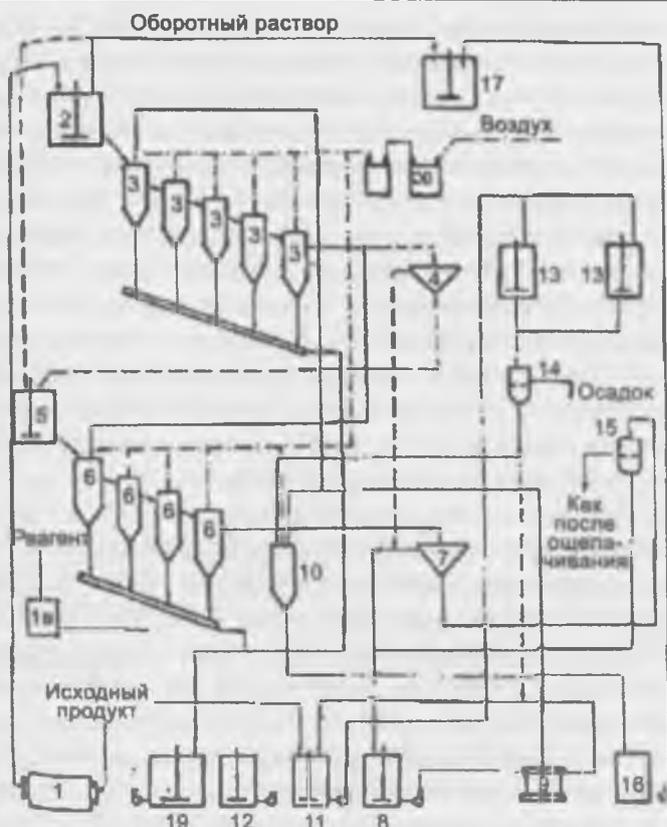


Рис. 57. Схема цепи аппаратов полупромышленной установки бактериального выщелачивания.

Пульпа по пачукам движется самотеком через сливные патрубки. Перемешивание пульпы и ее аэрация осуществляются воздухом, подаваемым в аэраторы воздуходувкой 20.

Исходный концентрат перед выщелачиванием измельчается в мельнице 1, откуда вместе с оборотными растворами из сборника 10 закачивается насосом в контактный чан 2. Значение pH в этом чане поддерживается на уровне 2...2,2. Для обеспечения непрерывного и равномерного питания пачуков в контактном чане поддерживается 1,5-суточный запас пульпы. Из контактного чана емкостью 0,9 м³ пульпа аэролифтом непрерывно подается в первый пачук, откуда самотеком во все остальные в этом ряду. Если времени выщелачивания в пяти пачуках достаточно, то из последнего пачука она поступает на сгущение в конус, откуда сгущенный продукт идет на фильтрование, а слив конуса и фильтрат — на операцию осаждения мышьяка и железа, регенерацию бактериальных растворов или сразу в оборот. При необходимости более длительного выщелачивания пульпа из пятого пачука аэролифтом подается в первый пачук второго ряда.

Пульпа из последнего пачука этого ряда поступает на сгущение в обезвоживающий конус 4 или 7, сгущенный продукт которого перекачивается в нутч-фильтр 15.

Кек после фильтрования направляется на нейтрализацию и цианирование. Фильтрат соединяется со сливом конуса и направляется в чан 8, а затем, при необходимости, в чан 11 или 12, где осуществляется очистка растворов от мышьяка и железа путем подачи известкового молока, которое готовится в перемешивателе 18 до pH 3.3,1. Пульпа с осадком перекачивается в чаны-отстойники 13, откуда раствор декантируется, а осадок фильтруется в нутч-фильтре 14 и сбрасывается в отвал.

Раствор после сгущения вместе с фильтратом поступает в пачук 10 для регенерации, если это необходимо, и последующего использования в процессе выщелачивания. Регенерированный бактериальный раствор из пачука 10 подается в чаны для оборотных растворов 16 и 17, а из них – в контактный чан 2 для приготовления пульпы. Для выделения биомассы на установке предусмотрен сепаратор 9, в который направляются бактериальные растворы перед выделением металлов. Это позволяет сохранить высокую активность биомассы перед ее возвратом в процесс. Раствор из сепаратора направляется на осаждение металлов.

Для разгрузки установки пульпу из пачуков выпускают в чан 19 для нейтрализации. На установке предусмотрена возможность ведения процесса в две стадии с выделением готового по крупности продукта и заменой выщелачивающих растворов, для чего пульпу из пачука 3 подают в конус 4 или гидроциклон. Сгущенный продукт направляется в чан 5, откуда после подачи бактериального раствора – на вторую стадию выщелачивания. На установке автоматически поддерживается температура пульпы, определяется значение pH, плотность пульпы, концентрация клеток и их активность, содержание железа (II) и (III), а также мышьяка. Особо контролируются производительность установки и крупность измельченного концентрата. Подобные установки с применением процесса бактериального выщелачивания использовались в качестве пилотных при разработке технологии бактериального выщелачивания.

Выбор схемы бактериального выщелачивания, как уже отмечалось выше, определяется рядом факторов и требований как к исходному продукту, так и к продуктам выщелачивания.

Принципиальная схема переработки золотомышьякового концентрата с использованием процесса бактериального вскрытия приведена на рис. 58. Эта схема самая распространенная в промышленной практике. Содержание мышьяка в концентратах, перерабатываемых по этой схеме, составляет обычно от 3 до 8%, иногда до 10%. Время выщелачивания такого концентрата колеблется от 72 до 100 часов. Например, золотомышьяковый концентрат, выделенный из руды Зодского месторождения (Армения). В концентрате содержится не более 3–4% мышьяка в виде арсенипирита и до 30% пирита. По одностадийной схеме выщелачивания при Т:Ж = 1:5, pH 2,1... 1,7 за 90 часов содержание мышьяка снижается до 0,1–0,2%, при извлечении его в раствор – более 92%. При этом извлечение золота из остатков бактериального выщелачивания достигает 93%.

Двухстадийные схемы выщелачивания могут применяться при переработке концентратов, содержащих 8% и более мышьяка. Эти схемы могут быть в нескольких вариантах. Во-первых, высокое содержание мышьяка в исходном концентрате приводит к повышению его содержания в жидкой фазе пульпы (более 10 г/л), что, естес-

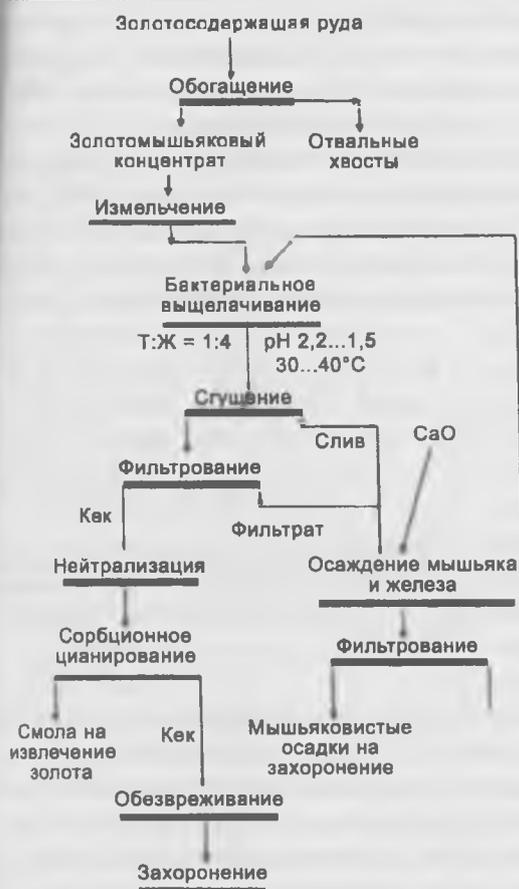


Рис. 58. Принципиальная схема переработки золотомышьяковой руды с применением процесса бактериального выщелачивания.

Процесс обновления жидкой фазы можно совместить с выделением уже выщелоченного продукта крупностью $-0,044\text{ мм}$, в котором содержится, в основном, вскрытое золото. Выход этого продукта может составлять до 60%, а цианированием из него извлекается до 90-92% золота. По такой схеме из пульпы после первой стадии выщелачивания гидроциклонированием выделяется материал крупностью $-0,044\text{ мм}$, направ-

ленно, ингибирует деятельность микроорганизмов, снижает их активность, а следовательно, увеличивает время выщелачивания и содержание мышьяка в конечном продукте. Для того, чтобы выделить из жидкой фазы мышьяк, после первой стадии выщелачивания (24-48 ч) пульпа подвергается сгущению, и выделенный при этом слив направляется на осаждение мышьяка и железа, а сгущенный продукт после репульпации обратными растворами идет на вторую стадию (рис. 59). Это позволяет снять эффект ингибирования и активизировать деятельность микроорганизмов. Однако на второй стадии может произойти снижение скорости выщелачивания из-за увеличения лаг-фазы у бактерий, находящихся в обратных растворах.



Рис. 59. Схема двухстадийного бактериального выщелачивания золотомышьякового концентрата.

ляемый на цианирование после операций сгущения и фильтрования, а пески после распульповки обратными растворами идут на II стадию. Таким образом, на II стадию направляется уже 40-50% от исходного продукта, что значительно снижает объем выщелачивающих аппаратов и расходы на аэрацию и перемешивание.

При организации процесса чанового выщелачивания необходимо учитывать скорость удельного роста бактерий и ее соотношение со скоростью притока, т.е. с производительностью установки по потоку. Организация процесса осуществляется согласно принципам хеомстатного культивирования по одно- или двухпоточной схеме. При однопоточной схеме (рис. 60) выщелачиваемая пульпа в соответствии с определенной скоростью потока проходит последовательно по всем выщелачивающим аппаратам. Изучение устойчивости процесса бактериального выщелачивания в однопоточном режиме показало, что производительность цикла ограничена максимальной удельной скоростью роста бактерий, т.е. пребывание пульпы в каждой емкости каскада не должно превышать времени удвоения биомассы. Максимальная производительность установки в однопоточном режиме достигается при скорости разбавления, близкой к критической, которая при выщелачивании золотомышьякового концентрата составила около $0,1 \text{ ч}^{-1}$.

Повышение устойчивости работы установки при однопоточной схеме может быть достигнуто за счет возврата в начало процесса биомассы, выделенной из оборотных растворов. Другим способом, позволяющим увеличить устойчивость процесса и интенсифицировать его, является непосредственный возврат в начало процесса оборотных растворов, содержащих биомассу. Возврат этих растворов без осаждения из них мышьяка и железа позволяет полностью исключить потери золота, растворенного в процессе бактериального выщелачивания.

Устойчивая и стабильная работа установки чанового выщелачивания возможна по двухпоточной схеме (рис. 61), основанной на рассредоточении подачи питания по аппаратам. Первый аппарат должен работать в докритическом режиме, оптимальном для роста биомассы. Концентрированная активная биомасса из него поступает в основной цикл выщелачивания. В последующих аппаратах концентрация биомассы не снижается до нулевых значений даже при значительном увеличении скорости разбавления, что позволяет увеличить производительность установки на 15-20% по сравнению с однопоточным режимом при сохранении степени окисления сульфидных минералов.

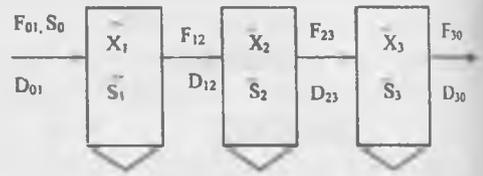


Рис. 60. Схема однопоточного режима окисления: F – скорость потока; концентрация: S – субстрата, X – клеток; D – скорость разбавления.

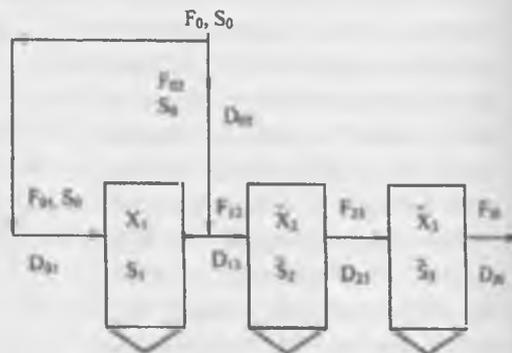


Рис. 61. Схема двухпоточного режима окисления.

Как отмечалось выше, в технологии бактериального выщелачивания золотомышьяковых концентратов важно использование оборотных растворов, в большинстве случаев после осаждения железа и мышьяка и последующей регенерации направляемых на выщелачивание.

Однако при осаждении металлов известью при pH 3...3,1 происходит уменьшение количества биомассы до $10^2 \dots 10^3$ кл/мл и снижение ее окислительной активности. Получаемые при этом мышьяковистые осадки содержат 8–10% мышьяка. Для сохранения активной биомассы возможны следующие варианты использования оборотных растворов:

- выделение биомассы из растворов сепарированием или центрифугированием (рис. 62);
- частичная очистка оборотных растворов;
- подача в процесс оборотных растворов без очистки.

При частичной очистке оборотных растворов для предотвращения постепенного возрастания в них содержания железа и мышьяка часть раствора, количество которого определяется экспериментально в зависимости от содержания мышьяка в исходном продукте и растворе, направляется на их осаждение, остальная – в процесс без осаждения металлов (рис. 63). Иногда целесообразно весь раствор направлять на осаждение. При такой частичной очистке растворов содержание железа в жидкой фазе, например при выщелачивании нежданинского концентрата, составляло от 10 до 16 г/л, мышьяка 4,5...5,5 г/л, количество биомассы от 1,8 до 4,3 г/л при ее активности 2,5...4 г/л·ч. В этих условиях значение pH снижалось с 1,9 до 1,7, а ОВП повышалось с 0,7 до 0,74 В. В оборотных растворах, имеющих pH 2,4, содержание железа 8,0 г/л, мышьяка 3...3,5 г/л. В этих условиях за первые 25 часов выщелачивается около 75% арсенопирита и только 30% пирита. За 100 часов выщелачивается 95-96% арсенопирита и 85-87% пирита.

Схема без очистки оборотных бактериальных растворов (рис. 64) отличается отсутствием цикла регенерации, включающего осаждение, сгущение, фильтрование и захоронение мышьяковистого осадка. По ней растворы, выделяемые после выщелачивания сгущением и фильтрованием, направляются на приготовление пульпы. Растворы с pH 1,2...1,3, в них до 8...9 г/л мышьяка, до 1 г/л биомассы, имеющей ак-

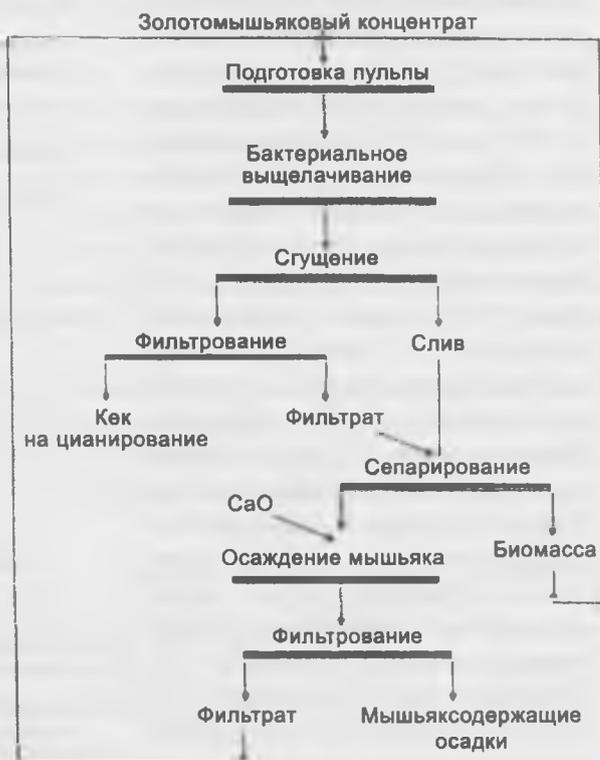


Рис. 62. Схема бактериального выщелачивания золотомышьякового концентрата с сепарированием биомассы.

тивность всего 1 г/л·ч. При полном обороте выщелачивающих растворов плотность жидкой фазы пульпы изменяется с 1,04 до 1,09 г/см³, концентрация оксидного железа достигает 25...26 г/л, а мышьяка 8 г/л. Значение ОВП повысилось с 0,65 до 0,75 В. Нейтрализация этих оборотных растворов производилась в процессе подготовки исходной пульпы, где значение pH поддерживалось на уровне 2...2,2. Около 75% железа и мышьяка осаждалось в виде труднорастворимых соединений и, пройдя все аппараты совместно с кеком бактериального выщелачивания, поступало на цианирование. Поэтому по мере выщелачивания мышьяк поступает в жидкую фазу как из сульфидов, так и из переосажденных арсенатов. Таким образом, мышьяк и железо, перешедшие при выщелачивании в раствор, полностью возвращаются в процесс, где происходит их переосаждение и стабилизируется их содержание в жидкой фазе. Количество биомассы в выщелачиваемой пульпе повышается до 9 г/л при максимальной удельной скорости роста около 0,038 ч⁻¹. Причем 75% биомассы ассоциировано с несульфидной частью твердой фазы. Определение удельной скорости роста биомассы свидетельствует о том, что в процессе бактериального выщелачивания в экстремальных условиях происходит не только отмирание популяции клеток, но и селективный от-

Рис. 64. Технологическая схема процесса чанового выщелачивания без очистки оборотных растворов.

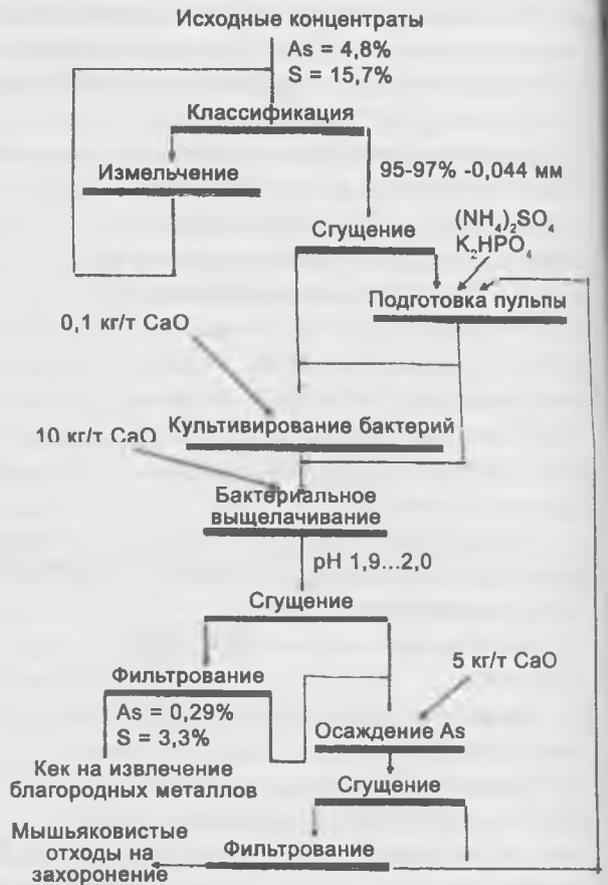
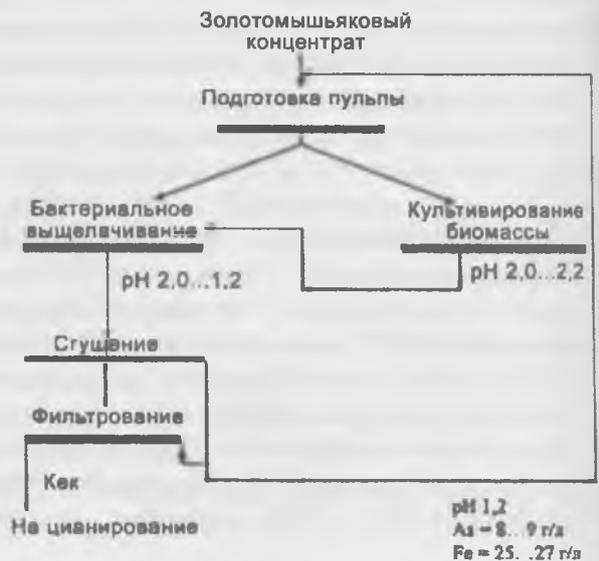


Рис. 63. Технологическая схема бактериального выщелачивания концентратов Нежданнинского месторождения с частичной очисткой оборотных растворов.



бор штаммов бактерий, резистентных к указанным условиям. Это позволяет получать в начале процесса концентрированную биомассу, обладающую достаточно высокой дыхательной и окислительной активностью. Несмотря на то, что железо и, тем более, мышьяк – сильные ингибиторы жизнедеятельности бактерий, значение эффективной константы ингибирования с течением времени снижается, а удельное количество биомассы, отнесенное к единице массы сульфидов, возрастает с 0,21 до 1,32. Поэтому эффект ингибирования при использовании концентрированной биомассы не сказывается отрицательно на процессе выщелачивания.

Эффективность применения бактериального выщелачивания для вскрытия тонковкрапленного золота показана при переработке особо упорных концентратов Бакырчикского и Нежданинского месторождений. Упорность этих концентратов объясняется высоким содержанием в них мышьяка в виде арсенопирита, чрезвычайно тонкой вкрапленностью золота, в основном, в арсенопирите, и большим содержанием углистых сланцев.

Золотомышьяковые концентраты, выделяемые при обогащении руд Бакырчикского месторождения (табл. 29), отличаются содержанием не только золота и мышьяка, но и углерода, который, в основном, связан с пиритной фракцией. Выщелачиванию подвергали смеси концентратов в соответствии с предполагаемой технологией их выделения из руды.

Так, из концентратов, содержащих 10% мышьяка, за 120 ч без использования концентрированной биомассы получен продукт с остаточным содержанием мышьяка около 1,8-2%. При выщелачивании высокомышьяковистых концентратов с содержанием мышьяка до 20% с использованием биомассы, выделенной из оборотных растворов сепарированием, концентрация биомассы в выщелачивающем растворе повышается до 1...2 г/л при активности бактерий 1...3 г/л·ч. Такая концентрация активной биомассы позволила за 80 ч снизить содержание мышьяка с 20 до 4% и повысить содержание золота с 140 до 200 г/т.

Впервые изучена возможность применения оборотных бактериальных растворов без предварительного удаления из них биомассы, мышьяка и железа. Для этого жидкая фаза после выщелачивания отделялась от твердой в сгустителе и сразу направлялась на приготовление исходной пульпы. Такая схема (см. рис. 64) исключает необходимость выделения мышьяка и железа из растворов осаждением с последующим сгущением, фильтрованием и захоронением мышьяксодержащих осадков. В таком варианте схемы продуктом бактериального выщелачивания является только кек, в котором мышьяк и значительная часть железа находятся в окисленной форме, а жидкая фаза полностью используется в виде оборотного раствора.

Среднее содержание сульфидного мышьяка в кеке выщелачивания снижается за 58-60 ч до 1,4%, а за 87-96 ч до 0,9% при извлечении мышьяка в раствор 82-85%. За это же время содержание сульфидного железа снизилось с 13,8 до 8,38, т.е. всего на 39%. Значение pH на всех стадиях поддерживалось на уровне 1,98...1,84, а значение ОВП увеличивалось с 0,49 до 0,54 В. Содержание биомассы в жидкой фазе пульпы

Таблица 29

Химический состав бакырчикских концентратов

Концентрат	As, %	Au, г/т	Ag, г/т	C, %
Гравитационный	26	286	12	0,1
Пиритный	1,85	22	5	20
Мышьяковистый	14,6	172	16	1

возрастает с 1,85 до 4,2 г/л, активность – с 2,4 до 3,5 г/л·ч. Однако удельная активность снижается с 1,96 до 1,06, что, вероятно, связано с уменьшением содержания субстрата – сульфидных минералов. Это подтверждается тем, что если бактериальный раствор последней стадии выщелачивания направить в первую, то содержание биомассы снижается с 4,1 до 1,95 г/л, а удельная активность возрастает до 1,96 г/л·ч, т. е. почти в 2 раза.

Содержание мышьяка в жидкой фазе пульпы при выщелачивании с оборотным раствором возрастает с 3,5 до 6 г/л, а пентавалентного мышьяка – с 39 до 48%. Содержание железа возрастает незначительно (с 7,9 до 9,4 г/л), причем на 98% оно трехвалентное.

Подача оборотного раствора в процесс выщелачивания почти не влияет на удельную окислительную активность бактериальных растворов, которая снижается только на 8% отн., вероятно, из-за накопления солей в этих растворах. Так, содержание сульфат-ионов постепенно увеличивается с 28 до 82 г/л, но железа не превышает 11...13 г/л, а мышьяка – 8,7 г/л.

В кеке после бактериального выщелачивания содержание сульфидного мышьяка не выше 0,4% (0,8% арсенопирита), а железа – 2,5% (5,2% пирита). Таким образом, извлечение мышьяка достигает 90%, серы – 80%. Если кек бактериального выщелачивания направляется на плавку, то он должен подвергаться кислотному выщелачиванию для удаления из него окисленных соединений мышьяка и железа. Принципиальная технологическая схема двустадийного противоточного серно-кислотного выщелачивания представлена на рис. 65.

Кек бактериального выщелачивания обрабатывается серной кислотой при соотношении Т:Ж = 1:5 и расходе ее 40 кг/т. Температура выщелачивания 20...25°C, продолжительность каждой стадии не более 1 часа. Выход кека кислотного выщелачивания – 60% от веса концентрата. Кислотное выщелачивание завершается, в основном, после первой стадии, когда содержание мышьяка в кеке снижается до 1,06%, а после второй – до 0,93%. Полученные растворы после первой стадии содержат 12 г/л мышьяка, 15 г/л железа, после второй – 7,6 г/л мышьяка и 11 г/л железа. Содержание золота не превышает 0,01 мг/л. В процессе кислотного выщелачивания мышьяк на 93-94% переходит в раствор, а из него на 80% – в мышьяковистый кек.

Представляет интерес безреагентное осаждение мышьяка и железа из

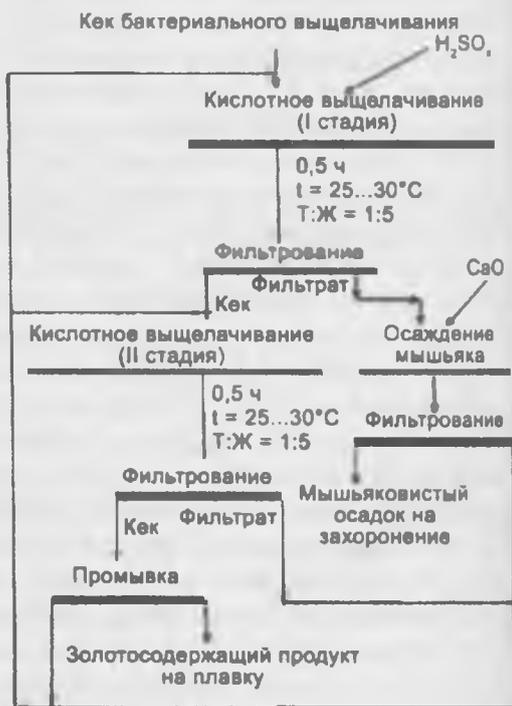


Рис. 65. Схема кислотного выщелачивания кека бактериального выщелачивания и осаждения мышьяка.

выщелачивающих растворов, которые подвергаются нагреванию до 90°C в течение одного часа. При этом получается мышьяковистый осадок, содержащий более 23% мышьяка и 25% железа. Выход этого осадка в 2 раза меньше по сравнению с осадком, выделяемым при известковом методе, содержание в нем мышьяка повышается в 2-2,5 раза. При этом извлечение мышьяка в осадок достигает 89-90%, а железа 78%.

По схеме с частичной очисткой оборотных растворов доизмельченный до крупности 95-97% класса -0,074 мм концентрат сгущается в обезвоживающем конусе. Сгущенный продукт распульповывается в контактном чане до Т:Ж = 1:4 оборотными растворами, содержащими 3...4 г/л мышьяка, 6...8 г/л железа, 0,6 г/л биомассы. Окислительная активность этих растворов 0,2...0,5 г/л·ч при pH 2,3...2,4. В контактный чан подаются также биогенные элементы – сульфат аммония (2 кг/т) и двузамещенный фосфат калия (1 кг/т). Через пачук, в котором осуществляется культивирование бактерий, прошло около 20-30% пульпы от общего потока. Значение pH при выщелачивании поддерживалось только в первые 70 ч выщелачивания на уровне 1,9-2, затем оно снижалось до 1,6. Такой режим приводит к усилению коррозионного взаимодействия между арсенопиритом и пиритом. Так, в первые 25 ч выщелачивается около 75% арсенопирита и только 30% пирита. За 100 ч арсенопирит разрушается на 95-96%, а пирит на 85-87%. Содержание мышьяка в жидкой фазе пульпы увеличивается с 4,4 до 5,7 г/л, железа – с 10 до 17 г/л, а количество биомассы – с 1,8 до 4 г/л при ее окислительной активности 3,9...2,6 г/л·ч.

Осаждение мышьяка и железа производилось из слива сгустителя и фильтрата известковым молоком (5 кг/т) при pH 2,3...2,5. После этого осаждения растворы направлялись на приготовление пульпы.

По схеме бактериального выщелачивания без очистки оборотных растворов (см. рис. 64) значение pH на уровне 2...2,2 поддерживалось первые 46 ч, что необходимо для роста бактерий. В дальнейшем кислотность среды не регулировалась и к концу процесса выщелачивания снизилась до 1,2...1,25. В этих условиях характерна кинетика выщелачивания. Так, максимальная скорость выщелачивания мышьяка отмечается в первые 10 ч и составляет 0,7...1 г/л·ч, скорость выщелачивания железа из пирита 0,05...0,1 г/л·ч. После 50 ч выщелачивания, когда практически весь арсенопирит уже разрушился, скорость выщелачивания железа из пирита достигает 0,4 г/л·ч.

Подача оборотных растворов без удаления железа и мышьяка в начало процесса повлияла не только на изменение pH, но и на рост и развитие культуры, а также на изменение состава жидкой фазы пульпы. Так, количество биомассы по мере выщелачивания снизилось с 9,8 до 4,5 г/л, а ее активность упала с 4,0 до 2,5 г/л·ч, что было вызвано повышением концентрации железа до 27 г/л, а мышьяка до 8 г/л. Однако это не оказало сильного влияния на окисление арсенопирита и пирита. За 100 ч выщелачивания арсенопирит окислился на 98%, а пирит на 89%. При последующем цианировании золото из остатков выщелачивания извлекается на 92-94%, в то время как без бактериального вскрытия – только на 38-40%.

При бактериальном выщелачивании концентрата Майского месторождения, содержащего 5,7% мышьяка, 1,4% сурьмы, 19,8% железа, 18,3% серы и 60,8 г/т золо-

та, степень окисления арсенопирита составила 96,2%, пирита – 69,9%. Содержание мышьяка в кеке бактериального выщелачивания было снижено до 0,24%. При сорбционном цианировании остатков бактериального выщелачивания извлечение золота достигло 94,6%, в то время как из исходного концентрата золота цианированием извлекалось не более 10%.

Наиболее сложным объектом для бактериального выщелачивания оказались золотомышьяковые концентраты, получаемые при флотационном обогащении первичных руд Олимпиадинского месторождения (табл. 30 и 31). Они отличаются высоким содержанием пирротина (более 20%) и антимонита (7%), что, несомненно, отрицательно влияет как на процесс бактериального окисления арсенопирита, так и на цианирование золота.

Флотационный концентрат, получаемый при флотации руды, на 70% состоит из сульфидных минералов, причем содержание арсенопирита и пирротина составляет 55% при их соотношении 1:1 и пирита 15%. Содержание золота во флотационном концентрате от 80 до 105 г/т. Свободного золота в этом концентрате 60%, 25% его связано с нерудными минералами, 8% с кварцем и арсенопиритом, 2,5-5% с пиритом и пирротином. 50.. 60% золота цианируемое, 42% связано с сульфидами и 7% – с нерудными минералами.

Содержание мышьяка в концентрате 4,5...7,5%, сульфидной сурьмы 4,5...8%, железа – 17...26%, кальция – 4.. 6% и углерода 2...3%. Если в питании флотации соотношение пирротина, арсенопирита и пирита 4:2:1, то во флотационном концентрате уже 11:12:1. Такое соотношение определяет кинетику бактериального выщелачивания, когда в начале процесса происходит выщелачивание прежде всего пирротина, наиболее легко окисляемого сульфидного минерала.

Содержание сульфидного железа во флотационном концентрате от 28 до 30%, а сульфидной сурьмы – от 3,3 до 7,5%.

Получаемый флотационный концентрат по своему вещественному составу и соотношению в нем сульфидных минералов является упорным по отношению к процессу бактериального окисления, что и подтверждается результатами выщелачивания.

В кеке после бактериального выщелачивания содержание мышьяка снижается до 0,7...0,8%, общей серы до 14...125%, сурьмы до 3,6.. 5%, сульфидного железа до 2,5...3,3%. Содержание элементной серы 5,5.. 6%, а сульфидной 2,2.. 2,8%, практически не остается пирротина, содержание арсенопирита всего 1%, в то время как пирита 11,0%.

Таблица 30
Химический состав концентратов Олимпиадинского месторождения

Элемент	Содержание, %
Золото, г/т	88
Мышьяк общ.	7,82
Мышьяк сульф.	7,45
Сурьма общ.	5,75
Сурьма сульф.	4,6
Сера общ.	23,9
Сера сульф.	22,21
Сера элемент.	1,63
Железо общ.	30,9
Железо сульф.	25,98
Кальций	4,0
Углерод	2,09

Таблица 31
Минералогический состав флотационного концентрата Олимпиадинского месторождения

Минерал	Содержание, %
Пирротин	31-36,5
Пирит	5-6
Арсенопирит	9,1-10
Антимонит	0,5-1,5
Кварц, алюмосиликаты и др.	47-53

Кроме того, в кеке содержится до 50% скородита $FeAsO_4$ и симплезита, а также 35% кварца. Золото на 42% представлено свободным и на 43...52% в сростках с минералами сурьмы (12,5%), пиритом (менее 0,5%) и нерудными (<5%). Степень раскрытия кварца и карбонатов составляет 85...90%.

Флотационный концентрат после сгущения направляется в распульповочный чан объемом 100 м³, куда подается свежая вода до Т:Ж = 1:7 и питательные соли. Подготовленная пульпа при плотности 10...12% твердого через пульподелители направляется на выщелачивание, которое проводится в чанах емкостью 450 м³, скомпонованных в пяти линиях по 6 чанов в каждой линии.

Температура пульпы во всех чанах поддерживается на уровне 38,5-41°C, так как процесс биоокисления осуществляется в присутствии умеренно-термофильных бактерий. Кислотность среды в первых аппаратах 2,08-2,05, в последних снижается до 1,85...1,86. ОВП, характеризующий также активность биомассы, 0,6...0,7 В.

Аэрация пульпы проводится до остаточной концентрации кислорода 2...6 мг/л при расходе воздуха до 0,6 м³ на 1 м³ пульпы в минуту, что вполне достаточно для поддержания активности биомассы.

В процессе бактериального окисления и выщелачивания участвует ассоциация микроорганизмов, основными из которых являются *Sulfobacillus olimpiadicus sp.nov.* (штамм S-5), *Ferroplasma acidiphilus* (штаммы Y-9, Y-10), *Leptospirillum ferrooxidans* (штамм L-5) и даже *Aspergillus niger* (штамм A-5), а также *Археи*.

Количество микроорганизмов в пульпе 5...8·10⁹ кл/мл, из которых *Sulfobacillus olimpiadicus* – 60...80%, *Ferroplasma acidiphilus* – 10...17% и *Leptospirillum ferrooxidans* – 10...20%. Все эти микроорганизмы являются умеренными термофилами, для которых оптимальная температура 38...42°C. Поэтому, вероятно, при повышении температуры от окисления пирротина произошел естественный отбор устойчивых к повышенной температуре микроорганизмов.

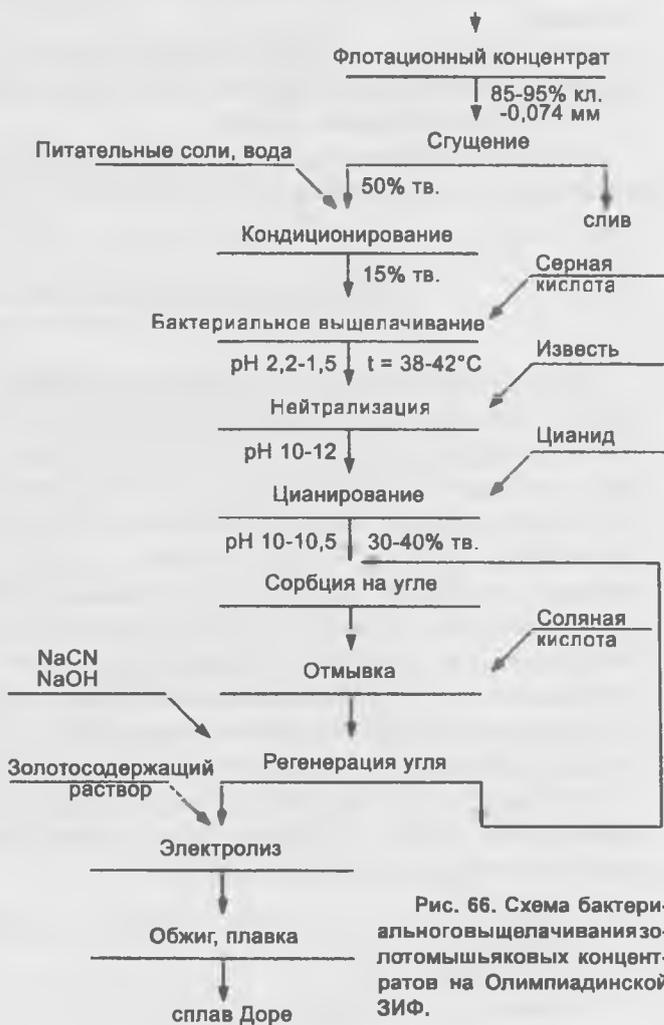


Рис. 66. Схема бактериального выщелачивания золотомышьяковых концентратов на Олимпиадинской ЗИФ.

Археи способны участвовать в процессах окисления Fe^{2+} , S^0 и сульфидных минералов, они принадлежат к порядку *Sulfolobales* (р. *Sulfolobus*, *Acidianus*, *Sulfurococcus*, *Sulfurisphaera* и *Metallosphaera*), а также к порядку *Thermoplasmatales* (под *Ferroplasma*). Представители этих родов, за исключением рода *Ferroplasma*, являются облигатными термофилами.

Таким образом, при бактериальном выщелачивании процесс бактериального окисления происходит довольно эффективно (рис. 66). Наиболее полно выщелачиваются пирротин и арсенопирит, в то время как пирит практически не выщелачивается, плохо выщелачиваются минералы сурьмы. Выщелоченный мышьяк находится в биокеке в виде железо-мышьяковистых соединений скородита, симплезита и феррисимплезита, сурьма – в виде сервантита и сенармонтита, железо – в виде гётита, гидрогётита и лимонита. Золото – в самородном состоянии и в виде аурустибнита. Присутствуют остатки сульфидов арсенопирита и пирротина и минералов сурьмы, а также частично окисленный пирит.

Схема цепи аппаратов бактериального выщелачивания концентратов показана на рис. 67.

Расход воздуха на аэрацию пульпы составил $0,6 \text{ м}^3/\text{м}^3$ мин, расход реагентов: сульфата аммония 5 кг/т , двухзамещенного фосфата калия 1 кг/т , хлорида калия $0,2 \text{ кг/т}$, нитрата кальция $0,02 \text{ кг/т}$.

При цианировании остатков выщелачивания после нейтрализации до pH 10,5 извлечение золота составило 97-98% при его содержании в кеках цианирования $1,3...1,8 \text{ г/т}$.

Методы интенсификации процессов бактериального окисления и выщелачивания

Один из основных недостатков процессов бактериального окисления и выщелачивания – большая продолжительность (90-120 ч), что создает определенные трудности при комбинировании этого процесса с методами обогащения, предшествующими ему, и методами гидрометаллургии, которые применяются для переработки продуктов выщелачивания. Кроме того, большая продолжительность процесса повышает капитальные затраты на оборудование и эксплуатационные расходы. Поэтому основные исследования последних лет, наряду с разработкой технологии БВ различных концентратов, направлены на разработку методов интенсификации процесса, базирующиеся на создании благоприятных условий для роста и жизнедеятельности микроорганизмов, стимулировании окислительной активности биомассы, оптимизации коррозионных взаимодействий минералов в условиях бактериального выщелачивания, оптимизации параметров и технологических приемов процесса.

Основные способы интенсификации процессов чанового бактериального выщелачивания, известные в настоящее время, можно условно разделить по методам воздействия на четыре основные группы:

- твердую фазу;
- жидкую фазу;
- газообразную фазу;
- бактериальную культуру.

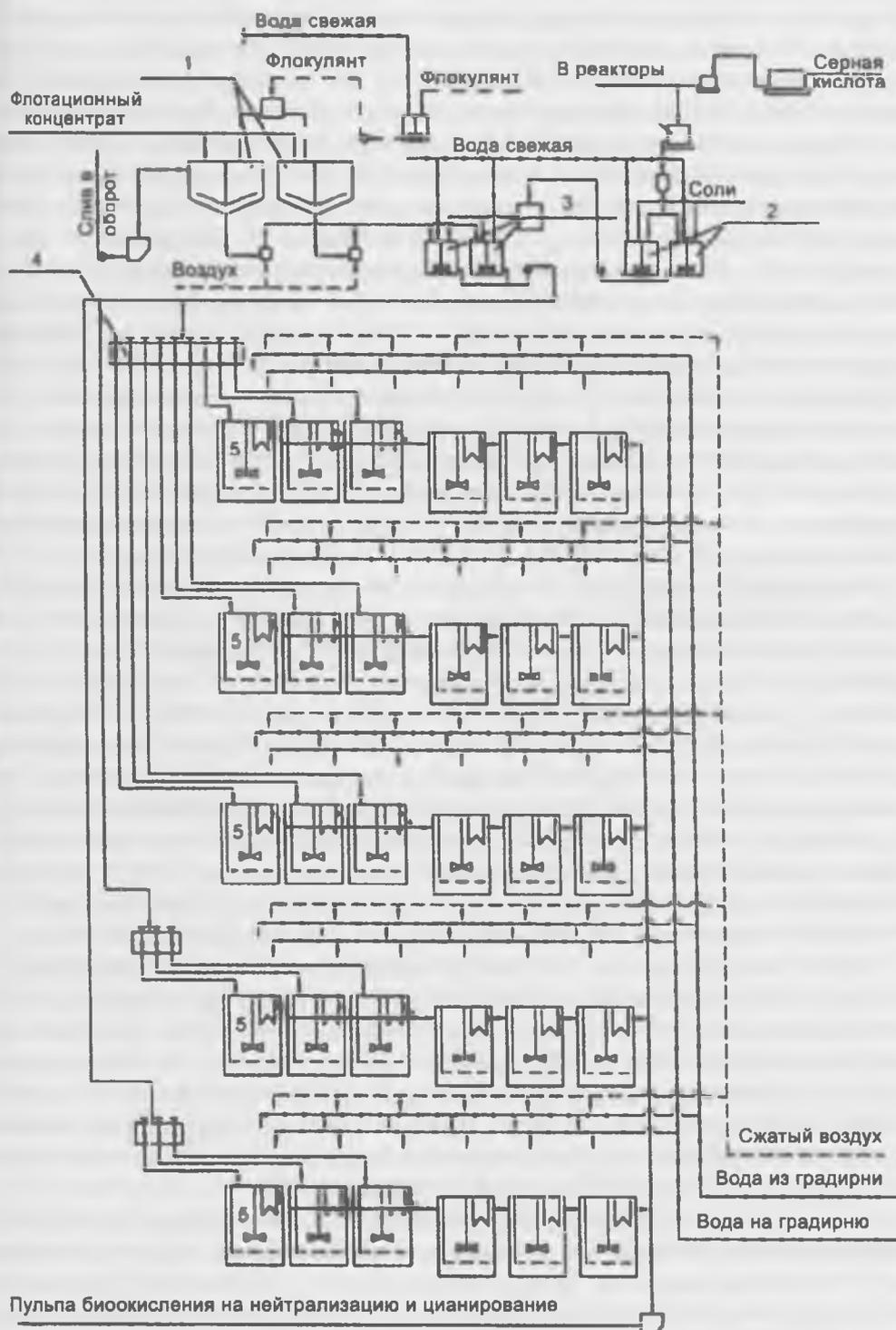


Рис. 67. Схема цепи аппаратов промышленной установки бактериального выщелачивания золотомышьяковых концентратов: 1 – сгуститель СЦ-15А; 2 – контактный чан КЧ-25; 3 – контактный чан КЧ-100; 4 – пульподелитель; 5 – реактор биоокисления 450 м³.

Одним из основных факторов, определяющих эффективность протекания бактериального окисления, являются количество и состояние исходных продуктов, прежде всего их минералогический состав и крупность. Как показала практика действующих установок БВ и проведенные исследования, большое значение для кинетики и полноты бактериального окисления и выщелачивания сульфидных концентратов имеет не только содержание в них железа, серы, мышьяка, но и соотношение минералов и их генетические особенности. Так, если содержание сульфидной серы в золотомышьяковых концентратах колеблется от 10 до 35% (в среднем 18...20), железа от 10 до 30% (в среднем 19...20), то отношение пирита к арсенопириту составляет от 1:1 до 1:6. Для усиления эффекта коррозионного взаимодействия между пиритом и арсенопиритом это соотношение должно быть не менее 1:2-1:3. Последнее должно учитываться при организации технологии получения золотомышьяковых концентратов. Что касается содержания мышьяка в исходных концентратах, то оно не должно превышать 8-10% при обычной одностадийной схеме выщелачивания. Более высокое содержание мышьяка повышает его количества в жидкой фазе пульпы, что, естественно, ингибирует рост и активность культуры, увеличивает время выщелачивания и уменьшает полноту вскрытия сульфидов. В этом случае необходимо вывести из процесса выщелачивания растворы и удалить из них мышьяк и железо (двухстадийные схемы).

Наличие в руде пирротина, который практически не содержит золота, значительно увеличивает выход концентрата, выделяемого при обогащении, увеличивает продолжительность процесса выщелачивания арсенопирита и содержание в пульпе железа, элементной серы и сульфат-ионов, создающих проблемы при последующем цианировании. Пирротин в концентратах может достигать до 19% (Sao-Bento, Бразилия) и 25-40% (Олимпиада, Россия). Возможность его выделения в отдельный продукт зависит от его кристаллохимических свойств (моноклинная или гексагональная сингония), вида сростков с другими сульфидами, крупности и флотационных свойств.

На фабрике Sao-Bento для снижения содержания серы в продукте перед автоклавным выщелачиванием его подвергают предварительному бактериальному выщелачиванию, при котором удается удалить до 50% серы и снизить ее содержание в питании автоклавов с 18,7 до 4%, в основном, за счет окисления пирротина.

Особое значение при чановом методе бактериального выщелачивания приобретает крупность выщелачиваемого материала – один из основных параметров, определяющих кинетику и полноту вскрытия сульфидных минералов. Для большинства золотомышьяковых концентратов наиболее целесообразной, с точки зрения экономики, считается крупность исходного продукта 90-95% класса -0,074 мм (80-85% класса -0,044 мм), когда достигается достаточно большая скорость выщелачивания при умеренных расходах на измельчение. Иногда требуется доизмельчение этих концентратов до крупности 80-85% класса -0,032 мм.

В последние годы рассматривалась возможность интенсификации процесса выщелачивания при сверхтонком измельчении и, особенно, механохимической активации. При механохимической активации концентрата, содержащего 9,5% мышьяка, при Т:Ж = 1:10 и концентрации биомассы 10 г/л за 22 часа содержание мышьяка снижено до 1,7%, в то время как без активации – 3,8%. При Т:Ж = 1:5 и времени выщелачивания 44 ч содержание мышьяка снижалось до 2,0 и 4,9% соответственно.

При сверхтонком измельчении пирита в планетарной мельнице степень окисления пирита с 53% (-0,044 +0,020 мм) возрастает до 83% при увеличении удельной поверхности с 0,8 до 3,9 м²/г.

При механоактивации пирита происходит не только увеличение поверхности зерен пирита, но и изменяется его кристаллическая структура, что значительно увеличивает скорость его выщелачивания. Однако этот метод для измельчения большой массы исходных концентратов значительно увеличивает расходы на весь процесс выщелачивания и делает его малорентабельным.

При воздействии на жидкую фазу оптимизируются прежде всего такие параметры, как pH, ОВП, содержание двух- и трехвалентного железа, температура, наличие питательных веществ, содержание микроэлементов и ингибирующих ионов и т. д.

Поддержание кислотности на необходимом для роста бактерий уровне значительно стабилизирует их активность и определяет кинетику процесса. Ранее считалось, что кислотность среды должна поддерживаться во время всего процесса на уровне не менее 1,8...1,7. Однако последними исследованиями показано, что значение pH должно стабильно поддерживаться только в начале процесса, когда наблюдается активный рост бактерий (pH 2...2,2). В дальнейшем при окислении сульфидов происходит естественное подкисление пульпы за счет окисления сульфидной серы до сульфат-ионов, увеличивается концентрация Fe (III), являющегося окислителем сульфидов. Основная роль принадлежит химическому выщелачиванию сульфидов с участием оксидного железа. Поэтому поддержания кислотности среды не требуется. И даже при снижении количества биомассы и ее активности окисление сульфидов идет активно и pH снижается до 1...1,2. Такое постепенное снижение pH позволяет культуре адаптироваться к повышенной кислотности без значительной потери ее потенциальной активности.

Не менее важный фактор – поддержание в среде оптимального значения окислительного потенциала, который характеризует интенсивность происходящих в пульпе реакций окисления и восстановления и зависит, в основном, от отношения Fe²⁺ к Fe³⁺, их источники в пульпе – сульфидные минералы. Кроме того, оксидное железо не только окислитель сульфидных минералов, но при концентрации более 9...10 г/л подавляет активность микроорганизмов.

Значительно лимитируют активность микроорганизмов питательные вещества. Для тионовых бактерий наличие необходимых для роста и жизнедеятельности минеральных солей (сульфат аммония, фосфат калия, сульфат магния, хлорид калия, нитрат кальция) значительно интенсифицирует активность клеток. Наиболее необходимы для микроорганизмов магний, калий, кальций, которые должны добавляться в пульпу в небольших количествах. Например, концентрации магния 2 мг/л вполне достаточно для клеток в количестве 10⁸ кл/мл. Иногда при культивировании микроорганизмов вместо сульфата аммония возможна подача карбоната аммония, а вместо фосфорно-кислого калия – аммофоса или других фосфорсодержащих удобрений.

Одно из направлений интенсификации процесса БВ – повышение активности применяемой биомассы тионовых микроорганизмов. Оно достигается, во-первых, ростом концентрации биомассы, во-вторых, адаптацией ее к условиям выщелачивания

каждого конкретного концентрата, в-третьих, использованием сообщества культур и, в-четвертых, применением термофильных микроорганизмов.

При использовании обычной культуры *A. ferrooxidans* активность окислительных процессов значительно возрастает при увеличении концентрации биомассы до 2,5 г/л. Соотношение концентрации биомассы и закисного железа в пульпе рекомендуется на уровне 1:4. А повышение скорости процесса БВ более чем на 30% достигается при увеличении плотности биомассы с 1...2 до 3...6 г/л.

Интенсифицировать деятельность микроорганизмов при содержании в пульпе большого количества ионов тяжелых металлов можно, как было показано выше, путем адаптации или выделения уже адаптированной культуры из месторождений, связывания ингибирующих ионов и удаления их из раствора и, наконец, добавкой химических модификаторов. Так, токсичное действие урана на бактерии может быть снижено подачей в среду солей цинка, никеля, магния или марганца, а также сульфатов калия, натрия, лития и аммония. Ингибирующее действие ионов меди, никеля, железа может быть снижено путем понижения температуры.

Комплексообразователи могут также значительно снизить токсичность металлов. Так, этилендиаминтетрауксусная кислота снижает эффект ингибирования окисления железа при концентрации всего 20 мМ. Цистеин в количестве 10^{-4} М предотвращает ингибирование окисления закисного железа азотно-кислым серебром. Подобное действие оказывает дрожжевой экстракт в средах для термофилов. Перспективно применение хелатных соединений, обладающих высокой кислотоемкостью.

Процесс выщелачивания меди, цинка, никеля, кобальта, урана, ванадия и молибдена из бедных руд интенсифицируется при подаче в бактериальный раствор 0,01.25 мг/л карбамидфосфорной кислоты, которая содержит смесь фосфатов и тиомочевины, а также фосфат аммония.

Иногда на кинетику БВ влияют поверхностно-активные вещества (ПАВ). Их действие объясняется улучшением контакта между фазами, особенно при выщелачивании руд, отличающихся малой пористостью. Наиболее эффективен Твин: при подаче Твина-20 (0,01%) из халькопирита за 33 сут выщелачивается 2,32 г/л меди, а без него только 0,96 г/л. Однако применение ПАВ не дало ожидаемого эффекта, что связано, вероятно, с тем, что бактерии также выделяют ПАВ, в частности липиды, и введение подобных им соединений не дает ощутимых положительных результатов.

Интенсифицирует биохимические процессы при БВ применение электрического и магнитного полей. Например, при обработке магнитным полем напряженностью 10,9 кА/м раствора закисного железа в течение 10 мин скорость его бактериального окисления возросла в 1,6-1,7 раза.

При использовании бактерий в технологии чанового процесса в плотных пульпах одним из основных направлений, как указывалось выше, является применение высокоактивных штаммов бактерий, устойчивых к экстремальным условиям. Поэтому адаптация микроорганизмов рассматривается как один из интенсивных факторов ускорения бактериальных окислительных процессов. Кроме адаптации, для повышения активности штаммов *A. ferrooxidans* предлагалась направленная селекция микроорганизмов и индуцированный мутагенез. Для индуцированных мутантов, об-

обладающих повышенной окислительной активностью, в качестве мутагенов возможно применение ультрафиолетового облучения и различных химических соединений, например, этиленимина, нитрозогуанидина. Однако при кучном выщелачивании применение мутантов не дало положительных результатов вследствие вытеснения их автохтонной микрофлорой. Перспективное направление повышения активности микробиологических процессов – использование смешанных культур с неодинаковым типом метаболизма и термофильных культур. Практика чанового процесса выщелачивания показала, что микрофлора представлена, в основном, культурой *A. ferrooxidans*. Однако обнаруживается присутствие *A. thiooxidans* и *Leptospirillum ferrooxidans*, которые активно участвуют в окислении сульфидных минералов и железа, причем количество их может быть довольно значительным.

В последние годы возрос интерес к группе микроорганизмов, обладающих способностью к окислению сульфидных минералов при повышенной температуре – термофильным, которые в значительных количествах обнаруживаются в зонах разогрева руд и в термах. Эти микроорганизмы по своей активности не уступают бактериям *A. ferrooxidans* либо значительно превосходят их. Так, термофильные бактерии *S. Briertey* более устойчивы к высоким концентрациям молибдена (до 2 г/л) и активно окисляют молибденит.

В Институте микробиологии Российской АН выделена синтрофная ассоциация термоацидофильных бактерий, состоящая из культуры *Sulfobacillus thermosulfidooxidans* и *Thiobacillus Sp.* Эта ассоциация осуществляет свои окислительные функции при температуре до 50°C и pH 1...3. При бактериальном выщелачивании золотомышьяковых концентратов Бакырчикского месторождения испытано применение факультативно-термофильной культуры *Sulfobacillus thermosulfidooxidans Subsp. Asporogenes* при температуре 45°C. Степень окисления пирита и арсенопирита этой культурой при pH 2,5...1,5, ОВП 0,77...0,78 В и биомассе 1 г/л составила 87 и 96%, а при использовании культуры *T. ferrooxidans* – 72,7 и 92,5%.

Постоянные спутники бактерий *Sulfobacillus thermosulfidooxidans* – автотрофные термоацидофильные бактерии *Leptospirillum thermoferrooxidans*, активно окисляющие закисное железо при температуре 45...50°C. Сообщество этих культур позволяет увеличить скорость окисления сульфидных минералов в 1,5-2 раза.

Рассматривается возможность применения термоацидофильных архебактерий, способных окислять Fe^{2+} , S^0 и сульфидные минералы при температуре 40...80°C, а также других термофильных бактерий, осуществляющих окисление неорганических субстратов при температуре 50...70°C.

В практике процессов бактериального выщелачивания предпочтение отдается применению ассоциации обычных мезофильных тионовых микроорганизмов. Так, фирма Minprok Limited (Австралия) при выщелачивании золотомышьяковых концентратов Майского месторождения рекомендовала использовать мезофильные бактерии при температуре 35°C, хотя умеренно-термофильные бактерии при температуре 45°C и pH 1,8...1,25 обеспечивали более высокую скорость извлечения в раствор железа.

Выводы по главе IV

1. На основе изучения термодинамических закономерностей, согласно которым происходит окисление сульфидных минералов, разработан механизм бактериального окисления их минеральных субстратов, позволяющий определить термодинамически стабильные состояния системы зависимости от величины рН среды, потенциала минерала и среды.

2. Термодинамическим состоянием пирита, арсенопирита и пирротина в условиях бактериального выщелачивания, а также электрохимическими изменениями установлено, что микроорганизмы при бактериальном выщелачивании непосредственно окисляют элементы кристаллической решетки минералов за счет биокаталитических свойств их ферментов.

3. Исследованиями установлено, что процесс бактериального окисления и выщелачивания можно разделить на два цикла, которые тесно связаны между собой протекающими реакциями. Первый – это окисление элементов кристаллической решетки минерала при участии как химических реагентов – кислорода и окисного железа, так и ферментативных систем бактерий, при котором происходит деструкция минерала, т. е. его выщелачивание. Второй цикл – бактериальное окисление продуктов выщелачивания сульфидных минералов – закисного железа и элементной серы.

4. Установлена зависимость бактериального выщелачивания сульфидного мышьяка при различной концентрации бактерий в зависимости от скорости реакции окисления основного субстрата – арсенопирита от концентрации фермента. Также установлено, что тангенс угла наклона прямых к оси абсцисс обратно пропорционален концентрации бактерий. Полученная закономерность характеризуется прямолинейной зависимостью.

5. Установлено, что процесс бактериального окисления и выщелачивания подчиняется кинетическим закономерностям ферментативного катализа, где в качестве катализаторов выступают ферменты бактериальных клеток. Снижение скорости выщелачивания, наблюдаемое при выщелачивании практически любых сульфидных минералов и концентратов, происходит за счет связывания большей части активных ферментов в непродуктивный комплекс с продуктами метаболизма.

6. Повышение эффективности метода интенсификации процессов осуществляется путем поддержания активно растущей биомассы бактерий в пульпе, который обеспечивается постоянством количества и состояния исходных продуктов, прежде всего минералогического состава и крупности перерабатываемого материала.

ГЛАВА V. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ЧАНОВОГО БИООКСИЛЕНИЯ СУЛЬФИДНЫХ КОНЦЕНТРАТОВ. ВНЕДРЕНИЕ ТЕХНОЛОГИИ БИООКСИЛЕНИЯ ДЛЯ ПЕРЕРАБОТКИ УПОРНЫХ РУД КЫЗЫЛКУМОВ

Права на технологический процесс биоокисления, который применяется в промышленных масштабах уже более 20-ти лет, принадлежат компании Biomin Technologies SA, дочерней компании Gold Fields Ltd. Однако, первоначальные исследования и разработка технологического процесса были осуществлены компанией Gencor Process Research (в настоящее время BHP Billiton), в ее технологическом центре в Йоханнесбурге (Никерк, 2009).

К настоящему времени по всему миру введено в строй одиннадцать установок биоокисления, восемь из них – в промышленной эксплуатации (табл. 32). Установка биоокисления Фейрвью в Южной Африке успешно работает уже более 25 лет. Новые, введенные в эксплуатацию в недавнее время, – это установки проектов Богосо и Джингфенг в 2007 г., а также Кокпатас в Узбекистане в 2008 г. (Питер и др., 2008 г.).

Таблица 32

Рудник	Страна	Производительность по переработке концентрата, т/сут	Объем реакторов, м ³	Год ввода в эксплуатацию	Текущее состояние
Фейрвью	ЮАР	62	340	1986	Действующая
Сан Бенто	Бразилия	150	550	1990	Содержание и тех. обл.
Харбор Лайтс	Австралия	40	160	1991	Выведена из эксплуатации
Вилуна	Австралия	158	480	1993	Действующая
Ашанти	Гана	960	900	1994	Действующая
Кориканча	Перу	60	262	1998	Содержание и тех. обл.
Фостервиль	Австралия	211	900	2005	Действующая
Суздаль	Казахстан	196	650	2005	Действующая
Богосо	Гана	820	1 500	2007	Действующая
Джингфенг	Китай	790	1 000	2007	Действующая
Кокпатас	Узбекистан	2139	1 000	2008	Действующая

Проектирование установки биоокисления Богосо начато компанией Minproc в 2005 г. Проектная мощность контура биоокисления для переработки сульфидов – 820 т/сут концентрата при содержании в подаче 20% сульфидной серы. На этой установке самые большие реакторы биоокисления, каждый рабочим объемом 1500 м³.

Проектирование установки на проекте Джингфенг начато в 2005 г., инжиниринг осуществлен совместно компаниями Ausenco и Neric. Установка биоокисления имеет проектную мощность 790 т/сут концентрата при содержании сульфидной серы 9,4%.

Установка проекта Кокпатас является самой большой в мире с проектной производительной мощностью 1-й очереди 1069 т/сут концентрата при 20% содержа-

нии сульфидной серы. Мощность установки удвоена после ввода в эксплуатацию 2-й очереди. Примечательно, что в отличие от других установок биоокисления, на этом предприятии для извлечения золота заложена технологическая схема «смола в пульпе», однако при необходимости конструкция позволяет преобразовать его в контур «уголь в пульпе».

Технологический процесс биоокисления, в котором происходит предварительная переработка упорных сульфидных золотосодержащих руд, разработан с целью увеличения степени извлечения золота в металлургическом процессе. Золото в сульфидных рудах заключено в сульфидных минералах, которые препятствуют выщелачиванию золота цианидом. Технологический процесс биоокисления разрушает сульфидные минералы и высвобождает золото для последующего цианирования, увеличивая, таким образом, степень его извлечения.

В технологическом процессе используется культура, включающая три бактерии: *Acidithiobacillus ferrooxidans*, *Acidithiobacillus thiooxidans* and *Leptospirillum ferrooxidans* – для разрушения сульфидной минеральной матрицы в перерабатываемой руде, при этом золото высвобождается для последующего цианирования. Бактерии воздействуют на поверхность сульфидов металлов, что обеспечивает улучшение степени окисления сульфидов (рис. 68).



Рис. 68. Микрофотография бактерий *Thiobacillus ferrooxidans*, входящих в состав бактериальной культуры, применяемой в процессе биоокисления.

В технологическом процессе биоокисления происходит непрерывная подача флотационного концентрата в модуль перемешиваемых реакторов. Низкий уровень pH, а также высокая температура пульпы улучшают эффективность процесса. Очень важно поддерживать эти параметры в пределах узкого диапазона значений для того, чтобы соблюдать правильный баланс бактерий для достижения оптимальной степени окисления.

В реакторы подается воздух, температура пульпы поддерживается на оптимальном уровне 40–45°C. Вследствие того, что реакции окисления сульфидов экзотермические, необходимо обеспечить охлаждение резервуаров для поддержания оптимального уровня температуры пульпы. Это осуществляется за счет циркуляции воды охлаждения и отвода избыточного тепла с применением градирни.

Уровень pH регулируется добавлением в пульпу известняка либо серной кислоты. Так как для прямого окисления сульфидов требуется большое количество кислорода, необходимо нагнетать и диспергировать в пульпе большие объемы воздуха. Это одна из наиболее важных инженерных задач при проектировании биореактора в промышленном масштабе.

Кроме этого, бактериям необходим достаточный объем углекислого газа для поддержания клеточного роста. Углекислый газ поступает в процесс вместе с нагнетаемым воздухом, а также с карбонатными минералами. При отсутствии карбонатных минералов в концентрате добавляется известняк.

Бактериям также необходимы питательные вещества для устойчивого роста. Азот, фосфор и калий добавляются в первичные реакторы в различных формах и количествах, в зависимости от состава перерабатываемого концентрата. Время пребывания материала в реакторах биоокисления, в основном зависящее от минералогического состава, как правило, от четырех до шести дней.

Для руд, в которых золото заключено, в основном, в арсенопирите, требуется меньшее время пребывания материала в установке для достижения оптимальной степени высвобождения золота, чем для руд, в которых большинство золота заключено в пирите. Это объясняется тем, что скорость окисления арсенопирита выше по сравнению с пиритом.

В процессе бактериального окисления происходит растворение железа, серы и мышьяка. После окисления продукт процесса биоокисления промывается в контуре противоточной декантации и раствор нейтрализуется в двустадийном процессе нейтрализации с применением известняка или извести. Образующийся осадок соответствует экологическим стандартам, и может безопасно складироваться в хвостохранилище. Технологический процесс биоокисления не загрязняющий и экологически чистый метод переработки упорных руд.

В целях сбережения воды нейтрализованные стоки могут быть смешаны с хвостами флотации перед сгущением. Осветленный раствор сгустителя может быть возвращен в процесс в качестве воды разбавления на участки измельчения, флотации и установку биоокисления перерабатывающего предприятия. Таким образом, данная технология идеально подходит для засушливых регионов. Отмытый продукт процесса биоокисления перерабатывается на обычной установке сорбционного цианирования, где происходит окончательное извлечение золота.

В общей сложности за прошедшие 20 лет введены в эксплуатацию одиннадцать установок биоокисления, причем пять новых – за три года. В табл. 32 приведены краткие сведения по действующим и историческим установкам биоокисления и их производительности.

Описание новых установок биоокисления

Установка биоокисления Богосо. Золотодобывающее предприятие Богосо, принадлежащее компании Golden Star Resources, находится на юго-западе Ганы, приблизительно в 200 км к западу от столицы г. Аккра. Первая серия циклических испытаний на пригодность концентрата Богосо выполнена компанией Gencor Process Research в 1996 г. Результаты оказались весьма обнадеживающими, и в 1998 г. в лаборатории SGS – Lakefield Research Africa выполнены непрерывные испытания на полупромышленной установке биоокисления на двух валовых пробах концентрата с месторождения Богосо.

Установка биоокисления Богосо имеет проектную производительную мощность 820 т/сут концентрата с содержанием 20% сульфидной серы. Она состоит из двух модулей, в каждом из них семь реакторов биоокисления, за которыми следуют контур отмывки ПТД, контур нейтрализации и контур CIL (сорбционное выщелачивание) для извлечения золота. Середина 2005 г. – начало реализации проекта

по переработке сульфидных руд на Богосо. Работы по выращиванию инокулята и пусконаладке установки биоокисления начаты в конце 2006 г. и завершены в середине 2007 г. с выпуском первого золота, полученного в результате переработки на установке биоокисления.

Технология биоокисления достигла нового этапа в развитии с успешным вводом в эксплуатацию самых больших реакторов биоокисления. На предприятии также используется система охлаждения испарительного типа замкнутого цикла. Хотя капитальные затраты в этом случае гораздо выше по сравнению с обычной системой охлаждения открытого цикла, ожидается, что эксплуатационные расходы (включая техническое обслуживание) будут ниже для контура охлаждения замкнутого цикла в результате улучшенного регулирования качества воды, циркулирующей в змеевиках охлаждения. Работы по выращиванию инокулята на проекте Богосо удалось ускорить за счет получения 24 м³ активного инокулята с установки биоокисления проекта Сансу компании Anglo Gold Ashanti, что позволило начать процесс выращивания инокулята сразу в 100 м³ реакторах.

Установка биоокисления Джингфенг. Месторождение золота Джингфенг, принадлежащее компании Sino Gold Limited, расположено в провинции Гуйчжоу, приблизительно в 240 км к юго-западу от столицы провинции г. Гуйян в Китае. Циклические испытания биоокисления на пробах концентрата Джингфенг начаты в 2002 г. в лаборатории компании SGS Lakefield Research Africa. Пробы концентрата показали пригодность для предварительной переработки биоокислением с достижением высоких результатов по окислению сульфидной серы и извлечению золота. Первый пакет технологической проектной документации выдан компании Sino Gold Limited в 2003 г. после успешного заключения Договора о лицензии на использование технологии биоокисления для месторождения Джингфенг. Установка спроектирована с учетом переработки 790 т/сут концентрата с содержанием 9,37% сульфидной серы в двух модулях биоокисления, каждый модуль включает восемь реакторов по 1000 м³. Время переработки в реакторах биоокисления 4 сут при проектной норме загрузки. За контуром биоокисления следуют контуры: отмывки ПТД; нейтрализации раствора; СІL для извлечения золота.

Банковское ТЭО проекта Джингфенг выполнено в марте 2004 г., строительство установки начали в феврале 2005 г. Выращивали инокулят с апреля 2006 г., первое золото получено в марте 2007 г.

Джингфенг сегодня является одним из крупнейших золотодобывающих предприятий в Китае. В настоящее время ведется оптимизация производства на руднике Джингфенг с целью увеличения выпуска золота до оптимального уровня.

В настоящее время на проекте Джингфенг стабильно достигаются показатели производительности в пределах, либо выше проектных параметров. Установка биоокисления Джингфенг работает эффективно, показатели по окислению сульфидной серы и извлечение золота по схеме биоокисления «уголь в щелоке» намного выше проектных.

Установка биоокисления Кокпатас. Рудник Кокпатас расположен в пустыне Кызылкумы, в 32 км к северо-востоку от г. Учкудук. Месторождение находится в ведении НГМК, крупнейшего производителя золота в Республике Узбекистан. Руда

поступает из различных карьеров месторождения Кокпатас и с месторождения Даугызтау, расположенного приблизительно в 140 км от рудника Кокпатас. Золото очень мелкозернистое и тонковкрапленное в сульфидных минералах – пирите и арсенопирите.

При прямом цианировании достигнуто низкое извлечение золота, что потребовало применения технологического процесса для разрушения сульфидной матрицы и высвобождения золота.

Экспертная комиссия в составе представителей НГМК, Госкомитета по геологии РУз и ряда правительственных организаций Республики Узбекистан рассматривала три различных технологии для переработки упорных руд Кокпатаса (окислительный обжиг, автоклавное выщелачивание, технология биоокисления).

Технология биоокисления определена как единственный процесс, который гарантировал связывание мышьяка в конечных отходах в виде устойчивого соединения, обеспечив высвобождение золота не загрязняющим и экологически чистым методом. Решение о применении технологии биоокисления в Узбекистане принято в результате тщательного конкурсного отбора, проведенного в период с 1993 по 1995 гг.

В 1997 г. проведены испытания компанией GENCOR Process Research в Южной Африке на валовой 15-тонной пробе сульфидной руды месторождения Кокпатас, которые дали хорошие результаты.

Компанией Biomin Technologies S.A. спроектирована установка биоокисления для переработки флотационного концентрата месторождения Кокпатас в течение 1-й очереди проекта с проектной производительной мощностью 1069 т/сут. С вводом 2-й очереди производительность установки увеличена до 2139 т/сут с вовлечением в производство флотоконцентрата месторождения Даугызтау. Это стало возможным благодаря модульной конструкции установки биоокисления.

Установка биоокисления 1-й очереди состоит из четырех модулей. Каждый из них имеет по три первичных и три вторичных реактора. Типоразмер сгустителей противоточной декантации (ПТД) определен с учетом полной производительности, достигаемой для двух очередей установки. С вводом в эксплуатацию 2-й очереди увеличена производительность узла нейтрализации, мощности по подаче воды охлаждения и воздуха с учетом увеличения потребности в аэрации и увеличения тепловых нагрузок.

Строительство оборудования для технологии биоокисления на базе месторождений Кокпатас и Даугызтау начато в июле 2005 г., в 2008 г. введена первая очередь в эксплуатацию. В 2011 г. осуществлен пуск 2-й очереди установки.

Новые проекты биоокисления на стадии развития – два из них представляют проекты расширения мощности действующих установок биоокисления, два других – новые проекты биоокисления.

Производительная мощность установки биоокисления проекта Суздальский в Казахстане расширяется с 196 т/сут концентрата до более чем 520 т/сут. Показатели будут достигнуты за счет дублирования существующего контура биоокисления и обеспечения дополнительных мощностей по подаче воды охлаждения и сжатого воздуха. Концентрация твердой фазы в подаче также немного увеличена для того, чтобы обеспечить достаточное время пребывания материала в реакторах биоокисления.

Будет построен новый контур ПТД, увеличено количество реакторов нейтрализации с учетом более высокой производительности по переработке концентрата.

Проект Майское расположен в Чукотском автономном округе в России. Установка биоокисления будет иметь проектную мощность 350 т/сут концентрата. Суровые климатические условия вызывают ряд технических сложностей, начиная с относительно короткого периода навигации в летние месяцы. Температура окружающей среды поднимается выше нуля в течение всего двух месяцев в году.

Технологический процесс биоокисления при температурах ниже нуля. Установка биоокисления проекта Суздальский находится около г. Семипалатинска в Казахстане. Завод имеет проектную мощность 196 т/сут концентрата с содержанием 12% сульфидной серы. Участок биоокисления включает 6 реакторов по 650 м³, установленных в стандартной конфигурации: три первичных и три вторичных реактора. Работа над проектированием установки для проекта Суздальский весьма интересна ввиду экстремальных местных климатических условий. В ходе проектирования необходимо было учитывать условия жаркого и влажного лета, и гарантировать, что градирни выполняют свое функциональное назначение в этих условиях.

Более серьезной задачей все же было выполнить проектирование с учетом зимних условий, когда температура опускается до -45°C , без учета коэффициента охлаждения ветром. По этой причине основная часть установки размещена в помещении, а снаружи установлены только реакторы биоокисления и градирни. Мостки в верхней части реакторов биоокисления укрыты навесами для того, чтобы защитить эксплуатационный персонал от экстремальных климатических условий при отборе проб.

С учетом того, что процесс биоокисления экзотермический, проведены масштабные работы по моделированию условий, чтобы убедиться в том, что процесс генерирует достаточно тепла для поддержания температуры в реакторах биоокисления даже в самых холодных условиях. Результаты моделирования показали, что реакторы биоокисления необходимо охлаждать даже в самых холодных условиях. Были выполнены также серьезные проработки для учета перебоев и незапланированных отключений энергоснабжения для того, чтобы гарантировать, что реакторы не замерзнут в случае длительных простоев.

Работа установки биоокисления в Суздали показала, что данная технология может реализовываться при отрицательной температуре.

Новые разработки в технологии биоокисления. Технологический процесс биоокисления находится в промышленной эксплуатации уже более 20 лет. В течение всего этого времени компания Gold Fields (и до этого компания Gencor) постоянно уделяет особое внимание исследовательской работе, направленной на повышение эффективности технологии и совершенствования конструкции промышленных реакторов. Поддержание активной научно-исследовательской деятельности является важным условием обеспечения долгосрочной рентабельности технологии. В этих целях компания Gold Fields разработала программу стратегических научно-исследовательских и опытно-конструкторских работ, направленных на оптимизацию основных капитальных и эксплуатационных затрат в технологии биоокисления. Данная программа реализуется поэтапно, уделяя первоочередное внимание наиболее приоритетным задачам.

Распределение капитальной стоимости для типичной установки биоокисления: стоимость нержавеющей стали для реакторов биоокисления и нейтрализации составляет приблизительно 35% стоимости установленного оборудования, затем следуют мешалки – приблизительно 27% и воздухоподувки – 13%. Изучено распределение эксплуатационных затрат для четырех действующих установок биоокисления. Установлено, что, от 40% до 50% эксплуатационных затрат приходится на электроэнергию, и от 30% до 45% – на реагенты. Распределение затрат на реагенты для тех же самых четырех установок показало, что основная часть затрат приходится на регулирование уровня pH – ~70% затрат на реагенты, однако эта величина может варьировать от 40% до 85%, в зависимости от относительной стоимости реагентов и норм расхода. Эти затраты включают реагенты на регулирование уровня pH в процессе биоокисления, а также на нейтрализацию кислотного раствора.

Затраты на питательные вещества, как правило, довольно низки и составляют менее 20%, и могут составлять даже 4% после выполнения специальной программы оптимизации расхода питательных веществ. Остальные реагенты составляют обычно менее 10% всех затрат. Затраты на цианирование продукта биоокисления не включены в вышеуказанные эксплуатационные расходы. Анализ эксплуатационных расходов контура «уголь в щелоке» на тех же самых четырех установках биоокисления показал, что реагенты составляют от 70 до 90% эксплуатационных затрат, при этом цианид составляет 65% затрат на реагенты.

Определены три направления научно-исследовательских и проектно-конструкторских работ, способствующих оптимизации вышеуказанных капитальных и эксплуатационных затрат:

- разработка усовершенствованной системы перемешивания;
- изучение альтернативных строительных материалов;
- оптимизация цианирования.

Разработка улучшенной системы перемешивания. Технология импеллеров осевого потока в реакторах биоокисления традиционно основана на концепции нагнетания вниз. Импеллер перемещает пульпу в направлении вниз с целью увеличения времени пребывания воздуха в реакторе. В настоящее время разрабатываются альтернативные системы перемешивания с целью сократить общую потребляемую мощность для насыщения пульпы кислородом и диспергирования воздуха. Одним из исследуемых вариантов является применение в реакторах биоокисления импеллеров осевого потока с эффектом нагнетания вверх.

Выполнена обширная программа лабораторных исследований, в ходе которой были испытаны различные комбинации импеллеров в 500-литровых реакторах с применением импеллеров производства компании Lightnin: A310, A315 и A340. Сравнивались различные сочетания этих импеллеров друг с другом, а показатели импеллера A315 использованы в качестве исходных. При этом основной задачей ставилось добиться снижения мощности на единицу объема, а также снижения потребности в подаче сжатого воздуха, и в то же время обеспечить высокоэффективный перенос массы кислорода. Конфигурация, показавшая наилучшие результаты в ходе программы лабораторных испытаний, испытана в большем масштабе в опытном реакторе в объеме 20 м³ на установке биоокисления Фэйрвью в тех же условиях, что

и в лаборатории, с определением величины мощности, переноса массы кислорода и мощности на единицу объема с использованием показателей импеллера А315 в качестве исходных. На заключительном этапе данный импеллер был испытан в условиях биоокисления, при этом опытный реактор использован в качестве первичного реактора биоокисления. Результаты испытаний до настоящего времени выглядят весьма обнадеживающими в достижении главных целей.

Строительные материалы. Нержавеющая сталь для реакторов биоокисления является одной из основных позиций капитальной стоимости для любой новой установки биоокисления. По этой причине компания Gold Fields постоянно оценивает рабочие характеристики различных и потенциально более дешевых марок нержавеющей стали в условиях процесса биоокисления. Также выполнены испытания различных видов покрытия для низкоуглеродистой стали, поскольку реактор из низкоуглеродистой стали с покрытием, возможно, может иметь свои преимущества в отношении стоимости при условии, что покрытие сможет выдержать эксплуатационные условия в реакторе биоокисления. Испытания проводились как в анаэробных условиях, как правило, находящихся в сгустителях ПТД, так и в аэробных – в реакторах биоокисления.

Сочетание мезофильного и термофильного процессов биоокисления. Как показали испытания, использование теплолюбивых, или термофильных, микроорганизмов может обеспечить почти полное окисление всех промежуточных форм серы, таким образом, значительно снижая формирование тиоцианатов при цианировании продукта биоокисления. Это даст значительное сокращение расхода цианида при выщелачивании с потенциально нулевыми потерями в извлечении золота. Однако использование термофильных микроорганизмов имеет свою цену.

Увеличение капитальной стоимости. Данные микроорганизмы (термоацидофильные археи) работают в диапазоне температур от 65 до 80°C, и это повышает коррозионные свойства кислотной биовыщелачивающей пульпы. В таких установках не могут использоваться стандартные сорта нержавеющей стали, и для изготовления реакторов требуются более экзотические строительные материалы, например, дуплексные нержавеющие стали или бетонные резервуары с кислотостойкой футеровкой. Процесс работает при пониженных концентрациях твердой фазы, но это компенсируется более быстрой кинетикой реакции.

Увеличение эксплуатационных затрат. Равновесная растворимость кислорода в воде очень низка при таких высоких температурах, и необходимо насыщение кислородом воздуха, подаваемого в пульпу для обеспечения заданной степени массопереноса кислорода в реакторах. Расход воды также увеличивается вследствие увеличения интенсивности испарения при повышенных рабочих температурах. Кроме этого, насыщение кислородом может потребоваться с целью уменьшения объема воздуха, проходящего через реакторы.

Предложено применить сочетание мезофильных и термофильных микроорганизмов в процессе для того, чтобы лучше использовать преимущества различных штаммов микробов. В этом процессе мезофильные бактерии биоокисления используются на первичной стадии окисления для достижения приблизительно 70%-ного окисления сульфидной серы. Затем следует вторая, термофильная стадия, для завершения процесса окисления, в особенности промежуточных форм серы.

На установке биоокисления Фэйрвью выполнены крупномасштабные испытания на термофильной полупромышленной установке с целью тестирования процесса и получения данных для проектирования промышленной термофильной установки. В ходе испытаний использованы пробы слива первичных реакторов установки Фэйрвью в качестве материала подачи на термофильную установку. Полупромышленная установка работала в течение 6 месяцев, проанализированы различные параметры для оптимизации технологического процесса. Осуществлялся ежедневный контроль степени окисления, а также степени извлечения золота и расхода цианида в процессе выщелачивания окисленного продукта.

Результаты программы испытаний весьма обнадеживающие: для термофильной стадии потребовалось очень небольшое время пребывания материала в процессе, при поддержании популяции бактерий и обеспечении заданной степени окисления сульфидной серы. Установка также была в состоянии работать при более высоких концентрациях твердой фазы, чем первоначально ожидалось, и также выяснилось, что не было необходимости в стадии удаления раствора между стадиями биоокисления и термофильного окисления. Показатели степени окисления сульфидной серы поддерживались на том же уровне, либо выше, по сравнению с установкой биоокисления, а также были достигнуты аналогичные степени извлечения золота при значительно сниженном расходе цианида.

Исследователями постоянно ведутся работы по применению данной технологии на извлечение и других ценных металлов. Это можно рассмотреть на примере Алмалыкского ГМК. Минеральный состав лежалых хвостов флотации Алмалыкского ГМК приведен в табл. 33. Часто встречаемые рудные минералы: пирит, магнетит, галенит сфалерит, халькопирит, блеклые руды халькозин, борнит, ковеллин.

Для изучения минерального состава и распределения отдельных элементов использовали микроаналитический комплекс Jeol Superprobe JXA-8800R с энергодисперсионной приставкой Link ISIS-300. Исследовали минералы в различной конфигурации нахождения до и после проведения биовыщелачивания. Сравнение изображений распределения минералов и растровой картины распределения элементов позволяет сделать заключение об их характере при биоокислении.

Пирит наиболее распространен среди рудных минералов хвостов. Он наблюдается в виде обломков, реже сохранившихся кристаллических форм. Размеры зерен пирита колеблются от микронных до десятков μ , наиболее распространены: 100×80 , 70×50 , $120 \times 100 \mu$. Часто наблюдаются сростки пирита с халькопиритом, галенитом, сфалеритом, блеклой рудой, магнетитом, сульфидом железа и никеля, рутилом и нерудными минералами – кварцем, ортоклазом, хлоритом, серицитом.

Микрондовым анализом установлено, что включения халькопирита в пирите чаще подвержены биоокислению, чем свободные зерна халькопирита. Об этом свидетельствуют выщелоченные пустоты в пирите с реликтами халькопирита. Можно предположить, что железоокисляющие бактерии более эффективно разрушают халькопирит, находящийся в пирите.

Содержание пирита в исходных хвостах в 9 раз выше, чем халькопирита – 4,52% против 0,47, хотя в процессе выщелачивания и зафиксировано окисление пирита на 75-92%. Его валовое содержание в кеках биовыщелачивания превышает содержание

Таблица 33

Химический состав минералов, часто встречаемых в отвальных хвостах флотации

Химический состав, %	Магнетит	Пирит	Галенит	Сфалерит	Халькопирит	Блеклые руды	Халькозин	Борнит	Ковеллин
	Fe ₃ O ₄	FeS ₂	PbS	ZnS	CuFeS ₂		в пирите		
	Fe ₃ O ₄	FeS ₂	PbS	ZnS	CuFeS ₂	3Cu ₂ S (Sb,As) ₂ S ₃	Cu ₂ S	Cu ₃ FeS ₄	Cu ₂ S
MnO	0,10								
Fe ₂ O ₃	99,64								
Cr ₂ O ₃	0,034								
VO ₂	0,05								
TiO ₂	0,03								
S		52,80	12,98	33,32	36,24	29,29	19,59	32,35	24,12
Fe		45,28		1,52	30,23		5,14	18,50	12,0
Ni		0,15							
Co		0,64							
Cu		0,03	1,0		32,40	43,84	61,51	47,21	61,51
As		0,28				16,7			
Se		0,14	0,13	0,08			0,01	0,01	
Te			0,19			1,0		0,01	0,26
Zn				64,53	0,26	4,82	0,01	0,08	0,01
Pb			85,60						
Cd				0,45		0,21	0,01	0,01	0,14
Проч.	0,63	0,15	0,1	0,1	0,87	1,0	13,83	1,71	2,09
Сумма, %	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0

халькопирита в 5,3-16,6 раза. Пирит, попадающий в тяжелые фракции при проведении анализов, как правило, не затронут бактериальным выщелачиванием. Зерна пирита здесь выглядят свежими, в то время как обломок железа окисляется. В пирите наблюдаются микронных размеров прожилки сульфидов железо-никелевого состава.

Часто мелкие включения халькопирита и галенита, заключенные в пирите, мало изменяются в процессе бактериального выщелачивания.

Техногенное железо в виде угловатых обломков от дробилки широко распространено в пробе. Размеры его колеблются от мельчайших до нескольких десятков мкм, реже, сотен мкм. В процессе бактериального выщелачивания оно окисляется. Магнетит изучался в магнитных фракциях проб. Встречается в заметных количествах. Наблюдался в виде обломков и, реже, сохранялись отдельные грани кристаллов. Образует свободные зерна и сростки с рудными и нерудными минералами: пиритом, халькопиритом, кварцем, баритом, серицитом. В некоторых зернах магнетита наблюдался процесс распада твердого раствора с титаноммагнетитом. Халькопирит и пирит часто образуют включения в магнетите.

Халькопирит — основной концентрат и носитель меди в медных месторождениях Алмалыкского рудного поля. В хвостах флотации он встречается в виде обломков зерен разных размеров, а также в виде включений в пирите, реже, в магнетите. Иногда отмечается, что более крупные зерна хуже окисляются в процессе бактериального выщелачивания, в то время как мелкие зерна сильно корродируются. Включения халькопирита в пирите могут оставаться свежими, но в том же зерне пирита могут окислиться нацело, о чем свидетельствуют пустоты выщелачивания.

Анализируя эти результаты, можно сделать вывод о том, что медь достаточно интенсивно выщелачивалась из халькопиритов, так как содержание меди почти во всех анализах (за исключением двух) не стехиометрично. Содержание меди в халькопиритах должно составлять 34%, а в халькопиритах, попадающих в состав тяжёлых фракций из проб, отобранных во время бактериального выщелачивания, недостаток меди составляет от 2 до 10%. Данный факт прямое свидетельство того, что практически весь халькопирит в хвостах в той или иной степени уже подвергнулся бактериальному воздействию и находится в неустойчивом состоянии.

Галенит встречается довольно часто, но в единичных зернах. В процессе бактериального выщелачивания по периферии зерен галенита развивается кайма англезита ($PbSO_4$), на которую в свою очередь осаждаются растворимые окислы меди. Химические анализы галенитов показывают, что содержание меди в этих каемках может превышать 9%. Сфалерит встречается в виде единичных зерен. Блеклые руды как теннантитового (мышьяковистого), так и тетраэдритового (сурьмянистого) состава, а также смешанные, встречаются довольно часто, но в небольших количествах. Борнит (Cu_5FeS_4), халькозин (Cu_2S), ковеллин (Cu_2S_2) часто встречаются в виде очень мелких включений в пирите, галените, в сростках с халькопиритом. По-видимому, они (за исключением борнита) формируются в процессе окисления халькопирита.

Таким образом, халькопирит (главный минерал – носитель меди) окисляется в процессе кучного бактериального выщелачивания, но постепенно. Первоначально довольно крупные зерна минерала остаются мало затронутыми окислением, тогда как мелкие включения халькопирита в пирите (главным образом) и магнетите замещаются халькозином, ковеллином и выщелачиваются, оставляя пустоты в минерале-хозяине. Медь достаточно интенсивно выщелачивается из халькопиритов в обоих слоях кучи, так как содержание меди почти во всех анализах (за исключением двух) не стехиометрично. В ходе окисления халькозин и ковеллин переходят в растворимые окислы меди, которые охотно осаждаются на зернах галенита, также часто полуокисленного и окруженного каймой англезита ($PbSO_4$).

Проведены опытно-промышленные испытания бактериального выщелачивания меди из отходов МОФ методом кучного выщелачивания. Масса кучи 5400 т, состояла из двух слоев: нижнего, массой 2800 т с содержанием меди 0,16%, и верхнего, массой 2600 т – с содержанием 0,17% меди. Минералогический анализ по средней пробе хвостов флотации, отобранной по всему пляжу хвостохранилища, приведен в табл. 34. По данным фазового анализа, представленным в табл. 35, видно, что в отобранных пробах (нижний и верхний слои) хвостов флотации практически отсутствует окисленная медь, как в свободной, так и в связанной форме. Данные химического и фазового анализов, выполненные в различных лабораториях, к сожалению, оказались весьма разноречивыми и колебались по общему количеству чистой меди в пределах от 7,3 т до 10,8 т.

На рис. 69 представлена схема цепи аппаратов опытного участка кучного бактериально-химического выщелачивания меди из хвостов флотации МОФ, в соответствии с которой на поверхность кучи насосом подаются растворы для орошения. Первоначально при смачивании материала и определении влагоемкости кучи подавались растворы технической воды, в стадии 1 – разбавленные растворы серной кис-

Таблица 34

Минералогический и вещественный состав отвальных хвостов флотации МОФ

Компоненты и минералы	Содержание, %	Компоненты и минералы	Содержание, %
Оксиды:		Минералы:	
кремния	64,42	сфалерит	0,1
алюминия	12,20	молибденит	Ед. зн.
кальция	2,05	теннантит + тетраэдрит	Ед. зн.
магния	2,35	халькозин + ковеллин + борнит	0,21
калия	4,56	гидрооксиды железа	0,3
натрия	0,44	Нерудные металлы:	
титана	0,40	кварц	40,3
марганца	0,10	гидроокслюда + глинистые минералы	23,8
фосфора	0,20	ортоклаз + альбит + микроклин	18,5
железа (II)	1,30	карбонаты (доломит + кальцит + сидерит)	2,0
железа (III)	4,50	хлорит + флогопит + смешанные минералы + биотит + барит	6,7
Минералы:		сульфаты (ангидрит + гипс + барит)	0,2
пирит	4,5		
халькопирит	0,6		
магнетит + гематит	2,8		
галенит	Ед. зн.		

лоты, а в стадии 2 – бактериальные растворы, содержащие железо- и сероокисляющие бактерии в количестве 10^{6-7} кл/мл. Растворы из-под кучи попадают в лоток, а затем в приемную емкость № 1 объемом 200 м³. При закислении материала растворы из приемной емкости перекачиваются в емкость № 1 для орошения, куда добавляется серная кислота до величины pH 1,0-1,2. После того, когда значение pH растворов из-под кучи достигает величины pH равной 2,0-2,5,

Таблица 35

Фазовый анализ исходных средних проб хвостов флотации МОФ

Слой	Окисленная медь		Сульфидная медь, минералы		Всего, %
	свободная	связанная	вторичные	первичные	
Нижний	-	0,01	-	0,15	0,16
Верхний	-	0,01		0,16	0,17



Рис. 69. Блок-схема цепи аппаратов опытного участка кучного биовыщелачивания меди из хвостов флотации МОФ.

проводится засев кучи бактериальными растворами, полученными в трех отсеках культиватора. При достижении концентрации меди до 0,4 г/л проводится цементация во вращающемся цементаторе объемом 3 м³.

На рис. 70, 71 представлены отдельные фрагменты опытного участка кучного выщелачивания хвостов флотации.

Таким образом, технология бактериального выщелачивания проводится в замкнутом цикле, основными реагентами являются: техническая серная кислота, железный скрап и минеральные соли, необходимые для культивирования микроорганизмов – $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ и K_2HPO_4 . Остальные операции (накопление биомассы ацидофильной ассоциации железоз- и сероокисляющих бактерий, интенсификация ее окислительной активности, определение эффективности цементации, опробование различных способов цементации и др.) проводятся по ходу опытно-промышленных испытаний.

При формировании была подготовлена площадка размером 90×25 м, угол откоса 45°, размер поверхности кучи 86×31 м, площадь основания тела кучи – 2250 м². В процессе биовыщелачивания меди еженедельно твердые и жидкие пробы отбирались из участков (рис. 72).

На формирование кучи отсыпано 5411 т в два слоя: нижний слой массой 2805 и верхний массой 2606 т.

По данным химического и фазового анализов, в нижнем слое содержание меди составляет 0,11% (3,1 т), в верхнем – 0,16% (4,2 т), всего количество чис-



Рис. 70. Общий вид тела кучи опытного участка бактериального кучного выщелачивания хвостов флотации.



Рис. 71. Приемная емкость и общий вид кучи хвостов флотации.

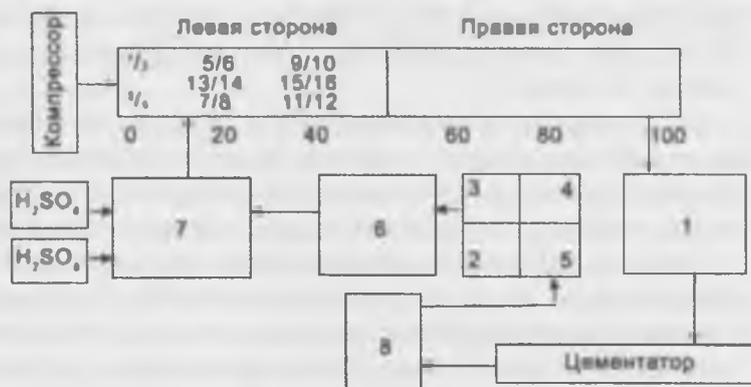


Рис. 72. Карта отбора жидких и твердых проб в процессе биовыщелачивания хвостов флотации на опытном участке АГМК.

той меди составило 7,3 т. Пробы отбирались из представительных 2 проб в процессе закладки кучи.

При проведении опытно-промышленных работ влагоемкость определяли по влажности материала кучи и объему орошаемых растворов. Как и следовало ожидать, влагоемкость составила 20% от общей массы хвостов флотации, что соответствует около 1050 м³ воды. Величина рН растворов из-под кучи в этот период равна 7,2, а величина рН технической воды колебалась от 7,17 до 8,24. Для полного смачивания материала кучи ежедневно подавалось по 100 и 200 м³ воды. Общее количество воды, использованной для смачивания, составило 1200 м³.

После проведения полного смачивания материала хвостов флотации и определения влагоемкости кучи отобраны пробы из различных участков кучи для выявления аборигенной микрофлоры. Для этого использовали питательные среды для различных физиологических групп микроорганизмов.

Особо следует отметить рост бактерий на средах 9К и Ваксмана, на средах для *Leptospirillum ferrooxidans* и *Sulfobacillus thermosulfidooxidans*. В 13-15 пробах из шестнадцати обнаруживается *A. ferrooxidans*. Максимальная концентрация клеток *A. thiooxidans* наблюдается пробе 3 (верх) и составляет $2,5 \cdot 10^3$ кл/мл. В остальных пробах титр клеток варьирует в пределах 10^1 кл/мл или отсутствует полностью. Численность *Leptospirillum ferrooxidans* незначительна, только в некоторых пробах количество клеток достигает 10^2 кл/мл. Несмотря на небольшую численность в восьми пробах обнаруживается *Sulfobacillus thermosulfidooxidans*. Примечателен тот факт, что, несмотря на высокие показатели рН проб (6,8-7,5), были выделены ацидофильные железо- и сероокисляющие бактерии, что свидетельствует о микроразнообразии микроорганизмов. Интересно отметить, что численность *L. ferrooxidans* и *S. thermosulfidooxidans* практически мало отличается, в то время как количество бактерий на других средах значительно выше, что, по-видимому, связано с влиянием щелочной среды и флотореагентов на развитие природных микроорганизмов. В связи с этим можно сделать заключение о том, что в хвостохранилище развиваются различные физиологические группы микроорганизмов, в том числе *A. ferrooxidans*, *A. thiooxidans*, *L. ferrooxidans* и *S. thermosulfidooxidans*, что свидетельствует о микроразнообразии бактерий на сульфидных минералах, в данном случае халькопирите и пирите. Высокая щелочность хвостов флотации сказывается на тиосульфатоокисляющих микроорганизмах, численность их в некоторых пробах достигает 10^{3-4} кл/мл.

Таким образом, проведенное микробиологическое обследование хвостов флотации после формирования кучи и смачивания материала свидетельствует о широком спектре геохимически активных микроорганизмов, что объясняется наличием достаточных количеств необходимых соединений для их развития.

После смачивания материала начата стадия закисления кучи серно-кислотными растворами. Поскольку при закислении материала кучи происходит разложение карбонатов под действием подаваемого раствора серной кислоты, образование нерастворимого сульфата кальция (гипса), одновременно с этим процессом растворение минералов, содержащих окисленную медь, с образованием в растворе растворимого сульфата меди, закисление согласно технологическому регламенту проводили раз-

бавленными растворами серной кислоты с рН не ниже 2,5-3,0. Только после достижения величины рН продуктивных растворов ниже 4,5 растворы орошения подкисляли до величины рН 1,0-1,2.

За кислению кучи осуществляли следующим образом: на сформированную кучу, состоящую из 5400 т уложенного материала хвостов и 1050 м³ воды, используемой для смачивания материала, подавали закисляющий раствор из емкости № 1 для орошения. В эту емкость закачивали 200 м³ воды и вводили техническую серную кислоту до значений рН раствора 1,0-1,2. Полученный таким образом раствор через оросительную систему поступал на кучу со скоростью 20 м³/ч (10 л/ч·м²). Поступающий раствор постепенно вытеснял воду, удерживаемую материалом хвостов, которая вследствие этого накапливалась в приемной емкости № 4. В дальнейшем циркуляция раствора осуществлялась без введения дополнительных порций воды, за исключением корректировки общего объема раствора (1-3 м³ в сутки). В процессе закисления кучи отбирались каждую смену растворы из-под кучи в отмеченных точках на расстоянии 20 м, всего 6 точек. В этих образцах проводили замеры рН, различных форм железа и меди. Закисление материала кучи происходило неравномерно: рН растворов, отобранных из различных точек, отличается на 2,0-2,5 ед. рН. Так, через 42 дня закисления рН раствора из точки 0 был равен 2,1, в то время как рН раствора из точки 100 – 4,6. Однако общая тенденция снижения значения рН растворов из всех исследуемых точек лотка сохранялась на протяжении всего закисления (рис. 73).

В процессе закисления неоднократно проводилось микробиологическое обследование кучи, в процессе которого отбирались пробы из различных участков, как с поверхности, так и на глубине 1,0 м. Микробиологический контроль проводили на трех средах: среде 9К, Ваксмана и среде для *T. denitrificans*. Численность

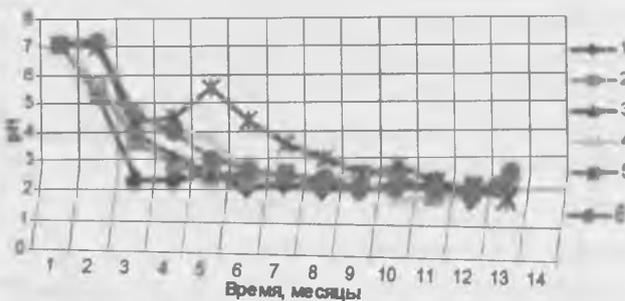


Рис. 73. Изменение рН продуктивных растворов из-под кучи в процессе бактериального выщелачивания меди из хвостов флотации МОФ. 1 — точка 0, 2 — 20 м, 3 — 40 м; 4 — 60 м; 5 — 80 м; 6 — 100 м.

ацидофильных микроорганизмов *A. ferrooxidans* и *A. thiooxidans* при постепенном закислении кучи обратно пропорционально увеличивается и достигает при рН растворов, равном 4,3, 10^{5-6} кл/г, по *A. ferrooxidans*, и 10^{3-4} кл/г, по *A. thiooxidans*. Что касается нейтральных микроорганизмов, растущих на среде с тиосульфатом, *T. denitrificans*, то здесь наблюдается обратная картина, что и следовало ожидать. Количество клеток *T. denitrificans* при закислении кучи снижается от 10^{3-4} кл/г до 10^{1-2} кл/г, т.е. на 2 порядка. Следует подчеркнуть, в данном случае речь идет о естественной микрофлоре хвостов флотации и развитии геохимически активных микроорганизмов в процессе серно-кислотного закисления.

Кроме микробиологического контроля, на протяжении всей стадии закисления кучи ежедневно, причем несколько раз в день, проводилось определение concentra-

ций различных форм железа и меди. На рис. 74, 75 представлены данные по изменению концентраций железа и меди в процессе как закисления, так и биовыщелачивания. Как явствует из кривых по концентрации железа, количество железа за период закисления достигает 0,8-1,6 г/л, а концентрация меди – 80-250 мг/л. На рис. 76 представлены данные по содержанию различных форм железа, которые являются индикатором биологического окисления сульфидов в процессе биовыщелачивания.

При проведении опытно-промышленных испытаний кучного бактериально-химического выщелачивания хвостов флотации стадию закисления считали завершенной, когда величина pH растворов из всех наблюдаемых точек была ниже 3,0, концентрация общего железа в среднем составляла около 1,5 г/л, а меди – около 150-200 мг/л. При этих показателях стадия закисления была завершена через 38 дней. Вследствие этого, экспериментальная куча, сформированная из хвостов флотации, была готова к биовыщелачиванию через 56 дней после формирования кучи и начала ее смачивания.

Ацидофильную ассоциацию геохимически активных микроорганизмов А-7-10, выделенную из отвала сульфидных руд А-7, культивировали в лабораторных условиях на среде 9К на качалке (180 об/мин) при температуре 30°C в качалочных колбах объемом 500 мл. На рис. 77 представлена ацидофильная ассоциация геохимически активных микроорганизмов А-7-10 на среде 9К.

Получив посевной материал в объеме 5 л, дальнейшее культивирование бактерий проводили в лабораторных условиях при комнатной температуре в 20-литровых баллонах с азированием с помощью микрокомпрессоров, а затем в 50-литровых

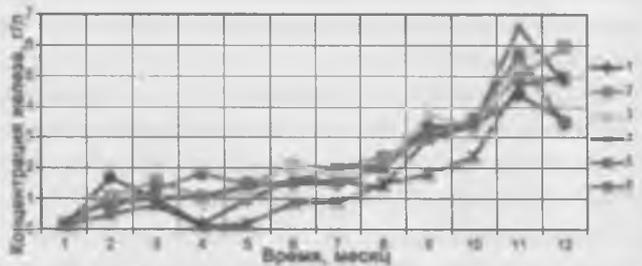


Рис. 74. Изменение концентрации железа в продуктивных растворах из-под кучи в процессе бактериального выщелачивания меди из хвостов флотации МОФ. Усл. обозн. см. на рис. 73.

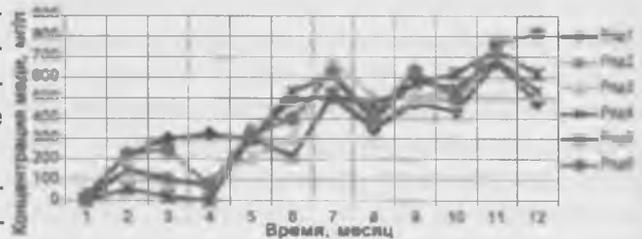


Рис. 75. Изменение концентрации меди в продуктивных растворах из-под кучи в процессе бактериального выщелачивания меди из хвостов флотации МОФ. Усл. обозн. см. на рис. 73.

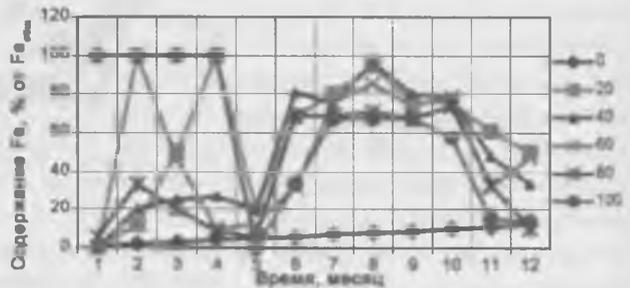


Рис. 76. Содержание оксидного железа (% от $Fe_{общ}$) в продуктивных растворах из-под кучи. Усл. обозн. см. на рис. 73.

баллонах. Сокращенную питательную среду 9К (соли железа, аммония и фосфата) готовили в изолированном отсеке культиватора в объеме 50 м^3 с pH раствора 2,5. Удельный расход реагентов, необходимых для приготовления среды культивирования для ацидофильной ассоциации А-7-10 для выращивания бактерий представлен в табл. 36.

Подготовленный бактериальный раствор (100 л) переносили в соседний отсек культиватора и добавляли равное количество среды. Подготовку биомассы начинали параллельно с закислением кучи за 20-30 сут до ожидаемого конца закисления (ориентировочно после того, как величина pH продуктивных растворов в приемнике снизится до 3,5).

Культивирование железо- и сероокисляющей ассоциации проводили при постоянном аэрировании и температуре $20-30^\circ\text{C}$, ежедневно определяли численность бактерий и количество двух- и трехвалентного железа, по которому судили об активности и росте культуры. Критерием завершения культивирования является 80%-ное содержание трехвалентного железа от общего его количества. Эта стадия продолжается около 2-3 суток. Затем в этот же культиватор загружают $0,4 \text{ м}^3$ свежей среды 9К, а после окисления 80% железа в культиватор добавляют $0,8 \text{ м}^3$ свежей питательной среды 9К и так далее.

Наработка биомассы крупнотоннажного культивирования ацидофильной ассоциации бактерий представлена на рис. 78. После 20 суток культивирования 45 м^3 готового бактериального раствора перекачивали по трем объединенным отсекам культиватора (общий объем 150 м^3), в котором предварительно подготавливали 105 м^3 сокращенной питательной среды 9К. Культивирование бактерий в 3 отсеках культиватора проводили при тех же условиях аэрации. В изолированном отсеке культиватора после его освобождения готовили новую порцию среды в объеме 30 м^3 и добавляли 10 м^3 культуры и дополнительно 100 кг медьсодержащего сульфидного концентрата для консервации культуры специально разработанным мето-



Рис. 77. Ацидофильная ассоциация геохимически активных микроорганизмов А-7-10 на среде 9К. Метиленовый синий. Увел. 10×100 . Размер клеток $0,3-0,4 \times 1,0-1,2 \text{ мкм}$.

Таблица 36

Расход реагентов

Реагент	Количество
Вода, м^3	120,0
Серная кислота (с удельным весом $1,84 \text{ кг/дм}^3$), кг/м^3	1,0
Сульфат железа $\text{FeSO}_4 \times 7 \text{ H}_2\text{O}$, кг/м^3	4,5
Сульфат аммония $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, кг/м^3	0,3
Фосфат калия K_2HPO_4 , кг/м^3	0,3

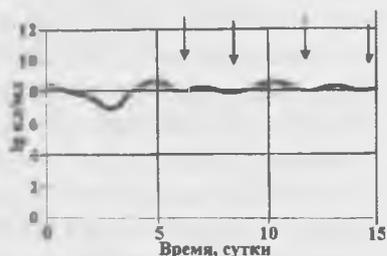


Рис. 78. Нарработка биомассы ацидофильной ассоциации бактерий для крупнотоннажного культивирования. Стрелками показано время удвоения объема раствора культивирования бактерий.

дом. Эта операция предусмотрена для получения биомассы бактерий, необходимой в экстренных случаях и непредвиденных обстоятельствах.

Таким образом, за две недели получено 150 м^3 бактериального раствора с содержанием 10^7 кл/мл среды с высокой окислительной активностью. Данный способ ускоренного получения биомассы несколько отличается от предложенной ранее методики получения промышленной культуры, поскольку был отработан в процессе подготовки культуры геохимически активных микроорганизмов в лабораторных условиях и впервые был использован на практике.

Полученная биомасса ацидофильной ассоциации железо- и сероокисляющих бактерий подавалась на орошение кучи в заданном режиме. В этот период концентрация меди в растворе составляла 250-300 мг/л, что свидетельствовало о низком содержании свободной и связанной меди в исходных хвостах флотации.

При достижении концентрации меди в продуктивных растворах до 450-500 мг/л была проведена цементация меди из продуктивных растворов на железном скрапе в смонтированном цементаторе. В процессе биовыщелачивания меди из хвостов флотации наблюдалось повышение концентрации как меди, так и железа в продуктивных растворах, что свидетельствовало об окислении сульфидных минералов – пирита и халькопирита, которые являются основными сульфидными минералами хвостов флотации. Данные фазового анализа также подтверждают окисление халькопирита и пирита, следствием чего являлось образование вторичных минералов, а также связанной и свободной форм меди. Процент цементации меди на железном скрапе увеличивается от 22% до 57% в зависимости от доступа воздуха, pH, концентрации трехвалентного железа и перемешивания. При одном цикле орошения кучи 200 м^3 кислых растворов с pH 1,5-2,0 и паузой 3 сут концентрация меди в продуктивных растворах заметно снизилась до 0,2-0,3 г/л. В связи с этим внесены коррективы в технологический регламент и дальнейшее выщелачивание проводили при паузе 2 сут. Количество извлеченной меди по продуктивным растворам составило около 1020 кг, а по цементной меди, полученной различными способами цементации, – 62 кг.

В зимний период количество бактерий в куче несколько снизилось, особенно заметно в культиваторах, где численность бактерий не превышала 10^4 кл/мл. В твердых пробах хвостов флотации численность бактерий колебалась от 10^2 до 10^5 кл/г для *A. ferrooxidans*, от 10^1 до 10^4 кл/г для *A. thiooxidans* и от 10^1 до 10^4 кл/г для *T. denitrificans*. При снижении температуры воздуха до -10 - 5°C температура хвостов в куче составляла $+6$ - 11°C , а в культиваторах $+2$ - 5 , что в значительной степени сказалось на численности бактерий. Несмотря на низкую температуру, следует отметить, что окислительно-восстановительные реакции в куче снижались, но не останавливались, куча не промерзала, о чем свидетельствует достаточно высокая для зимнего периода температура в теле кучи. Микробиологический контроль, проводимый в этот период, показал, что наиболее устойчивыми к низкой температуре являются сероокисляющие бактерии *A. thiooxidans*, численность которых в зимнее время приравнивалась к численности железоокисляющих бактерий. Полученные данные показывают, что, несмотря на низкую температуру, процессы бактериального выщелачивания могут быть проведены в нашем регионе и в зимний период, что объясняется, с одной стороны, кислотностью процесса, с другой, – устойчивостью геохимически активных микроорганизмов к низким температурам.

В весенний период проведения опытно-промышленных испытаний биовыщелачивания хвостов флотации наблюдается значительное повышение как концентрации меди и железа в продуктивных растворах, так и увеличение численности геохимически активных микроорганизмов в куче и растворах.

На рис. 79 представлена концентрация меди в процессе проведения опытно-промышленных испытаний по кучному выщелачиванию меди из хвостов флотации МОФ АГМК. Как видно из кривой рисунка, наблюдается постепенное повышение концентрации меди от 0 до 850 мг/л. Отметим, что при анализе жидких проб, отобранных из различных точек у подножия кучи, концентрация меди достигает до 1 г/л и более, что свидетельствует о неравномерном выщелачивании меди в различных участках кучи.

На рис. 80 представлена динамика окисления первичных сульфидных минералов меди – халькопирита в процессе бактериального выщелачивания меди из хвостов флотации на опытном участке кучного выщелачивания. Определено, что развитие геохимически активных микроорганизмов зависит от величины pH материала кучи, времени года и состава растворов орошения.

Численность жизнеспособных клеток тионовых бактерий в куче в процессе проведения опытно-промышленных испытаний по переработке хвостов флотации МОФ АГМК приведена на рис. 81. Однако при анализе данных по изменению численности бактерий и работе культиватора следует отметить, что в процессе бактериального выщелачивания наблюдалось снижение как численности бактерий, так и их окислительной активности (окисление железа происходило в течение 3-5 дней), что обусловлено отсутствием азота в культиваторе. Перемешивание бактериального раствора с использованием насосов не может заменить перемешивание воздухом от компрессора. Более того, при перемешивании жидкости насосом наблюдается подавление роста бактерий, что приводит к лизиису бактериальных

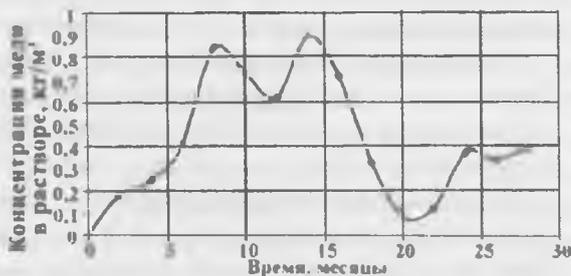


Рис. 79. Концентрация меди в продуктивных растворах в процессе бактериального выщелачивания хвостов флотации МОФ.

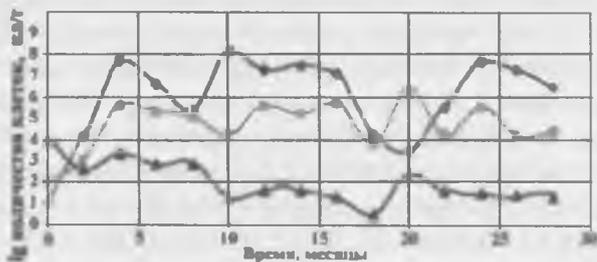


Рис. 80. Численность жизнеспособных клеток тионовых бактерий в куче.



Рис. 81. Окисление первичных сульфидных минералов меди при бактериальном выщелачивании.

клеток и, соответственно, к резкому снижению окислительной активности по железу. В этом случае орошение кучи проводилось бактериальными растворами с высоким содержанием двухвалентного железа, что в итоге привело к снижению окисления сульфидных минералов и подтверждается увеличением трехвалентного железа в продуктивных растворах из-под кучи. Увеличение трехвалентного железа в продуктивных растворах свидетельствует о том, что железобактерии, находящиеся в материале кучи, с большей активностью окисляют подаваемое в растворах орошения двухвалентное железо, чем пирит или халькопирит хвостов флотации. Одним из объективных способов оценки окислительной активности геохимически микроорганизмов является состав продуктивных растворов, в частности соотношение концентрации двух- и трехвалентного железа.

Динамика окисления первичных сульфидных минералов меди при бактериальном выщелачивании хвостов флотации МОФ приведена на рис. 81.

В результате опытно-промышленных испытаний всего цементацией на железном скрапе в системе цементационных установок, собранной по ходу проведения биовыщелачивания, было получено 5080 кг цементной меди, в которой чистой меди содержалось 1803,26 кг.

Анализ опытно-промышленных испытаний биотехнологии переработки хвостов флотации. Несмотря на трудности по цементации, было извлечено 1803,26 кг меди из различных образцов цементной меди, полученных по мере проведения цементации на железном скрапе. Если прибавить к этому количеству содержание меди, находящееся в продуктивных растворах, то получится количество выщелоченной меди более 30%. В целом, проведенные опытно-промышленные испытания биовыщелачивания хвостов флотации имеют позитивные стороны.

Опытно-промышленные испытания по бактериально-химическому выщелачиванию меди из хвостов флотации МОФ методом кучного выщелачивания проводились впервые. Ранее проведенные исследования по использованию микроорганизмов для переработки хвостов флотации, включая и полупромышленные испытания на пилотной установке ООФ касались больше фильтрационного выщелачивания или выщелачивания в перколяторах. В связи с этим, учитывая измельченность и сыпучесть материала, подготовка регламента и проектирование участка представляли определенную сложность. Более того, необходимо было предусмотреть азирование кучи, которое крайне необходимо в процессах бактериально-химического выщелачивания, без которого интенсивность процесса биовыщелачивания, как правило, достаточно снижена.

Анализируя полученные данные опытно-промышленных испытаний биотехнологии по переработке хвостов флотации, хотелось бы сконцентрировать внимание на следующих факторах.

Сырье. Для данного испытания использовалась проба хвостов основной флотации МОФ, содержащая практически всю медь в виде первичных сульфидов. По данным фазового анализа из 0,16% меди на первичные сульфиды приходилось 0,15%, т. е. 88-94% от общего содержания меди. Данная проба резко отличалась от пробы хвостов МОФ, используемой в предыдущих испытаниях на Опытной обогатительной фабрике (ООФ), в последней содержание окисленных форм меди составляло около

30% от общего. Подтверждением разности испытанных проб по соотношению различных форм меди являются результаты по выщелачиванию меди в раствор при операции закисления. Если в испытаниях на ООФ при закислении материала кучи слабыми растворами серной кислоты в продуктивных оборотных растворах наблюдалось увеличение содержания меди до 1,5 г/л и выше (максимум 3,0 г/л) при практическом отсутствии в этих растворах железа, то в данных испытаниях после закисления кучи содержание меди в оборотных растворах составляло в среднем 150 мг/л, а железа около 1 г/л. В результате, то количество меди, которое планировалось получить (выщелочить) при закислении кучи по регламенту (чисто химическое выщелачивание) получено не было. С уверенностью можно утверждать, что медь в продуктивные растворы при последующих операциях во время испытаний выщелачивалась под действием или самих бактерий, или их метаболитов, к которым относятся и ионы оксидного железа. Контрольная проверка в лабораторных условиях по чисто химическому выщелачиванию меди из хвостов данной пробы серно-кислотными растворами с pH 1,0 показала, что без засева материала хвостов ассоциацией автотрофных бактерий выщелачивание меди в течение 60 суток не происходит, и содержание Cu^{2+} в продуктивных растворах не превышает 0,2 г/л. В дальнейшем медь начинает накапливаться в оборотных растворах, но это увеличение связано с развитием естественной микрофлоры самих хвостов и увеличением численности бактерий до 10^4 - 10^5 кл/г (определение по среде 9К j) в процессе выщелачивания. Предварительная стерилизация хвостов этиловым спиртом (смешивание материалов хвостов со спиртом при соотношении Т:Ж = 1: 1, выдержка полученной пульпы 3 сут и последующая отгонка спирта при t 80-90°C в сушильном шкафу) и серно-кислотного оборотного раствора в автоклаве приводит к тому, что полностью подавляется естественная микрофлора хвостов и медь в продуктивных растворах так и остается на уровне 0,15-0,20 г/л. Рассматривая вопросы, связанные с накоплением меди в продуктивных растворах, необходимо отметить факт взаимосвязи между содержанием меди в продуктивных растворах и дальнейшим окислением первичных сульфидов меди. После достижения концентрации меди 0,5-0,6 г/л дальнейшее окисление сульфидов меди угнеталось, в то же время, несмотря на то, что часть меди выводилась в виде «цементной меди», концентрация меди в оборотных растворах практически не менялась. Даже убрав из этих растворов по разным подсчетам от 1 т до 2 т меди, получались продуктивные растворы с тем же содержанием ионов Cu^{2+} , т.е. любое извлечение меди из растворов приводило к дальнейшему окислению сульфидов меди. Таким образом, на основании вышеизложенного можно утверждать, что степень выщелачивания меди из хвостов флотации определяется двумя основными факторами:

временем, так как чисто биологическое выщелачивание каких-либо элементов, в т. ч. и меди, кучным методом – процесс длительный. Извлечение практически только за 1 год функционирования кучи составило 27-35% (по содержанию меди в продуктивных растворах);

содержанием меди в продуктивных растворах, по достижении концентрации меди 0,5-0,6 г/л дальнейшее окисление сульфидов меди замедляется.

Создание кучи. Опытные-промышленные испытания показали, что проведение кучного выщелачивания меди из хвостов в разработанном режиме позволяет создать ус-

тойчивое «тело» кучи, которое, несмотря на мелкодисперсный состав материала хвостов флотации, позволило на протяжении 1,5 лет вести процессы биовыщелачивания и извлечь определенное количество меди. Показана принципиальная возможность использования кучного бактериального выщелачивания для переработки хвостов флотации медно-обогатительных фабрик, что было достигнуто разработкой оригинальной технологии при закислении кучи, которая позволила создать устойчивый массив основного тела кучи за счет образования сульфата кальция при сохранении достаточно высокой и устойчивой скорости просачивания. Это является одним из явных достижений, которое подтверждается также получением Патента № 02800 Республики Узбекистан «Способ переработки хвостов медно-обогатительных фабрик».

Как показали проведенные испытания, хвосты флотации после закисления образуют однородную массу, через которую происходит достаточно устойчивая фильтрация подаваемых на кучу растворов. Само тело кучи не размывается под дождем или снегом. При значительных паузах в подаче растворов орошения по технологическим причинам, фильтрующая способность материала резко снижается, но имеет тенденцию к постепенному восстановлению этой способности при возобновлении подачи растворов или под действием природных осадков. Основной причиной некоторого «размывания» тела кучи явилась закладка в основание кучи труб для аэрации хвостов флотации, которые так и не были использованы по назначению. Само расположение этих труб по направлению движения растворов из-под кучи привело к тому, что в этих участках наблюдался постоянный вынос части материала – образовались своего рода овраги. Но отметим, что в верхней части кучи каких-либо провалов не возникало.

В дальнейшем следует отказаться от каких-либо коммуникаций в нижнем слое кучи, к тому же возможность продавливания воздуха при значительных высотах кучи через все тело кучи представляется мало вероятной и может привести к его разрушению. Исходя из визуальных наблюдений во время испытаний, на наш взгляд, возможно создание в теле кучи, после операций окисления и засева бактериальной ассоциацией, целой системы вентиляционных скважин. Скважины должны буриться уже в устоявшемся теле кучи. Скважины не осыпаются и могут сохраняться как угодно долго, к тому же в них могут быть пластмассовые трубы любой толщины, предварительно перфорированные отверстиями заданного диаметра. Через эти же скважины могут подаваться и растворы орошения в нижележащие слои кучи через отдельную систему орошения и с определенной скоростью, зависящей от диаметра скважины. Создание такой системы скважин позволит во многом решить проблему аэрации кучи, так как во время пауз между орошениями через них будет поступать воздух естественным путем, в результате чего повысится как развитие железо- и сероокисляющей ассоциации бактерий, так и активность бактериальных клеток. Для получения более эффективного оттока растворов из-под кучи необходимо предусматривать создание подложки, имеющей уклон в разные стороны от повышенной центральной части. Создание такой системы позволит задействовать приемные лотки со всех сторон, не только с одной стороны, как предусматривалось в проведенных опытно-промышленных испытаниях. В свою очередь, отток продуктивных растворов из-под кучи в разные стороны позволит создать лучшие гидротехнические условия

в нижнем слое кучи и снизить количество материала в мертвой зоне кучи. Во время испытаний было обнаружено нежелательное явление сильного испарения воды из продуктивных растворов в нижнем слое кучи со стороны приемного лотка (в летний период). В результате испарения на поверхности материала хвостов в этом месте обнаруживалось выпадение в осадок различных окрашенных соединений железа и меди, накапливающихся по мере эксплуатации кучи. Хотя после выпадения естественных осадков визуально эти новообразования исчезали, неизвестно в какие продукты попадали составляющие их элементы. Необходимо предусмотреть в дальнейшем перекрытие слоя, из которого поступают потоки продуктивного раствора, полимерной пленкой, желательной не черного цвета, что позволит исключить выпадение в осадок каких-либо соединений меди и железа. Кроме того, возможен вариант покрытия всех откосов кучи такой пленкой, особенно при зимней эксплуатации кучи, в результате чего куча в этот период будет более равномерно прогреваться за счет идущих бактериальных процессов окисления сульфидных минералов.

Орошение кучи. Система орошения, применяемая при кучном выщелачивании, т. е. подача в верхнюю часть кучи оборотных растворов, использованная в данных испытаниях, оказалась не совсем удачной. Один общий коллектор, с которым были связаны все трубы подачи раствора, не обеспечивал равномерное смачивание всей поверхности кучи. По-видимому, более правильным будет способ подачи растворов через несколько коллекторов, когда каждый коллектор будет обслуживаться отдельными насосами. Возможным вариантом подачи оборотных растворов может стать создание промежуточной буферной емкости, расположенной выше верхнего слоя кучи, в которую раствор подается насосом из бассейна для орошения до заданного объема, а подача раствора непосредственно на кучу проходит через отходящие трубы самотеком. Поддерживая заданный объем раствора в буферной емкости, можно добиться одинакового давления в питающих трубках, что приведет к равномерности подачи раствора на орошение. Проведенные испытания показали необходимость регулярной промывки трубок от выпадающих солей. Промывка должна осуществляться один-два раза в месяц путем подачи на кучу оборотного раствора, предварительно закисленного до $\text{pH} = 1,0$, через всю систему трубок. Такое разовое закисление оборотных растворов не угнетает рост используемых бактерий. Для аварийных ситуаций, когда поступление растворов в верхнюю часть кучи превышает фильтрующую способность материала хвостов, необходимо создание нескольких борозд (каналов) глубиной 10-15 см по всей протяженности кучи в центре и по краям верхнего уровня кучи, в которые и должен поступать избыток раствора.

Культивирование бактерий. Использованная при испытаниях ацидофильная ассоциация геохимически активных микроорганизмов состоит из бактерий, нуждающихся в обязательном поступлении кислорода в раствор для своего роста в культиваторах, т.е. аэробов. Кислород используется для окисления железа и других восстановленных соединений бактериальными клетками с помощью своих ферментативных систем, в результате чего клетки получают необходимую для жизнедеятельности энергию, а в растворе накапливаются ионы Fe^{3+} и органические внеклеточные метаболиты. Таким образом, обязательным условием реализации технологии является аэрация воздухом культиваторов, где должно осуществляться окисление Fe^{2+} в Fe^{3+} .

При получении бактериальной ассоциации в крупнотоннажном варианте такая аэрация проводилась от компрессора, в результате чего в короткий срок было наработано 150 м³ бактериального раствора с необходимым соотношением Fe²⁺ и Fe³⁺, которым и осуществляли засев кучи. В дальнейшем из-за технических причин необходимо осуществлять аэрацию ферментеров за счет принудительной циркуляции раствора погружным насосом по схеме: культиватор – насос – культиватор. В процессе испытаний обнаружилась неэффективность данной схемы, связанная с тем, что хотя насыщение бактериального раствора кислородом происходило интенсивно, но наблюдалась массовая гибель бактериальных клеток, по-видимому, из-за больших перепадов давления в улите насоса. При этом отмечалось резкое снижение скорости окисления железа и раствор из емкости орошения подавался на кучу с большим содержанием ионов Fe²⁺. В свою очередь, поступление такого раствора на кучу приводило к тому, что бактериальные клетки, находящиеся в самой куче, переключались с окисления сульфидных минералов хвостов на окисление Fe²⁺ и продуктивный раствор из-под кучи обогащался ионами Fe³⁺. Мало того, что при этом снижалась скорость бактериального окисления сульфидов, но низкое содержание оксидного железа в растворе орошения приводило к снижению и химического окисления сульфидов за счет малой концентрации такого сильного окислителя как Fe³⁺ и одновременно приводило к трудностям операции цементации меди на железным скрапе. Все эти факты говорят об обязательном аэрировании культиваторов воздухом от компрессора, а не насосом. При этом само аэрирование может производиться и маломощным компрессором, так как аэрируется раствор, а не пульпа.

Можно утверждать, что операции по крупнотоннажной наработке бактериальной ассоциации и засеву материала хвостов этой ассоциацией были проведены успешно, но дальнейшее окисление сульфидных минералов (как бактериальное, так и косвенное) в силу вышеуказанных причин происходило с более низкой скоростью, чем ожидалось.

Подтвердилась возможность проведения выщелачивания меди и в зимний период – материал кучи не промерзал, температура внутри кучи не опускалась ниже 10°C. Для более точного определения температуры внутри кучи необходимо предусмотреть использование датчиков температуры, заложенных в само тело кучи. Растворы, поступающие на орошение, из-за своей высокой минерализации не замерзали в системе орошения. Таким образом, в случае или принудительного подогрева зимой ферментеров за счет змеевиков и/или подаче теплого воздуха, или использования в качестве культиватора дополнительной кучи появляется реальная возможность функционирования кучи зимой.

Продуктивные растворы. По мере осуществления технологии кучного бактериального выщелачивания меди из хвостов флотации и многократного орошения материала хвостов наблюдается повышение минерализации таких растворов. Наряду с медью и железом, в растворах накапливаются ионы многих элементов. Так, по данным аналитических лабораторий Государственной пробирной палаты Республики Узбекистан, содержание, г/л: Al – около 2, Mg ≈ 3,5; Ca ≈ 0,5; Si ≈ 0,2; Mn ≈ 0,7; Zn ≈ 0,17. Обнаруживается, мг/л: 5 – Li; 22 – Na; 1,2 – Sc; 0,4 – Ti; 3,5 – V и Cr; 7 – Co; 10 – Ni; 5 – Y; 0,5 – Cd; 0,02 – In; 0,14 – Te; 2,5 – La; 7,5 – Ce; 0,9 – Pr; 4,2 – Nd; 1,1 – Sm;

0,2 – Eu; 1,4 – Gd; 0,2 – Tb; 1,0 – Dy; 0,2 – Ho; 0,5 – Er; 0,5 – Yb; 0,07 – Lu; 0,01 – Hf; 1 – U. В растворах обнаружилось до 1 мг/л Au, до 2 мг/л Re (разовый результат), до 2 мг/л Ag. Все эти данные свидетельствуют о глубоких изменениях материала хвостов (разложении соединений) в процессе бактериального воздействия на компоненты хвостов. С большой долей вероятности можно говорить именно о бактериальном, прямом или косвенном воздействии на процессы перевода (выщелачивания) элементов в раствор. Ни о каком чисто серно-кислотном выщелачивании не может быть и речи, так как операции выщелачивания проводились при значениях pH 2,0, а расход H_2SO_4 за время испытаний на 5400 т хвостов не превысил 100 т на момент анализа растворов. Обнаружение в продуктивных растворах такого широкого спектра элементов говорит о значительном воздействии бактерий и самой среды культивирования бактерий на процессы окисления и перевода элементов в раствор. Увеличение времени выщелачивания при сохранении технологических параметров оборотных растворов (в первую очередь, необходимого соотношения Fe^{3+}/Fe^{2+}) позволит получать растворы с еще более значимыми содержаниями ценных компонентов. Возможность извлечения из растворов сопутствующих меди элементов, особенно редкоземельных (РЗЭ), позволит резко улучшить экономические показатели процесса в целом.

Касаясь вопросов, связанных с извлечением элементов из растворов, необходимо подчеркнуть особенности бактериальных растворов (к бактериальным относятся все оборотные продуктивные растворы), которые заставляют искать новые подходы в определении концентраций меди и сопутствующих ей элементов. Присутствие в растворах органических соединений как в составе живых клеток, так и в составе внеклеточных метаболитов (белки, жиры, пептиды, органические кислоты и т. д.), а также большого количества железа (как закисного, так и окисного), склонность окисного железа и алюминия образовывать осадки гидрооксидов при осуществлении тех или иных операций, наличие в растворах значимых количеств кальция и кремния – делает эти растворы очень непростыми для операций извлечения из них ценных компонентов. Из всех испытанных схем цементации (осаждение меди в цементаторах горизонтального и вертикального типов, в конусном цементаторе, в лотках, с погружением скрапа в сетках непосредственно в емкости) наиболее приемлемыми оказались две: осаждение меди в лотках и осаждение меди в цементаторе вертикального типа с доосаждением меди в ваннах. При доработке этих схем (способ извлечения меди из лотков и/или перемешивания железного скрапа в цементаторе) возможно достичь уровня 50-80% извлечения меди из продуктивных растворов, что позволит существенно увеличить скорость бактериального выщелачивания меди из хвостов по всей технологической цепочке. Альтернативным методом извлечения меди из продуктивных растворов может стать метод сорбции меди на смоле, в частности S-930. На данном этапе исследований выяснено, что извлечение меди из самих продуктивных растворов на смолу затруднено и не достигается технологически приемлемого уровня. Вследствие этого требуется предварительная подготовка растворов перед операцией сорбции за счет повышения pH до 4,0 и отделения образовавшихся осадков гидрооксидов Fe^{3+} и Al^{3+} (с накоплением в них ряда ценных компонентов). Сорбция меди из подготовленных таким образом растворов происходит успешно, а имеющееся в растворе Fe^{2+} при проведении экспериментов в режиме «сорбция в пульпе» на смолу не сорбируется.

Описание технологического процесса биоокисления

Технологическая схема процесса биоокисления (рис. 82) (Никерк, Оливиер, 2014). Флотационный сульфидный концентрат с участка флотации завода подается насосами в резервуар сырья биоокисления. Флотационный концентрат предварительно сгущается до плотности минимум 50% твердого, чтобы минимизировать перенос флотационных реагентов в реакторы биоокисления. Минимальная концентрация сульфидной серы приблизительно 6% обычно требуется для обеспечения адекватной активности бактерий во время стадии биологического окисления.

Контур доизмельчения может быть включен в общий контур перед резервуаром сырья биоокисления, особенно когда часть концентрата производится с помощью скоростной флотации. Концентрат питания биоокисления обычно измельчается до 80% <75 мкм, при минимуме частиц с диаметром > 150 мкм. Увеличение крупности измельчения снижает скорость окисления сульфидов и приводит в результате к снижению общего окисления в течение равных периодов обработки биоокисления. Тонкое измельчение до 80% <20 мкм увеличивает скорость окисления сульфидов, но может негативно повлиять на последующие процессы, например, увеличить необходимую площадь осаждения или вязкость пульпы.

Установка биологического окисления обычно состоит из шести равноразмерных реакторов, скомпонованных из трех первичных реакторов, работающих параллельно, затем трех вторичных реакторов, работающих последовательно. Флотоконцентрат из резервуара сырья разбавляется до 20% твердого по массе перед подачей в первичные реакторы биоокисления. Рабочее содержание твердого в пульпе главным образом определяется в соответствии с технологической потребностью массообмена кислорода. В случаях низкой концентрации сульфидной серы можно эксплуатировать реакторы при более высокой концентрации твердого.

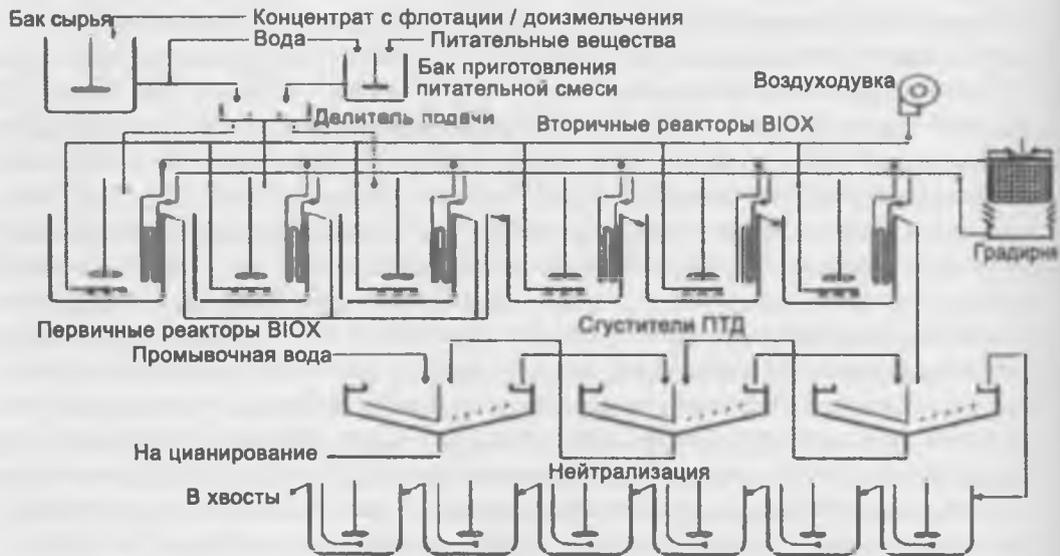


Рис. 82. Типичная технологическая схема биовыщелачивания.

Время пребывания пульпы в реакторах биоокисления обычно 4-6 сут в зависимости от достигаемой степени окисления, которое зависит от содержания сульфидной серы и минералогического состава флотоконцентрата. Обычно половина времени выдержки проводится в первичных реакторах для обеспечения того, чтобы достичь устойчивого роста бактериальной популяции и предотвратить вымывание бактерий. Как только будет установлена стабильная популяция бактерий, допускается более короткое время выдержки во вторичных реакторах, где завершается окисление сульфидов.

Питательные вещества в форме солей азота, фосфора и калия также добавляются в первичные реакторы для стимуляции роста бактерий. Стандартные нормы добавления питательных веществ, определенные Gold Fields Ltd, указаны в табл. 37. Небольшие концентрации питательных элементов зачастую присутствуют во флотоконцентрате, и это дает возможность уменьшить нормы добавления питательных веществ, как только будет достигнута стабильная работа установки (Оливиер и др., 2000).

Таблица 37

Стандартная норма добавления питательных веществ и их источники

Ингредиент	Добавление, кг/т	Источник
Азот	1,7	Сульфат аммония, соли и мочевины аммония
Фосфор	0,9	Аммония фосфат и фосфорная кислота
Калий	0,3	Калия сульфат, соли гидрооксида и фосфата

Смешанная культура мезофильных бактерий, используемая в процессе биоокисления, может работать при температуре от 30 до 45°C. Температура пульпы в промышленных реакторах контролируется между 40 и 45°C. Эта температура позволяет достичь максимальных скоростей окисления сульфидов при минимизировании потребности охлаждения. Окисление сульфидных минералов – экзотермический процесс, и реакторы должны непрерывно охлаждаться холодной водой, циркулирующей по охлаждающим змеевикам, установленным в реакторах. Испарительные градирни используются для удаления тепла из охлаждающей воды.

Обычно во флотационном концентрате требуется содержание карбонатов минимум 2% для обеспечения достаточного количества CO₂, для стимуляции роста клеток бактерий. Если карбонаты отсутствуют, то в первичные реакторы необходимо добавлять известняк в качестве источника углерода для производства клеток.

Воздух низкого давления подается в реакторы биоокисления для обеспечения кислородом, необходимым для реакции окисления. Чрезвычайно важно, чтобы концентрация растворенного кислорода в пульпе всегда поддерживалась на уровне > 2 мг/л. Подача и дисперсия воздуха – один из основных компонентов капитальных и эксплуатационных расходов промышленного предприятия биологического окисления.

Окисление пирита выделяет кислоту, в то время как окисление арсенопирита и пирротина и разложение карбонатных минералов поглощает кислоту. Известняк и серная кислота используются для контроля pH в реакторах биоокисления в пределах оптимального диапазона 1,2-1,8.

Продукт биоокисления содержит высокие концентрации растворенных ионов и должен промываться в трехстадийном контуре противоточной декантации (ПТД) пе-

ред цианированием. Промытый продукт биоокисления обычно содержит меньше 1 г/л общего железа в растворе при $\text{pH} = 1-3$. Перед цианированием необходимо удалить железо для повышения извлечения золота и снижения расхода цианидов. Верхний продукт последнего сгустителя ПТД нейтрализуется в двустадийном процессе до значения $\text{pH} = 7-8$ для образования устойчивого осадка, содержащего все железо и мышьяк. Конечные осадки устойчивы и безопасны для хранения в хвостохранилище.

Технологические требования, инженерное проектирование и работа процесса биоокисления подробно описаны в следующих разделах этой главы.

Сочетание процесса биоокисления с другими процессами. Процесс биоокисления может быть интегрирован в другие металлургические процессы либо для увеличения производительности существующего завода, либо для удаления конкретных примесей из обрабатываемого материала.

Завод Сан Бенто в Бразилии – хороший пример: там процесс биоокисления объединен с существующим заводом автоклавного окисления для увеличения производительности завода (Слабберт и др., 1992). В этом применении биоокисления использовался как стадия предварительного окисления, на которой часть серы окисляется перед подачей материала в автоклав, таким образом снижая загрузку сульфидной серы в автоклав. В общей сложности установлено три реактора биоокисления, работающих параллельно. Биологическое окисление было быстрым и дешевым вариантом увеличения производительности существующего завода автоклавного окисления.

Процесс биоокисления можно также объединять с другими типовыми процессами: использоваться для удаления мышьяка или примесей неблагородных металлов из концентрата перед подачей в плавильные печи. Мышьяк может выпадать в осадок как устойчивый продукт, годный для захоронения в земле. Компоновку процесса биоокисления и его расположение в технологической схеме завода можно выбирать, исходя из конкретного применения.

Недавние испытания показали возможность применения процесса биоокисления для обработки триоксида мышьяка (мышьяковистый ангидрид), образуемого во время обжига концентрата, содержащего арсенопирит. Триоксид мышьяка извлекается в форме сухого порошка из отходящего газа обжиговой печи, и сброс мышьяка является проблематичным по причине токсичности As (III). Испытание опытно-промышленной установки и опыт эксплуатации завода в промышленных масштабах показали, что процесс биоокисления может успешно окислить As (III) до As (V) в реакторах биоокисления (Брукер, 2003; Осей-Овусу, 2001; Ван Никерк, 2001). В этом случае мышьяк может выпадать в осадок в виде устойчивого осадка арсена-та железа (III) во время нейтрализации.

Бактериальная культура биоокисления. Данная технология использует смешанную популяцию *Acidithiobacillus ferrooxidans*, *At. thiooxidans* и *Leptospirillum ferrooxidans*, чтобы разрушить матрицу сульфидного минерала, таким образом освобождая закупоренное золото для последующего цианирования.

Бактерия *Acidithiobacilli* – это прямой палочкообразный одноклеточный организм размером от 1,5 до 3,5 мкм (рис. 83). Бактерия *Leptospirillum* имеет такие же размеры, но растет в виде вибрионных клеток на раннем этапе роста, а в созревшем виде – высокоподвижная спирилла. Бактерии, как полагают, прикрепляются к сульфидным

поверхностям части руды, где они вызывают ускоренное окисление сульфидов. На состав популяции влияют такие факторы как температура и pH. Численность бактерий *Leptospirillum* увеличивается при низком pH и высокой температуре пульпы (Лоусон, 1991). Испытания методом встряхиваемой колбы, проведенные на бактериях *At. ferrooxidans*, показали, что окислительная активность замедлялась в диапазоне pH от 2 до 3. Опыты на бактериях *At. Thiooxidans* показали очень маленький рост в диапазоне pH 0,5 и 1,0.



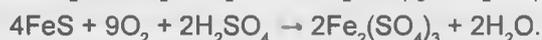
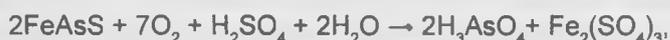
Рис. 83. Разновидность бактериальной культуры биовыщелачивания.

Поскольку бактерия *L. ferrooxidans*, как известно, окисляет только двухвалентное железо, а бактерия *At. thiooxidans* – только серосодержащие соединения, то важно контролировать pH и температуру в узком диапазоне для поддержания правильного баланса бактериальных разновидностей, чтобы оптимизировать степень окисления. Оптимальное значение pH для бактерий 1,2-1,8. Известь, известняк и серная кислота используются, чтобы регулировать pH в реакторах. Оптимальная рабочая температура для культуры биоокисления 40°C, однако возможно управлять процессом и при 45°C в первичных реакторах, и даже при 50°C в конечных вторичных реакторах. Реакции окисления сульфидных минералов экзотермические, поэтому необходимо охлаждение пульпы для поддержания оптимальной температуры процесса.

Как отмечалось выше, для роста клеток бактериям требуется достаточное количество углекислого газа и неорганические питательные вещества: азот, фосфор и калий.

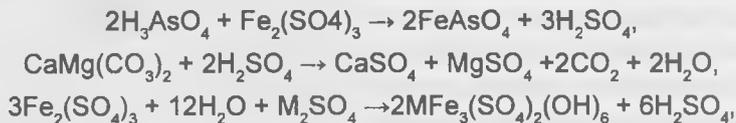
Некоторые вещества токсичны для бактерий: тиоцианаты и цианиды при очень низких концентрациях; бактерициды, фунгициды и антинакипины, обычно используемые для очистки воды; высокие концентрации хлоридов, замедляет деятельность бактерий (существуют данные о том, что хлорид вызывает повреждение мембран клеток бактерий, Лоусон и др., 1995); масло, смазка и обезжиривающие составы; мышьяк в высоких концентрациях (хотя культура толерантна к высоким концентрациям As (V) до 20 г/л, но высокая концентрация As (III) (может быть токсична).

Химические реакции и влияние минералогической характеристики руды. Представим реакции окисления основных сульфидных минералов, обычно присутствующих в руде:



Они указывают на высокую потребность в кислороде при окислении сульфидов. В пульпу нужно вводить и распределять большие объемы воздуха. Это одна из основных инженерных трудностей при проектировании промышленного полномасштабного биореактора, что будет описано далее.

Важные вторичные реакции включают осаждение арсената железа $FeAsO_4$, кислотное растворение карбонатов и выпадение в осадок ярозита:



где M^+ это K^+ , Na^+ , NH_4^+ или H_3O^+ .

Соответствующие пропорции каждого минерала диктуют различные технологические требования: охлаждение, потребление или производство кислоты, потребность в кислороде, степень осаждения и нейтрализации. Теплота реакции, потребность в кислоте и кислороде для окисления и химического выщелачивания основных упорных золоторудных минералов представлены в табл. 38. Действительные значения для обработки конкретного концентрата диктуются соответствующими пропорциями основных минералов. Обычно общая теплота реакции составляет приблизительно 30 МДж/кг сульфидов с потребностью кислорода 2,2 кг/кг окисленного сульфида. Примеры воздействия основных минералов на процесс биоокисления указаны далее.

Пирит. При бактериальном окислении пирита (FeS_2) вырабатывается много кислоты, поэтому обработка концентрата с

высоким его содержанием будет приводить к образованию кислоты, и поддержание pH в нужных рабочих пределах требует добавления извести или известняка.

Пирротин/пирит. Из-за свойства пирротина (FeS) поглощать кислоту соотношение пирита к пирротину является важным фактором, влияющим на общую потребность в извести или кислоте, а также фактором, который также влияет на ОВП раствора. Кислотное растворение пирротина высвобождает двухвалентное железо и элементарную серу. Образование чрезмерного количества элементарной серы из-за содержания пирротина выше нормы может привести к увеличению расхода цианида и низкому извлечению золота.

Более высокий уровень $Fe(II)$ в растворе выгоден тем, что это способствует большому росту популяции бактерий в жидкой фазе в первичных реакторах, что, в свою очередь, уменьшает вероятность вымывания бактерий. Однако более высокая концентрация железа (II) снижает ОВП, что может изменить химическую реакцию окисления. Низкий ОВП в сочетании с низким соотношением железа к мышьяку в растворе создает вероятность образования $As(III)$. $As(III)$ может выпадать в осадок как менее устойчивое соединение арсенита кальция; следовательно, риск образования $As(III)$ должен быть минимизирован, насколько это возможно. Кроме того, $As(III)$ более токсичен для бактерий, чем $As(V)$.

Таблица 38

Технологические данные по окислению сульфидного минерала

Минерал	Пиритная сера, %	Теплота реакции	Потребность кислорода	Потребность H_2SO_4 (кг/кг минерала)
		минерал кДж/кг	(кг O_2 /кг S^2) сульфид (кДж/кг S^2)	
Пирротин	36,4	-11,373	-31,245	2,25
Арсенопирит	19,6	-9,415	-48,036	3,51
Пирит	53,3	-12,884	-24,173	188
Анкерит	-	-219,2	-	-
Сидерит	-	-326,7	(0,069 кг/кг минерала) *	1,267

Примечание. *Окисление $Fe(II)$ до $Fe(III)$.

Арсенопирит. Соотношение арсенопирита (FeAsS) к пириту также влияет на расход кислоты, но в меньшей степени, чем пирротина к пириту. Более важно соотношение арсенопирита к пирротину и пириту, определяемое соотношением железа к мышьяку. Соотношение железа к мышьяку диктует устойчивость осадков арсената железа (III), образующегося при нейтрализации жидких отходов биоокисления. Требуемое молярное отношение железа к мышьяку в концентрате должно быть больше 3-х для обеспечения стабильности процесса осаждения относительно растворимости мышьяка.

Карбонатные минералы. Содержание карбонатов оказывает два основных значимых влияния на работу процесса биоокисления. Во-первых, требуется минимальное содержание, требуемое для обеспечения достаточного образования CO_2 , чтобы стимулировать рост бактерий. При отсутствии карбоната нужно добавлять известняк в первичные реакторы или увеличить содержание углекислого газа в подаваемом в процесс воздухе. Во-вторых, это влияние растворения карбоната на уровень pH. При низком соотношении сульфида к карбонату первичная стадия становится потребляющей кислоту. Степень выпадения в осадок увеличивается, что приводит к отложению слоя осадка (оболочки) на поверхностях сульфидов. Образование такой оболочки из осадка может привести к снижению уровня окисления, что, в свою очередь, снижает высвобождение золота для растворения при цианировании. Наличие карбоната при высоком соотношении сульфида к карбонату выгодно не только для производства CO_2 , но также и для сокращения расхода известняка, регулирующего pH в процессе биоокисления.

Технологические требования. Воздействие температуры и требования к охлаждению. Бактериальная культура биоокисления – это адаптированная смешанная культура мезофильных бактерий. Диапазон рабочей температуры для мезофильных бактерий $30\text{--}45^\circ\text{C}$, хотя реакторы можно эксплуатировать при температуре до 50°C в течение короткого времени. Процесс биоокисления обычно работает при температуре $40\text{--}43^\circ\text{C}$, но и испытания опытно-промышленной установки и опыт эксплуатации завода показали, что температура до 45°C не губительна для эффективной работы бактерий.

Окисление сульфидных минералов – экзотермический процесс. Поэтому необходимо постоянное охлаждение реакторов биоокисления, чтобы контролировать температуру в пределах оптимального диапазона рабочей температуры. Возможные тепловые нагрузки и поглотители тепла в системе: высокая температура в результате реакции окисления сульфидных минералов; выделение теплоты от поглощения энергии мешалки; потеря теплоты от нагревания поступающей пульпы до рабочей температуры резервуара; нагрев или остывание в зависимости от расхода и температуры поступающего в реактора воздуха; охлаждение испарением, обеспечиваемое распылением воздуха в пульпе; потеря теплоты из-за распространения воздуха; потеря теплоты на конвекцию и излучение.

Теплота реакции, безусловно, важна в общей тепловой нагрузке в каждом реакторе, поглощение энергии мешалки также способствует повышению температуры. Потеря теплоты конвекцией относительно небольшая для атмосферных температур выше 0°C , но ее необходимо учитывать при вычислении теплового баланса последних вторичных реакторов при атмосферной температуре ниже 0°C .

Высокая температура пульпы понижается охлаждающей водой, проходящей через внутренние змеевики, скомпонованные как четыре-восемь перегородок, состоящих из двух-четырех змеевиков, каждый из которых питается от магистрального трубопровода. Испаряющие градирни используются для удаления тепла из охлаждающей воды. Все заводы, действующие в настоящее время, используют градирни открытого контура, но в зависимости от качества подпиточной воды могут также использоваться градирни замкнутого контура, обеспечивающие лучший контроль над качеством охлаждающей воды, таким образом, уменьшая отложения накипи (твердых солей) в змеевиках охлаждения. Однако такие градирни приблизительно в три раза дороже устанавливать, чем открытого контура. Решение по установке градирен либо открытого, либо замкнутого контура должно приниматься для каждого проекта отдельно.

Климатические условия (преимущественно температура по мокрому термометру) будут также влиять на проектирование контура охлаждения. Эффективность испаряющих градирен очень низкая при влажных климатических условиях, что приводит к увеличению размера градирен. Более высокая проектная максимальная температура по мокрому термометру также увеличит температуру охлажденной воды в зумпфе, таким образом, оказывая влияние на количество и размер змеевиков охлаждения в реакторах.

Контроль рН. рН – чрезвычайно важный параметр для успешной работы завода биоокисления. Оптимальный диапазон значений рН для процесса 1,1÷1,5, хотя он может работать и при более широком диапазоне рН 1,0÷1,8. Установлено, что плохой контроль рН часто является причиной низкой бактериальной активности в реакторах биоокисления.

Как описывалось ранее, минералогический состав сильно влияет на кислотный баланс во время биоокисления концентратов. Потребность в известняке или серной кислоте для регулировки уровня рН пульпы в каждом реакторе в пределах оптимального диапазона будет зависеть от концентраций различных минералов во флотационном концентрате и степенью окисления минералов в реакторах биоокисления.

Изучение воздействия понижения уровня рН на работу процесса биоокисления проводилось с помощью испытательного реактора на руднике Фэйрвью (Четти и др., 2000). Результаты показали, что окисление сульфидов уменьшилось, и что пенообразование в реакторе стало проблематичным, когда рН пульпы уменьшили до значения рН ниже 1,0. Высокий фактор рН может также уменьшить степень окисления и может снизить извлечение золота из-за выпадения в осадок солей металлов, которые закупоривают частицы золота. Если рН увеличить выше 2,0, то значительно увеличится риск гибели бактерий, что может привести к потере бактериальной культуры.

Контроль рН в реакторах биоокисления может составлять существенную часть эксплуатационных расходов на заводе. При получении концентрата, выделяющего в процессе биоокисления кислоту, эксплуатационные расходы можно значительно сократить путем подачи недорогого известняка. В случае получения концентрата потребляющего кислоту, необходимо оптимизировать процесс флотации для обеспечения максимального сброса в хвосты флотации минералов, потребляющих кислоту (карбонаты). Для уменьшения расхода кислоты можно также осуществить рециркуляцию кислоты, возвратив кислые растворы (стоки) с контура ПТД.

Подача кислорода в процесс биоокисления требует значительных расходов энергии. Это одна из основных частей капитальных и эксплуатационных расходов. Потребность в кислороде задается химической реакцией, проходящей при окислении сульфидных минералов. Типичные значения потребности в кислороде изменяются от 1,8 до 2,6 кг кислорода на килограмм окисляемых сульфидов в зависимости от минералогического состава концентрата и достигаемых степеней окисления. Кислород обычно подается путем впрыскивания сжатого воздуха в реакторы. Реакторы биоокисления проектируются с соотношением высоты к диаметру, близкого к 1, чтобы минимизировать статическое давление пульпы и таким образом сделать возможным использование воздуходувок низкого давления для насыщения кислородом (аэрации). Объем воздуха, подаваемого в систему, должен быть достаточным для удовлетворения технологической потребности в кислороде и поддержания концентрации растворенного кислорода в растворе не меньше 2 мг/л.

Конструирование мешалки – один из самых важных аспектов при проектировании промышленного предприятия. Мешалка должна обеспечить хорошую диспергацию распыляемого воздуха для достижения необходимой скорости переноса и использования кислорода. Скорость нагнетания импеллера должна быть достаточной для достижения однородного взвешенного состояния твердых частиц и для поддержания постоянной температуры, pH и концентрации в объеме всего реактора. Кроме того, необходимо обеспечить достаточную мощность импеллера для предотвращения захлебывания. Это бывает, когда воздух проходит через импеллер и не рассеивается по всей высоте реактора, что сопровождается уменьшением передаваемой мощности мешалки, скорости переноса кислорода и уменьшением способности импеллера поддерживать твердую фазу во взвешенном состоянии. Входная мощность для проектирования мешалки обычно определяется либо требуемой скоростью массообмена кислорода, либо нормой аэрации, для предотвращения захлебывания импеллера. Импеллер осевого потока в настоящее время предпочитаем для применения в биоокислении пульпы. Имеются альтернативные высокодисперсионные газовые импеллеры, но импеллеры с осевым потоком жидкости более эффективны, обеспечивают эквивалентные скорости переноса кислорода при снижении потребления мощности (Фрейзер и др., 1993; Lally, 1987).

Моделирование процесса и воздействие конфигурации биореактора. Разработка рабочих кривых для описания работы процесса биоокисления важна при проектировании завода биоокисления. Логистическая модель (Миллер, 1991) используется для разработки рабочих кривых для каждого проекта по данным непрерывной опытно-промышленной установки биоокисления. Рабочие кривые устанавливают связь между временем выдержки в установке, скоростью подачи концентрата, содержанием серы со степенью окисления сульфидов и массой окисленной серы. Влияние различных реакторных конфигураций на общее достигаемое окисление также может определяться с помощью логистической модели.

Рабочие кривые для проекта биоокисления, основанные на результатах непрерывных испытаний опытно-промышленной установки биоокисления, показаны на графике (рис. 84). Концентрат содержит 20% сульфидов, завод спроектирован для переработки 100 т концентратов в сутки со временем выдержки четыре дня. Три

кривые (окисление сульфидов, окисленная сульфидная сера и соответствующее извлечение золота) показаны в виде функции нормы подачи концентрата. Рабочая кривая определяет верхний предел количества сульфидов, окисляемых при данном качестве концентрата и норме подачи в оптимальном режиме работы. Норма подачи концентрата 50+140 т в сутки равна времени выдержки в установке 8,0±2,9 сут. Масса окисленной серы в сутки возрастает почти линейно до проектной нормы подачи, после чего скорость возрастания замедляется. Также уменьшается степень окисления сульфидов, при увеличении нормы подачи. Это существенно влияет на степень извлечения золота.



Рис. 84. Рабочие кривые процесса. 1 – окисление S², %; 2 – извлечение Au, %; 3 – проектное значение; 4 – S² окисленная, т/с.

Достижимое окисление сульфидов будет быстро снижаться по мере уменьшения времени выдержки в установке менее 3 сут, потому что численность бактерий больше не может поддерживаться. Эксплуатация завода в таких условиях в течение длительного периода может привести к «вымыванию» бактериальной культуры, т. е. состоянию, когда время обработки в первичных реакторах биоокисления не достаточно для поддержания численности бактерий.

Оптимальная реакторная конфигурация биоокислительной установки зависит от скорости окисления сульфидных минералов и соответствующей скорости достигаемого бактериального роста. Первичная стадия – это сердце процесса биоокисления, нужно обеспечить достаточное время выдержки на первичной стадии для устойчивого развития популяции бактерий. Если время выдержки слишком коротко, произойдет вымывание бактерий, и скорость окисления сульфидов уменьшится.

Используя логистическое уравнение, мы можем продемонстрировать, что оптимальная реакторная конфигурация для большинства случаев – это три первичных реактора (P), работающих параллельно, затем три вторичных (S), работающих последовательно (рис. 85). Однако, существуют определенные обстоятельства, при которых реакторная конфигурация может быть изменена, чтобы приспособить ее под определенные требования проекта.

Вывод одного реактора из линии для техобслуживания уменьшит общее время выдержки в контуре биоокисления при неиз-

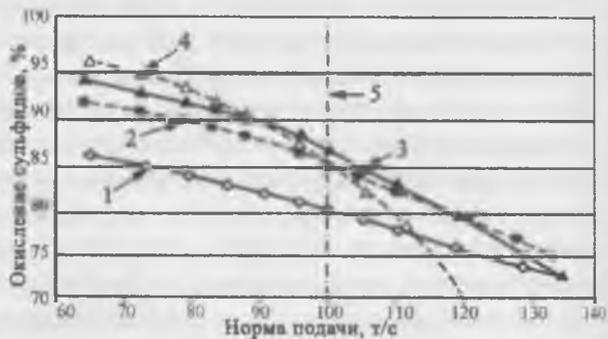


Рис. 85. Зависимость окисления сульфидов от конфигурации биореакторов. 1 – 5P-1S; 2 – 4P-2S; 3 – 3P-3S; 4 – 2P-4S; 5 – проектное значение.

менной норме подачи и изменит реакторную конфигурацию. Логистическая модель может использоваться для предсказания эффекта вывода одного или более реакторов из линии для техобслуживания при изменении (или без изменения) нормы подачи концентрата. Реакторы биоокисления обычно проектируются так, чтобы любой из них можно было вывести из линии при сохранении того же количества первичных реакторов в эксплуатации.

Воздействие различных токсинов на работу бактерий. Поддержание активности бактериальной культуры важно для успешной работы биовыщелачивающего завода. Поэтому надо не допускать попадания токсичных элементов в процесс биоокисления или доводить их до концентраций, которые подавляют рост минералоокисляющих бактерий. Некоторое количество потенциально токсичных элементов может присутствовать во флотационном концентрате. Все разновидности цианида очень токсичны даже в самых низких концентрациях.

Компания «Gold Fields Ltd» имеет обширную базу данных по уровню токсичности некоторых элементов для минералоокисляющих бактерий. Некоторые реагенты, обычно используемые на заводе, могут быть токсичными или ингибирующими в отношении культуры биоокисления. Типично токсичные для культуры биоокисления реактивы: тиоцианаты и цианиды (при очень низких концентрациях); масло, смазка; детергенты, растворители и обезжиривающие компоненты; бактерициды, фунгициды и антинакипины, обычно используемые для очистки воды; некоторые флокулянты, флотационные реагенты и питательные вещества. Все новые реагенты перед применением на заводе, включая флотационные, питательные вещества и флокулянты, должны пройти испытание на токсичность.

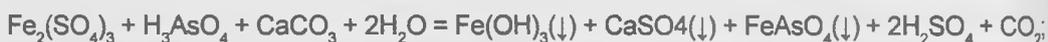
Нейтрализация раствора биоокисления и удаление мышьяка. Предпосылки. При бактериальном окислении концентратов, содержащих пирит и арсенипирит, образуется жидкая фаза с мышьяком (V) и сульфатом железа (III). Соединения мышьяка токсичны для всего живого, и во всем мире существуют строгие правила по контролю мышьяксодержащих отходов, относящиеся к жидким отходам, а также к сточным водам, которые образуются при растворении твердых отходов в результате взаимодействия с воздухом или водой.

Обычный метод стабилизации мышьяка в растворе заключается в нейтрализации известью в присутствии избыточного железа с выпадением в осадок арсената железа ($\text{FeAsO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$). Агентство по охране окружающей среды Соединенных Штатов (АООС США) считает, что химическое осаждение арсената железа – это наилучшая и доступная технология обработки мышьяксодержащих отходов (Rosengrant, Fargo, 1990).

Многочисленные исследования проведены в компании «Gold Fields Ltd» (и ранее в «Gencog Process Research») для определения оптимальных условий нейтрализации жидкой фазы биоокисления с тем, чтобы в результате процесса образовались экологически безопасные жидкие отходы и устойчивые осадки арсената железа (Broadhurst, 1992; Schaekers, 1998).

Разработка двустадийного процесса нейтрализации биоокисления. Двустадийный процесс нейтрализации с использованием известняка или извести разработан для обработки стоков биоокисления, содержащих As (V). На первой стадии As (V) осаждается в форме устойчивого арсената железа путем регулировки уров-

ня pH до 4-5. Затем уровень pH пульпы повышается до экологически приемлемого (pH = 6-8) на второй стадии нейтрализации. Использование известняка позволяет лучше контролировать уровень pH, особенно на первой стадии нейтрализации, он более экономичен, чем известь. Двухстадийный процесс нейтрализации биоокисления представлен уравнениями: стадия 1 – нейтрализация до pH 4-5:



стадия 2 – нейтрализация до pH 6-8:



или



Влияние эксплуатационных параметров нейтрализации изучены в лабораторном масштабе на синтетических растворах и в непрерывном режиме на опытно-промышленной установке на жидкой фазе, полученной в процессе непрерывного бактериального окисления концентратов пирита/арсенопирита (Broadhurst, 1992) Это программы для каждого нового образца концентрата, испытываемого компанией «Gold Fields».

Результаты непрерывного опытно-промышленного испытания показали, что непрерывная нейтрализация жидкой фазы биоокисления при молярном соотношении Fe:As 3:1 или выше обеспечивает экологически приемлемые концентрации мышьяка в жидких стоках и образует устойчивый осадок арсената железа.

Молярное соотношение Fe/As сильно влияет на устойчивость осадка арсената железа – устойчивость усиливается по мере увеличения молярного соотношения Fe:As с 1 до 16. Так, арсенаты железа, полученные из жидкой фазы с молярным соотношением Fe:As 3-4 или больше, достаточно устойчивы для захоронения в земле. Соосаждение гипса и присутствие неблагородных металлов (Zn, Cu, Cd) также усиливает устойчивость осадка арсената железа.

Выпадение в осадок арсената кальция ($\text{Ca}_3(\text{AsO}_4)_2$) необходимо избегать при нейтрализации растворов, содержащих мышьяк. Арсенат кальция более растворим, чем осадок арсената железа, и не достаточно устойчив для длительного захоронения, поскольку он разлагается и образует карбонаты при взаимодействии с CO_2 и воздухом. Образования арсената кальция можно избежать, поддерживая молярное соотношение Fe:As выше 3:1 и повышая уровень pH на первой стадии не более 4-5.

При окислении арсенопиритного концентрата образуется As (III) до определенной концентрации. Однако испытания в компании «Gencor Process Research» показали, что As (III) быстро окисляется до As (V) железом Fe (III) в биоокислительном растворе концентратов, содержащих в качестве сульфидных минералов только пирит и арсенопирит (Broadhurst, 1993). Изучение 19-ти проб концентратов, содержащих арсенопирит, показало, что наличие пирротина увеличивало концентрацию As (III) в растворе продукта биоокисления.

Присутствие As (III) в растворе продукта биоокисления нежелательно, поскольку он не только токсичен для бактерий, даже при относительно низких концентрациях, но также препятствует полному удалению растворенного мышьяка из раствора и образованию устойчивых осадков во время нейтрализации жидкой фазы, если жидкая фаза содержит As (III) более 3 г/л и молярное соотношение Fe:As меньше

6:1. В таких случаях отрицательного воздействия As (III) на процесс нейтрализации биоокисления можно избежать добавлением H_2O_2 до или во время нейтрализации (Broadhurst, 1994). Испытания показали, что хотя Fe (III) способно к окислению As (III) до As (V), исходя из термодинамики, кинетика процесса практически очень медленна, если нет катализатора.

Проектирование и действие процесса нейтрализации биоокисления. Стандартная технологическая схема нейтрализации биоокисления показана на рис. 86. Установка состоит из шести реакторов со временем обработки 1 ч в каждом реакторе при полном времени обработки 6 ч. Известь или известняк используются для регулировки уровня pH, и pH пульпы повышается в двух стадиях. Известняк применяется, в основном, для первой стадии нейтрализации для достижения уровня

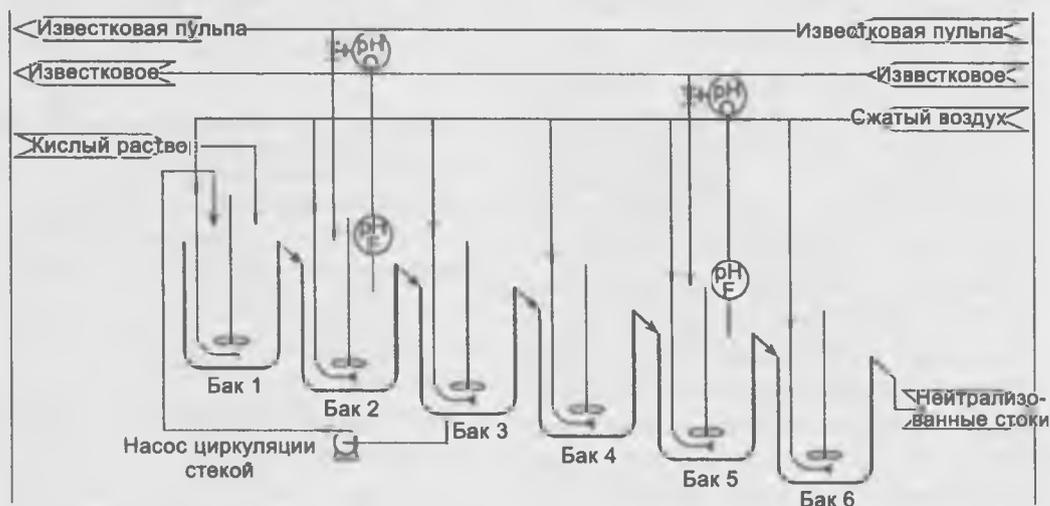


Рис. 86. Типичная технологическая схема двухстадийной нейтрализации биоокисления.

pH 4-5, но также может быть известь, если нет в наличии дешевого источника известняка. Известь используется на второй стадии для повышения уровня pH до 7-8. Хвосты флотации можно также применять в качестве нейтрализатора, если они содержат достаточное количество доступных карбонатных минералов, как описано ниже.

Кислотный раствор с участка ПТД подается в первый резервуар, контроль уровня pH осуществляется во втором резервуаре (стадия 1) и в пятом (стадия 2). В схему также включен рециркулирующий поток от резервуара 3 в резервуар 1. Рециркулирующий поток обеспечивает улучшение реакции осаждения в резервуаре 2 и снижает расход реактива, поскольку не вступивший в реакцию известняк вступает в контакт с кислым раствором. Степень рециркуляции обычно 100-200% от нормы подачи кислого раствора. Воздух подается во все реакторы, чтобы поддерживать уровень растворенного кислорода 6-8 мг/л.

Результаты испытания непрерывной нейтрализации, проведенного на жидкой фазе биоокисления, полученных из непрерывного биоокисления различных сульфидных концентратов (табл. 39) подтверждают, что нейтрализованные стоки соответствуют стандартам АООС США по содержанию растворенного мышьяка в стоках (стандарт

АООС ниже 0,5 мг/л) и устойчивости нейтрализованного твердого продукта (стандарт АООС ниже 5,0 мг/л в методике выщелачивания характерных токсичных веществ, TCLP) по широкому диапазону молярных соотношений Fe:As (5,0-7,0) и концентрации растворенного мышьяка в подаче (0,4-9,5 г/л).

Зависимость устойчивости мышьяк-содержащих соединений от времени изучали на заводе биоокисления Вилуна. На хвостохранилищах отбирали пробы на различных уровнях и проверяли растворимость мышьяка по стандартной методике испытаний TCLP (Raynes and Bird, 2001) (табл. 40): выщелачиваемость мышьяка в условиях испытания была очень низкой на всех глубинах хвостохранилища. Завод биоокисления Вилуна эксплуатируется приблизительно семь лет на момент исследования, и хотя никакую реальную взаимозависимость между глубиной и возрастом пробы нельзя провести, результаты подтверждают, что ухудшение устойчивости соединений мышьяка не наблюдалось ни на одной глубине.

Использование флотационных хвостов в контуре нейтрализации.

Эксплуатационные расходы на нейтрализацию раствора биоокисления могут быть значительными, если в наличии нет готового дешевого источника известняка или извести. По этой причине важно сократить норму расхода нейтрализующих реактивов до минимума. Компанией «Gold Fields» проведено испытание с целью установления пригодности использования хвостов флотации для первой стадии нейтрализации (Olivier, 2001). Возможность применения хвостов флотации во многом будет зависеть от концентрации карбонатных минералов в хвостах флотации, а также от типа присутствующих карбонатных минералов.

Результаты непрерывного испытания нейтрализации на хвостах флотации в качестве нейтрализатора для 1 стадии, проведенного на жидкой фазе биоокисления, полученной из непрерывного биоокисления различных сульфидных концентратов подтверждают, что продукты нейтрализации приемлемы в отношении растворенного мышьяка в стоках и растворимости мышьяка в твердом продукте нейтрализации (табл. 41).

Таблица 39

Сводка результатов непрерывного испытания нейтрализации

Характеристика жидкой фазы в подаче на нейтрализацию				As, мг/л	
Fe, г/л	As, г/л	молярное соотношение Fe/As	pH	в жидкой фазе стоков	TCLP, в экстракте из твердого продукта
21,8	3,45	8,5	1,63	<0,25	1,4
21,9	0,42	70	1,45	<0,02	<0,02
37,9	9,51	5,3	2,04	0,12	0,07
9,48	1,17	10,9	1,59	<0,25	<0,25
12,9	1,6	10,8	1,48	<0,34	<0,34
10,7	2,5	5,7	1,57	<0,34	<0,34

Таблица 40

Устойчивость мышьяк-содержащих отходов завода биовыщелачивания Вилуна (Raynes and Bird, 2001)

Источник, глубина, м	В экстракте из твердого продукта TCLP, мг/л	
	Отверстие 1	Отверстие 5
Хвостохранилище С		
0,5-1,0	0,056	0,11
17,5-18,0	0,02	0,035
30,5	<0,023	-
37,0	-	0,068
Хвостохранилище Westen Cell	Зона пробы А	Зона пробы В
0-1	0,08	0,16
1-2	0,60	0,40
2-3	0,18	0,06
3-4	0,20	0,12
4-5	0,20	0,22

Технологическая схема для контура нейтрализации, использующего хвосты флотации, немного отличается от стандартной схемы нейтрализации. Хвосты флотации подаются вместе с кислым раствором в первый резервуар нейтрализации. Оперативный мониторинг уровня pH и добавление известняка во второй резервуар не требуются. Добавление извести

Таблица 41

Сводка результатов непрерывного испытания нейтрализации с применением хвостов флотации в качестве нейтрализующего реактива на 1 стадии

Характеристика жидкой фазы в подаче на нейтрализацию				As, мг/л	
Fe, г/л	As, г/л	молярное соотношение Fe/As	pH	в жидкой фазе стоков	TCLP, в экстракте из твердого продукта
21,8	3,45	8,5	1,63	<0,25	0,59
9,48	1,17	10,9	1,59	<0,28	<0,25
12,9	1,6	10,8	1,48	<0,34	<0,34
10,7	2,5	5,7	1,57	<0,34	<0,34

в резервуар 5 производится в количестве, необходимом для обеспечения уровня pH конечных стоков в диапазоне 6-8. Рециркулирующий поток также не требуется, поскольку количество твердого в хвостах флотации обеспечит достаточную полноту реакции нейтрализации при соблюдении необходимого времени выдержки.

Время обработки (выдержки в реакторах), требуемое для нейтрализации, должно также подтверждаться во время порционных и опытно-промышленных испытаний. Скорость реакции определенных карбонатных минералов относительно медленная, и, возможно, будет необходимо увеличить время выдержки в контуре нейтрализации, чтобы обеспечить достаточное количество времени для вступления в реакцию карбонатных минералов. Из-за увеличенного времени выдержки в сочетании с дополнительным потоком хвостов флотации могут потребоваться реакторы нейтрализации значительно большего размера. Поэтому было проведено испытание с целью уменьшения объема хвостов флотации, поступающего в реакторы нейтрализации. Результаты показали, что есть определенное преимущество в удалении более тонких фракций из потока хвостов флотации и подаче только этого продукта в контур нейтрализации. Испытания показали, что более тонкая фракция химически более активна, чем грубая фракция и подачи исключительно тонкой фракции флотационных хвостов приводит к сокращению времени выдержки.

Использование флотационных хвостов в нейтрализации не может быть пригодным для всех видов руд, но может привести к существенному снижению стоимости нейтрализатора, если хвосты будут содержать достаточное количество карбонатных минералов.

Спустя более 20 лет промышленной эксплуатации, процесс биоокисления, как было установлено, является жизнеспособным технологическим направлением для обработки упорных золотосодержащих руд и концентратов. Доказано, этот процесс может предложить заводам более низкие капитальные и эксплуатационные затраты по сравнению с затратами на конкурирующие технологии. Нейтрализованные стоки, получающиеся в результате работы заводов, подтвердили, что получаемые мышьяковые соединения устойчивы в отношении растворения мышьяка. Как полагают, с увеличением цены на золото, процесс биоокисления будет более предпочтительным для обработки упорных золотосодержащих руд и концентратов.

Однако применение процесса биоокисления для переработки упорных золотосодержащих руд должно тщательно изучаться для каждого конкретного вида сырья с учетом его химического и минералогического состава.

Уточнение параметров и показателей работы установки чанового биоокисления для упорных руд Кызылкумов

В соответствии с планом реконструкции и развития Учкудукского золотоизвлекательного комплекса предусматривается переработка технологически упорных руд, содержащих тонковкрапленное золото, в сульфидных минералах - пирите, арсенопирите. Для таких руд разработана и заложена в проект реконструкции предприятия технология, включающая процесс флотационного обогащения, окисления флотоконцентратов по биологической технологии, цианирования продуктов биоокисления и хвостов флотации. Необходимо подчеркнуть, что заложённая в проект схема и показатели получены, в основном, расчетным путем, исходя из результатов ранее проведенных исследований и укрупненных испытаний, которые выполнены приглашенными в проект сторонними организациями (GENCOR, ОАО Иргиредмет). Для экспериментального подтверждения параметров и показателей на ГМЗ-3 исследовались процессы биоокисления сульфидных флотоконцентратов и переработки полученных продуктов биоокисления (Шамин и др., 2005).

В опытно-технологической лаборатории ГМЗ-3 разработана, изготовлена и смонтирована мини-установка для проведения процесса бактериального окисления сульфидов в непрерывном режиме (рис. 87). Она состоит из технологической цепочки с шестью реакторами объемом 5 л каждый с механическим перемешиванием и аэрацией. Реакторы 1-3 (первичные) включены параллельно, а реакторы 4-6 (вторичные) последовательно. В первичные реакторы 1-3 подается исходный флотоконцентрат в виде пульпы с соотношением Т:Ж = 1:4, а также питательная среда, содержащая соли калия, фосфора и азота, необходимые для развития бактерий. Из реактора 6 производится разгрузка продуктов бактериального окисления, поступающих далее на промывку методом противоточной декантации (ПТД). Производительность установки по флотоконцентрату 0,9 кг/сут. Продолжительность биоокисления в первичных реакторах 2,5 сут, во вторичных также 2,5 сут. Общее время биоокисления в данной установке 5 сут.

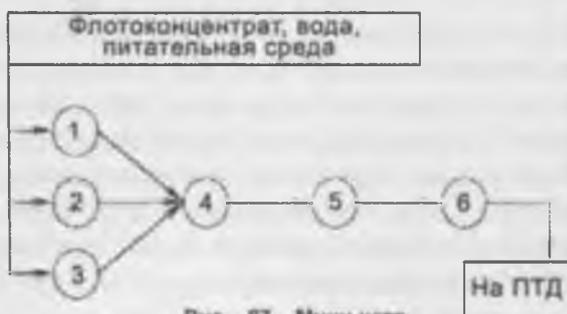


Рис. 87. Мини-установка биоокисления.



На первом этапе работ по освоению процесса биоокисления проводились опыты в периодическом режиме (с разовой загрузкой флотоконцентрата). Это было вызвано необходимостью определения приемлемости процесса биоокисления для переработки флотоконцентратов, полученных из данного типа руд. Продолжительность периодического процесса биоокисления составляла 10 и 15 сут. Отметим достаточно высокую продолжительность лаг-фазы (5-10 сут и более), вызванную низкой степенью адаптации исходного лабораторного штамма тионовых бактерий к мышьяку (III), особенно в условиях низкого pH (1,3-1,6) при работе в периодическом режиме. После этапа адаптации начинается период активного роста бактерий, что сопровождается прогрессией концентраций железа и мышьяка, а также значительным снижением pH (до 1,00), который продолжается около 10 сут. Ухудшение условий развития бактерий в этот период, а также снижение концентрации окисляемого субстрата в пульпе по мере протекания растворения сульфидов отрицательно сказывается на росте популяции микроорганизмов. В связи с этим через 10-12 сут после начала активного роста биологическая активность, постепенно снижаясь, становится равной нулю. Наступает фаза отмирания микроорганизмов. Использование полученного биорастора в качестве инокулята при последующих опытах также сопряжено с трудностями при реактивации биомассы. Поэтому проведение опытов в периодическом режиме недостаточно информативно для определения оптимального времени биоокисления и других параметров процесса. Это привело к необходимости ведения процесса в непрерывном режиме. Заполнение установки непрерывного действия начали с адаптации исходного штамма ассоциации тионовых бактерий, которое проводилось сначала в одном реакторе на питательной среде с железом (II) и небольшими добавками флотоконцентрата. Активность исходного штамма составляла около $1,1 \text{ г} \cdot \text{дм}^3 \text{ Fe (II)}/\text{ч}$. После добавки флотоконцентрата (15-20 г/л) активность стала равной нулю и не проявлялась в течение 17 сут. Аэрация, объем, и температура пульпы поддерживались в это время неизменными. После реактивации бактерий последовательно заполнили все реакторы установки, после чего она работала в режиме рециркуляции для продолжения адаптации и выхода на рабочие плотности пульпы (около 1164 г/л). Время адаптации бактерий продолжалось около 3-х месяцев.

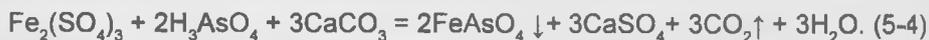
Необходимое условие роста бактерий и сохранения скорости биоокисления – поддержание температур при работе установки в пределах 35-42°C. Еще одним неотъемлемым фактором процесса биоокисления является бесперебойная аэрация пульпы воздухом. Отсутствие аэрации в течение более 20 мин приводит к длительной остановке процесса в связи с практически полной потерей активности бактерий, которая может быть восстановлена только в течение 10-12 сут.

В начальном периоде работы установки степень окисления сульфидной серы в процессе биоокисления за 5 сут составляла только 52-55% (вместо ожидаемых 90-96%). Извлечение золота при последующем сорбционном цианировании продуктов биоокисления 80-83,5%. Оказалось, что столь низкая степень окисления сульфидов объясняется недостаточной активностью работы первичных реакторов, которая связана, в основном, с минералогической характеристикой применяемого флотоконцентрата. Как известно, в результате биоокисления сульфидных минералов происходит образование серной, а также мышьяковой кислот по реакциям:



Для генерации достаточного количества кислоты и автономного поддержания уровней pH и железа в жидкой фазе пульпы первичных реакторов, что не маловажно для устойчивой рекультивации биомассы, отношение содержаний сульфидной серы к содержанию карбонатов во флотоконцентрате должно быть в пределах 9,0-12,0. При меньшем значении первичные реакторы будут потреблять большое количество серной кислоты. В нашем случае отношение $\text{S}^2/\text{CO}_3^{2-}$ составляло всего около 6,0. Очевидно, что при таком низком значении количества генерируемой бактериями серной кислоты в первичных реакторах не будет достаточно для полной нейтрализации карбонатов и поддержания необходимого уровня pH. Это, в свою очередь, приведет к его повышению, и, как следствие, осаждению железа и мышьяка из жидкой фазы пульпы, снижению репродуктивной активности бактерий. Очень важным фактором для работы, особенно первичных реакторов, является продолжительность удвоения популяции бактерий. При возникновении неблагоприятных условий (колебания pH и температуры, резкое изменение солевого состава, гипоксия) скорость роста популяции снижается, в связи с чем продолжительность ее удвоения постепенно может достигнуть (и даже превысить) время пребывания материала в первичных реакторах. В этом случае, будет происходить постепенное вырождение семейства бактерий в установке (за счет того, что вынос биомассы с потоком пульпы будет превышать ее восполнение за счет естественной репродуктивности).

На практике, при проведении опытов в первичных реакторах наблюдался рост pH пульпы (табл. 42) до 2,35. Это вызывало постепенное осаждение скородита и ярозита в твердую фазу, при этом наблюдалось снижение уровней железа и мышьяка в жидкой фазе пульпы (до 1,9 и 0,22 г/л соответственно). Отметим, что осаждение скородита начинается при более низком значении pH (1,7-1,9), чем осаждение ярозита (pH 2,3) и других гидротированных окисей и основных солей железа (III):



В результате этого процесса может происходить пассивация поверхности сульфидных минералов, а также уменьшение адсорбции клеток микроорганизмов на минеральных частицах, что и снижало активность биомассы и, как следствие, степень окисления сульфидной серы. Обратим внимание на высокое содержание железа (II) в жидкой фазе пульпы первичных реакторов, что подтверждает недостаточную активность бактерий при pH > 2,0.

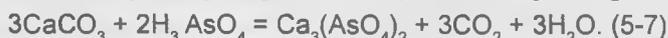
Для стабилизации pH среды в первичных реакторах проводили систематические добавки серной кислоты низкой концентрации до pH пульпы не более 1,8 (табл. 43).

Таблица 42
Параметры процесса биоокисления с повышенной pH пульпы в первичных реакторах

Номер реактора	pH	Содержание, г/л				Температура, °C
		Fe (III)	Fe (общ)	As (V)	AS (общ)	
1	2,35	0,9	1,9	0,22	0,25	38
2	2,40	0,5	2,3	0,25	0,30	35
3	2,30	1,1	2,3	0,28	0,34	36
4	1,69	4,4	4,6	1,55	1,60	35
5	1,43	9,6	9,7	3,80	3,85	33
6	1,32	14,6	14,6	4,70	4,70	33

В результате активность биомассы возрастала, что наблюдалось по снижению содержания железа (II), однако расход серной кислоты составлял 64 кг/т. При этом также возрастал на 15-20% расход известняка (CaCO₃) на регулирование pH во вторичных реакторах.

Другой метод поддержания постоянства параметров в первичных реакторах, – частичный возврат кислого раствора, получаемого в результате промывки продуктов биоокисления методом ПТД. Эти растворы содержат достаточное количество серной и мышьяковой кислот и солей железа (III), которые способны разрушать карбонаты, поступающие с флотоконцентратом в первичные реакторы:



Поэтому в дополнительном добавлении серной кислоты в пульпу нет необходимости. Выделяющаяся углекислота частично ассимилируется бактериями для биосинтеза.

При использовании данной схемы с частичным возвратом кислого раствора после ПТД, в первичные реакторы уровень pH стабилизировался не выше 1,6 (без добавок кислоты). Концентрация железа (III) в жидкой фазе пульпы находилась в пределах 12-14 г/л, при этом уровень концентрации железа (II) не превышал 0,2-0,3 г/л (табл. 44), что свидетельствует о значительном повышении активности бактерий. Кратковременное снижение pH пульпы менее 1,2 не оказывало выраженного ингибирующего влияния на активность микроорганизмов. В связи с нормализацией работы первичных реакторов, как следствие, возросла общая степень окисления сульфидной серы (около 88%) за 5 сут (рис. 88). Сорбционное выщелачивание данных продуктов биоокисления дало извлечение золота около 85,0%. К тому же, при частичном возврате кислого раствора несколько снижается общий расход известняка, необходимого для его нейтрализации.

Объемная доля возврата кислого раствора определяется, исходя из практических наблю-

Таблица 43

Параметры процесса биоокисления со стабилизацией pH пульпы с использованием добавки серной кислоты

Номер реактора	pH	Содержание, г/л				Температура, °C
		Fe (III)	Fe (общ)	As (V)	AS (общ)	
1	1,72	4,3	4,8	1,2	1,35	36
2	1,83	4,5	4,8	1,3	1,32	34
3	1,69	6,0	6,2	1,6	1,65	35
4	1,62	5,8	6,0	3,4	3,40	37
5	1,46	10,2	10,2	4,7	4,75	34
6	1,31	16,3	16,3	5,1	5,10	36

Таблица 44

Параметры процесса биоокисления с возвратом кислого раствора противоточной декантации

Номер реактора	pH	Содержание, г/л				Температура, °C
		Fe (III)	Fe (общ)	As (V)	AS (общ)	
1	1,52	12,5	12,8	3,3	3,5	37
2	1,48	12,9	13,1	4,2	4,4	39
3	1,44	13,8	13,8	3,3	3,4	37
4	1,23	16,2	16,2	3,8	3,8	34
5	1,20	16,7	16,7	5,0	5,0	33
6	1,16	18,0	18,0	6,2	6,2	32



Рис. 88. Степень окисления сульфидной серы в реакторах.

дений за уровнями pH, железа (II, III) и мышьяка в жидкой фазе пульпы первичных реакторов, которые, конечно, не должны превышать допустимых пределов токсичности. Так, концентрация мышьяка (V) в жидкой фазе, в пределах 7-8 г/л при pH-1,5 не оказывает заметного ингибирующего влияния на развитие биомассы. Также не обнаружено какого-либо токсического действия на бактерии остаточных концентраций флокулянтов, применяемых в ПТД.

Работа установки биоокисления в непрерывном режиме обеспечивает возможность регулировки pH, концентраций железа и мышьяка, содержания окисляемого субстрата в пульпе. Поддержание постоянства параметров процесса является важнейшим фактором обеспечения стабильной активности биомассы и отсутствия лаг-фазы. Последний фактор, в основном, — причина сокращения необходимого времени в 2-4 раза при непрерывном процессе биоокисления, относительно периодического. К тому же в непрерывном процессе в случае снижения активности бактерий в отдельном реакторе существует возможность ее восстановления путем добавки «активной пульпы» из последующих реакторов.

Основные параметры, характеризующие нормальную работу системы, — снижение pH пульпы в каждом последующем реакторе (рис. 89), повышение концентраций железа (III) (рис. 90) и мышьяка в жидкой фазе пульпы (рис. 91). Концентрация железа (II) в жидкой фазе пульпы первичных реакторов не должна превышать 1,0 г/л, а во вторичных 0,1 г/л.

Повышение содержания железа (II) в жидкой фазе пульпы свидетельствует о снижении активности бактерий. Это связано с тем, что помимо биохимического окисления сульфидных минералов (уравнения (5-1)-(5-3), в процессе биоокисления происходит также химическая окислительная деструкция сульфидов, медленно протекающая без участия бактерий и кислорода, в основном, согласно следующим уравнениям реакций:

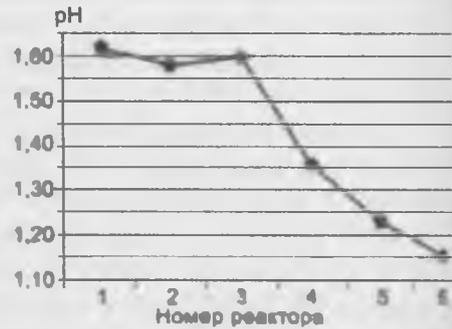
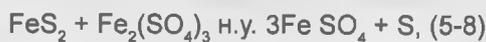


Рис. 89. Динамика изменения pH в реакторах



Рис. 90. График изменения концентрации железа (III) в реакторах.



Рис. 91. График изменения концентрации мышьяка (общ.) в реакторах.

Образующееся в результате этих реакций железо (II) далее окисляется бактериями до железа (III):



При нормальном протекании процесса скорость реакции (5-11) значительно выше, чем реакций (5-8)-(5-10) поэтому железо (II) в жидкой фазе «активной пульпы» практически отсутствует. При снижении активности бактерий скорость реакции (5-11) снижается, а реакций (5-8)-(5-10) остается практически неизменной, в связи с чем образование железа (II) начинает превалировать над его окислением, что ведет к повышению его концентрации в жидкой фазе пульпы.

Значительное изменение pH пульпы в реакторах (см. рис. 89) при непрерывном процессе происходит только во вторичных реакторах, так как в первичных pH поддерживается на определенном уровне. Это происходит за счет постоянного связывания образующейся кислоты карбонатами, поступающими с исходным флотоконцентратом, содержание которых в нем (в пересчете на CaCO_3) около 4-5%.

В случае же снижения pH пульпы во вторичных реакторах менее 1,2 необходима его корректировка введением известняка (CaCO_3). В противном случае, при pH менее 1,0 произойдет значительное снижение биологической активности биомассы за счет усиления ингибирующего влияния ионов Fe (III) и, особенно, As (III) на ферментатическую железоокисляющую систему бактерий. Это вызовет длительную лаг-фазу, сохраняющуюся даже после восстановления нормальных условий среды.

Таким образом, при непрерывном режиме биоокисления, по сравнению с периодическим, время процесса сокращается с 10-15 до 4-5 сут. Это связано с поддержанием стабильной активности биомассы и отсутствием лаг-фазы (при этом извлечение золота сорбционным цианированием продуктов биоокисления составило около 85,0%); предложенная в проекте развития ГМЗ-3 технология биоокисления работоспособна и целесообразна для переработки технологически упорных золото-мышьяковистых сульфидных руд месторождения Кокпатас. В связи с особенностью химического состава флотоконцентрата (низкое значение отношения $\text{S}^2/\text{CO}_3^{2-}$, равное 6,0) при работе установки биоокисления первичные реакторы, вероятно, будут потреблять значительное количество серной кислоты для поддержания требуемого уровня pH пульпы. В исследованиях не использовались штаммы микроорганизмов, произведенные иностранными фирмами. Это показывает принципиальную возможность получения достаточно высокой степени окисления сульфидной серы и извлечения золота при использовании штаммов тионовых бактерий, имеющихся в нашем распоряжении (культура бактерий Института микробиологии АН РУз). Так, эффективность процесса биоокисления сульфидных флотоконцентратов зависит, в основном, от степени адаптации микроорганизмов и особенностей ведения технологического процесса.

Полупромышленные испытания технологической схемы в ОАО Иргиредмет

В ОАО Иргиредмет (Россия) проведены полупромышленные испытания технологии переработки руды по проектной схеме (Проведение испытаний..., 2003). Исходная руда (рис. 92) поступала в мельницу полусамоизмелчения (МПС 900×300), в которую загружено 4% шаров от объема. Мельница работала с классифицирующим ап-

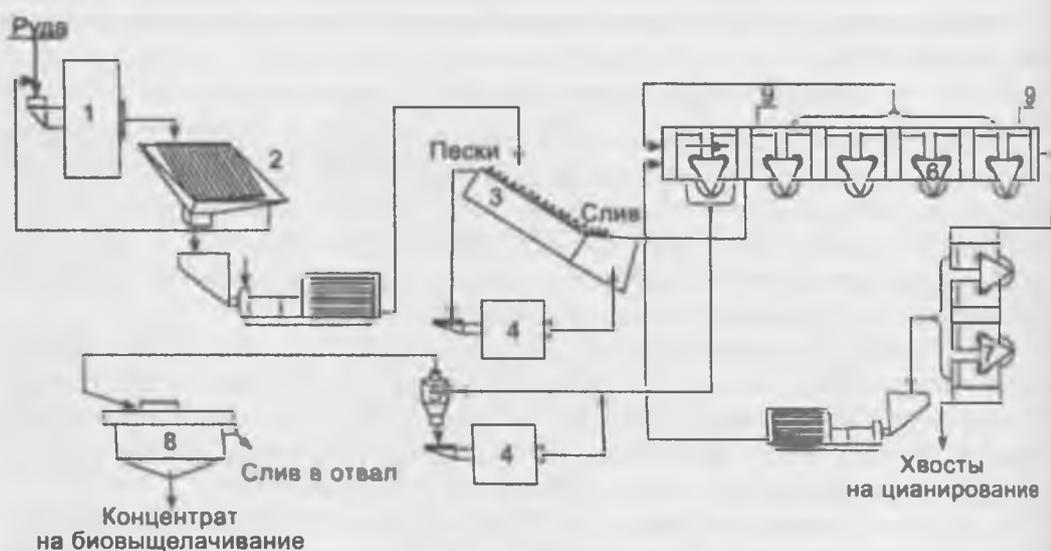


Рис. 92. Схема цепи аппаратов полупромышленных испытаний процесса флотации сульфидных руд: 1 – мельница МПС 900×300; 2 – грохот вибрационный 650×200; 3 – классификатор 1КСР – 1,5; 4 – мельница МШР 400×400; 5 – гидроциклон ГЦ-25; 6 – флотомашина ФМ-0,12; 7 – флотомашина ФМ-0,32; 8 – сгуститель Ц-2,5; 9 – агитационный чан.

паратом (грохот вибрационный 650×200 с размером отверстий 2 мм). Надрешетный продукт грохота возвращался в мельницу МПС (после взвешивания), а подрешетный – на вторую стадию измельчения в шаровую мельницу МШР 400×400, установленную в замкнутом цикле со спиральным классификатором 1КСР-1,5. Слив классификатора направлялся на I основную флотацию (ФМ-0,12) продолжительностью 14 мин и II основную (ФМ-0,32) продолжительностью также 14 мин, концентраты объединялись, перечищались в течение 10 мин (ФМ-0,12) и перекачивались на классификацию в гидроциклон (ГЦ-25). Слив гидроциклона (флотоконцентрат) поступал в сгуститель (Ц-2,5), сгущенный продукт на биовыщелачивание, а слив сгустителя – в отвал, хвосты флотации накапливались для проведения исследований по цианированию.

Питание флотации выдерживалось в соответствии с заданными параметрами как по крупности, так и содержанию твердого. Крупность флотоконцентрата перечистки колебалась от 94,6 до 94,2% класса -0,074 мм (80-82% класса -0,045 мм). После доизмельчения крупность флотоконцентрата составила в среднем 90-95% класса -0,045 мм. Если ориентироваться на крупность продукта доизмельчения флотоконцентрата по классу -0,074 мм, предусмотренную в проекте, то она выдержана в соответствии с ним (98-100% этого класса). Однако при испытаниях определено, что продукт после доизмельчения флотоконцентрата до 98-95% по классу -0,074 мм содержит 90-92% класса -0,045 мм, что значительно выше предусмотренного проектом.

Содержание твердой фракции во флотоконцентрате перечистки колебалось от 6,0 до 7,5%, а в сливе ГЦ-25 – 4,5-4,7%. Сгущенный продукт, поступающий на биовыщелачивание, содержал 18-22% твердой фракции.

Выход флотоконцентрата составил 9,6% , извлечение золота 79,4% при его потерях в хвостах флотации 1,0 г/т.

По результатам лабораторных исследований, извлечение золота из хвостов флотации цианированием составляет 45,4%. С учетом этого извлечение золота во флотоконцентрат и проведение гидрометаллургического цикла может быть оценено в 88,8%.

Результаты анализа хвостов флотации показывают, что в доступной для цианирования форме находится только 44,5% золота, остальные 55,5% приходится на долю упорного золота (не извлекаемого прямым цианированием). Из них 40%, или 0,44 г золота на 1 т хвостов, приурочено к сульфидам и углеродистому веществу; 6,3% к минералам, растворимым в щелочи и соляной кислоте; с кварцем связано 9,1% золота.

Главной причиной повышенных потерь золота руд Кокпатаса и Даугызтау по технологии с цианированием хвостов флотации следует считать наличие в них некоторого количества трудноизвлекаемых флотацией зерен сульфидов железа, покрытых поверхностными оксидными пленками.

Для исследования процесса БВ использовали флотоконцентрат, полученный при полупромышленных испытаниях процесса обогащения шихты руд Кокпатасского и Даугызтауского месторождений.

Химический состав концентрата для БВ, %: 34,4 – SiO₂; 18,5 – Al₂O₃; 2,1 – CaO; 2,5 – MgO; 0,13 – MnO; 0,29 – P₂O₅; 4,2 – K₂O; 1,4 – Na₂O; 12,5 – S_{общ.}; 0,5 – S_{окисл.}; 12,0 – S_{сульфид.}; 3,1 – As; 0,17 – Sb; 0,025 – Cu; 0,17 – Zn; 0,4 – Pb; 15,8 – Fe_{общ.}; 10,6 – Fe_{сульфид.}; 5,1 – Fe_{окисл.}; 34,5 г/т – Au.

По данным ситового анализа, материал представлен 99,9% класса крупности < 0,05 мм. Химический состав флотоконцентрата свидетельствует о том, что он содержит 34,5 г/т золота, 3,1% мышьяка, 12,5% общей серы, из них 94% – сера в сульфидной форме. В составе флотоконцентрата доля сульфидов 25-26%, из них по массе значительно преобладает пирит – 17-18%. Масса арсенопирита практически в 2-2,5 раза меньше (7%), а доля антимонита не более 0,2%. Сумма оксидных минералов железа и мышьяка (лимонита, гётита, гидрогётита, ярозита, скородита и др.) не превышает 4,5-5,0%. По фазовому составу мышьяк в концентрате представлен преимущественно сульфидной формой – 90,3% (табл. 45).

Перед началом разработки режимных параметров биогидрометаллургической переработки концентрата поставлены опыты по цианированию исходного концентрата. Золото из концентрата выщелачивается неудовлетворительно: в течение 24-48 ч извлекается 36,8%. Это свидетельствует об упорности концентрата и необходимости вскрытия золота из сульфидных минералов перед цианированием, что подтверждается результатами рационального анализа (табл. 46).

Для проверки сорбционной активности флотоконцентрата определялась кинетика растворения золота (рис. 93). Результаты свидетельствуют о сорбционной активности исходного концентрата по отношению к цианистым комплексам золота, которая, в основном, проявляется при продолжительности выщелачивания более 5 ч. Состав концентрата обладает рядом благоприятных факторов, используемых для определения пригодности к биотехнологии: в частности, при минимально допустимом отношении

Таблица 45
Фазовый анализ мышьяка
в концентрате, %

Форма нахождения	Содержание	Распределение
Сульфидная	2,8	90,3
Окисленная	0,3	9,7
Общая	3,1	100

Результаты рационального анализа концентрата на золото

Форма нахождения и характер его связи с рудными компонентами	Распределение золота	
	г/т	%
Свободное (извлекаемое амальгамацией)	0,73	2,0
В виде сростков (цианируемое)	7,2	19,8
Всего в цианируемой форме	7,93	21,8
Цианируемое после обработки щелочью (покрытое пленками, ассоциированное с антимонитом и аморфным кремнеземом)	2,80	
Цианируемое после обработки соляной кислотой (связанное с гидроксидами железа, хлоритами, карбонатами)	3,40	
Ассоциированное с сульфидами и углеродистым веществом	20,40	
В том числе:		
извлекаемое цианированием после обработки азотной кислотой (ассоциированное с сульфидами);	18,20	50,0
извлекаемое цианированием после окислительного обжига кислотой (ассоциированное с углеродистым веществом и тонковкрапленное в него сульфидами);	2,20	6,1
Тонковкрапленное в кварце	1,80	4,9
Итого во флотоконцентрате (по балансу)	36,33	100,0

содержания золота к содержанию сульфидной серы (0,7:1), это соотношение Au (г/т): S (%) = 2,3:1.

Укрупненные испытания технологии БВ концентратов проведены на стандартной миниустановке состоящей из одного головного и трех малых биореакторов. В течение всего периода испытаний 1 раз в сутки в каждом из биореакторов отбирали пробу раствора и определяли концентрацию Fe⁽²⁺⁾, Fe⁽³⁺⁾, рН и окислительно-восстановительный потенциал.

Кроме того, в биореакторах определяли плотность пульпы и ежедневно компенсировали потери воды с испарением. В последнем биореакторе ежедневно отбирали пробу пульпы (500 мл). В жидкой части пульпы определяли концентрацию мышьяка, а твердую отмывали водой до нейтрального рН и цианировали в бутылочном агитаторе. Цианирование вели в течение суток при соотношении Т:Ж = 2:1, концентрации цианида 2 г/л и загрузке активированного угля АГ-95 – 5% от твердого.

Первый цикл испытаний процесса БВ проводили с производительностью 29-31 л пульпы/сут (5,6 кг концентрата/сут), что соответствует продолжительности выщелачивания 8 сут. В этом режиме установка работала в течение 22 сут, было загружено в переработку 123 кг концентрата.

Окисленная пульпа, полученная в результате БВ, двукратно разбавлялась водой и сгущалась. Сгущенный продукт (соотношение Ж:Т = 1,5:1) повторно разбавлялся водой до соотношения Ж:Т = 10:1 и снова сгущался. Сгущенный продукт фильтровали и складировали для последующих опытов по цианированию.

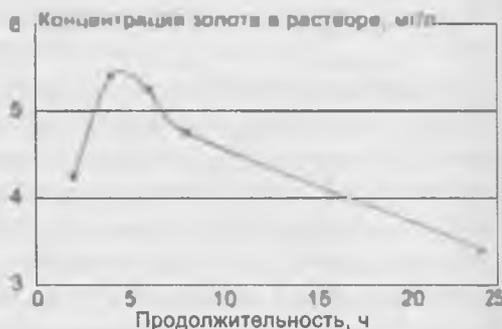


Рис. 93. Динамическая характеристика сорбционной способности концентрата.

Второй цикл испытаний проводили с производительностью 38-41 л пульпы/сут (7,5 кг концентрата/сут), что соответствует продолжительности выщелачивания 6 сут. В этом режиме установка работала в течение 12 сут, было загружено в переработку 90 кг концентрата.

Третий цикл испытаний проводили с производительностью 59-61 л пульпы/сут (11,2 кг концентрата/сут), что соответствует продолжительности выщелачивания 4 сут. В этом режиме установка работала в течение 8 сут, было загружено в переработку 90 кг концентрата.

По истечении 8 сут третьего цикла выщелачивания подача пульпы была прекращена, а установка продолжала работать без ее движения еще в течение 3 сут. Затем пульпа из всех биореакторов была выгружена для сгущения и отмывки.

На рис. 94 показано изменение солевого состава сбросных растворов БВ (слив четвертого биореактора) в процессе всего периода испытаний. Так концентрация мышьяка в растворе практически не изменялась, что свидетельствует о стабильном окислении арсенопирита при всех испытанных режимах работы. Концентрация Fe (3+) в первом цикле испытаний при выходе на режим (10-22 сут) и втором цикле также находилась на одном

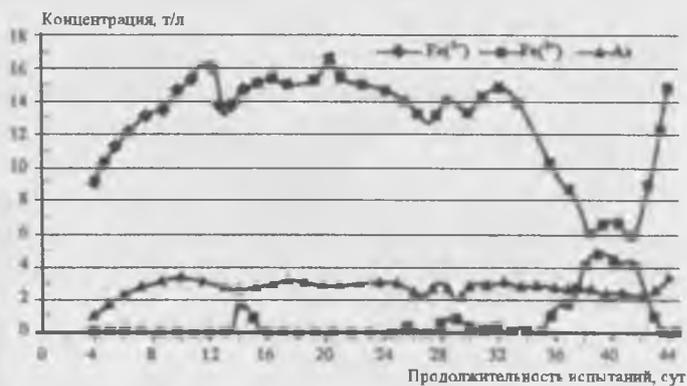


Рис. 94. Изменение концентраций Fe(3+), Fe(2+) и As в растворах бактериального выщелачивания в процессе укрупненных испытаний.

уровне (12-16 г/л). В первом цикле в растворе практически отсутствовало Fe (2+), во втором не превышало 0,8 г/л. Это свидетельствовало о достаточно высокой бактериальной активности. При увеличении производительности установки до 11,2 кг концентрата/сут, что соответствует продолжительности выщелачивания 4 сут (третий цикл испытаний), концентрация Fe (3+) снизилась до 5-7 г/л, а Fe (2+) возросла до 3,5-5,0 г/л. Суммарная концентрация железа (10 г/л) оказалась заметно ниже, чем в первом и втором циклах. Это свидетельствует о неполном окислении сульфидов, в частности пирита, и позволяет сделать вывод о том, что 4-х суток недостаточно для полного протекания процесса БВ.

Резкий рост концентрации Fe (II) после 42 сут. объясняется прекращением подачи концентрата в завершающий период испытаний. Из частных проб продукта БВ составлены объединенные пробы, характеризующие продукты, полученные при различной продолжительности окисления. Первая проба составлена из продуктов окисления первого цикла испытаний – пробы, отобранные с 11 по 22 сут.; вторая – с 5 по 12 сут второго цикла; третья – с 4 по 8 сут третьего цикла. В объединенных пробах определен фазовый состав железа и мышьяка, степени окисления сульфидов и усредненные показатели извлечения золота при цианировании (табл. 47).

Таблица 47

Характеристики продуктов БВ
при различной продолжительности окисления, %

Продолжительность БВ, сут – цикл испытаний	Массовая доля				Степень окисления			Извлечение Au при цианировании
	Fe		As		арсенопирит	пирит	сульфидная сера	
	общая	сульфидная	общая	сульфидная				
8 – первый	7,4	1,3	1,8	0,04	98,7	84,6	88	92,1
6 – второй	7,3	1,8	1,8	0,05	98,4	75,1	83	91,6
4 – третий	9,2	4,7	1,7	0,93	70,0	50,4	56	86,4

Так, 6 сут выщелачивания достаточно для разложения арсенопирита и большей части пирита. Извлечение золота из продукта окисления при этих условиях достигает 91,6%. Увеличение продолжительности БВ до 8 сут сказывается на полноте окисления пирита, но не приводит к существенному увеличению извлечения золота при последующем цианировании. Однако сокращение продолжительности БВ до 4 сут сказывается на все показатели процесса. Степень окисления арсенопирита, пирита и сульфидной серы снизилась на 25% и выше, извлечение золота при цианировании составило 86,4%, что свидетельствует о нехватке времени для окисления.

Существующая технологическая схема переработки сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау на ГМЗ-3. В соответствии с проектом строительства ГМП на базе золоторудных месторождений Кокпатас и Даугызтау в 2008 г. завершено строительство первой очереди технологической схемы ГМЗ-3 с применением технологии бактериального окисления, для переработки сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау.

Проектом предусматриваются следующие основные технологические показатели схемы биоокисления (рис. 95). выход флотоконцентрата – 10,4%; извлечение золота во флотоконцентрат – 89%; извлечение золота в готовую продукцию от руды (сквозное извлечение) – 88,8% (из них 82,77% на сорбции продукта и 6,03% на сорбции хвостов флотации); максимально возмож-

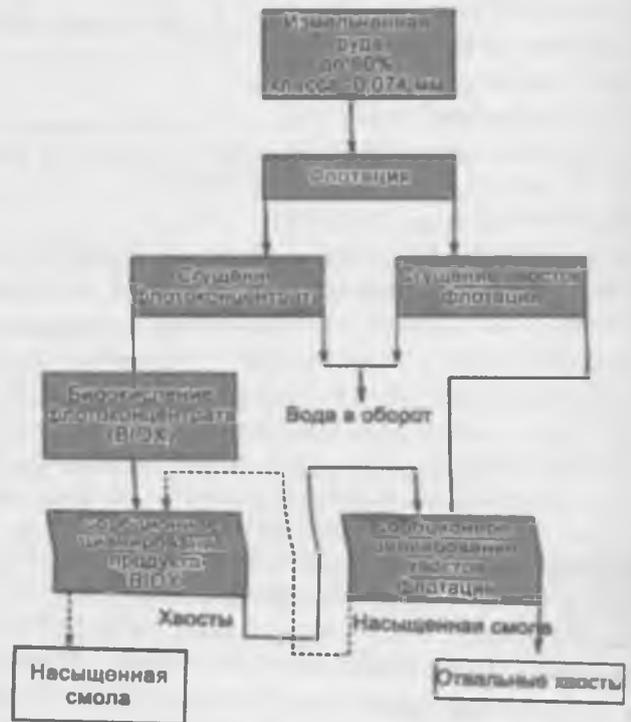


Рис. 95. Принципиальная схема переработки сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау.

ная нагрузка на схему биоокисления по сере сульфидной – 214 т/сут; содержание серы сульфидной во флотоконцентрате – 20%.

В проекте наличие углистых веществ в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау и их влияние на технологические процессы не рассматривалось.

Влияние изменения вещественного состава руды на процесс биоокисления. По мнению ученых микробиологов докт. биол. наук Т.Ф.Кондратьевой (Москва) и докт. биол. наук М.Г.Сагдиевой (Ташкент), вещественный состав руды, поступающей на бактериальное окисление, должен быть постоянным в течение длительного времени. Гарантией постоянства вещественного состава руды может быть переработка руд методом бактериального окисления с одного месторождения. Постоянство вещественного состава руд обусловлено требованиями процесса бактериального окисления. Для его нормального протекания необходимо постоянство: состава руды по пириту и арсенопириту; соотношения пирита и арсенопирита в руде; содержания карбонатов в руде; постоянство электрохимических и электрофизических свойств пирита и арсенопирита в руде.

При бактериальном окислении микроорганизмы адаптируются (приспосабливаются) к химическому составу и соотношению окисляемых минералов и их свойствам. Резкое изменение одного из вышеназванных условий приведет к лизиусу (вымиранию) колоний микроорганизмов. Следствием лизиуса микроорганизмов является обильное пенообразование в технологическом процессе и, самое главное, прекращение процесса биоокисления.

На ГМЗ-3 перерабатываются руды двух месторождений Кокпатас и Даугызтау (рис. 96). При переработке руды с одного месторождения Кокпатас извлечение ста бильно, с увеличением в шихте доли руд месторождения Даугызтау оно уменьшается. На месторождении Кокпатас имеется 39 различных рудных тел, вещественный состав которых различается (табл. 48). Как видно, различие между основными элементами для бактериального окисления (мышьяк, сера сульфидная, карбонаты) составляет 50...100%, что тоже отрицательно влияет на постоянство вещественного состава перерабатываемой руды и технологические показатели биоокисления.

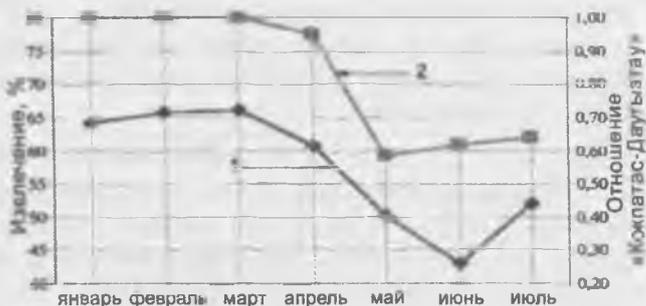


Рис. 96. Зависимость извлечения золота от соотношения руд месторождений Кокпатас:Даугызтау. 1 – извлечение золота из сульфидных руд, %; 2 – соотношение Кокпатас-Даугызтау, от. ед.

Таблица 48

Химический состав различных карьеров месторождения Кокпатас, %

Карьер	As	Fe	S	Ss	CO	C
Юго-Западный	0,60	4,72	2,54	2,51	3,85	2,70
Южный 3	0,50	5,25	2,10	2,07	4,95	2,30
Южный I	0,50	4,72	2,54	2,48	3,85	2,70
Южный II	1,04	4,89	3,13	3,08	6,30	0,28
Западный I-I	0,60	3,97	2,56	2,49	3,21	0,38
Восточный	0,56	3,67	2,19	1,93	2,33	0,24
Широтный I	0,96	5,17	2,70	2,64	11,62	0,12
Ближний Приконтактный	1,01	4,97	2,37	2,30	9,29	0,27
Карашахо II-2к	0,59	5,01	3,13	3,06	7,10	

В 2000 г. ОАО Иргиредмет (Россия) проведены исследования сульфидных руд месторождения Кокпатас. Так, после окисления сульфидов в продукте остается до 14% неизвлекаемого золота, из которых 12% – углистое золото. Дальнейшие исследования показали, что доля углистого золота в сульфидных рудах месторождения Даугызтау достигает до 25%.

Изучение показало, что первоначально в 1997 г., при подборе необходимых режимов и параметров технологии, разработчику – компании «Байомин» (ЮАР) была направлена проба сульфидной руды только из одного карьера (участок Южный месторождения Кокпатас), в то время как в настоящее время на переработку поступает руда из более 20 карьеров сульфидных золотоносных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау с различной структурой (наличием ранее не предусмотренных технологией примесей углерода более 1% и различием между основными элементами).

Помимо этого, в рудах указанных месторождений наблюдается тесная ассоциация по типу «взаимопрорастания» сульфидов и углистого вещества, извлекаемых при флотации в концентрат, что создает особую упорность.

В результате бактерии в процессе биоокисления не могут приспособиться к нестабильной и отличающейся от проектного состава руды, что снижает степень окисления сульфидов и приводит к оседанию подлежащего извлечению металла на примесях углеродов (табл. 49).

Таким образом, непостоянство состава и присутствие в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау углистого золота требует новых подходов переработки продуктов биоокисления.

Таблица 49
Доля углистого золота в месторождениях Кокпатас и Даугызтау

Месторождение	Содержание золота в руде, г/т	Доля углистого золота во флотоконцентрате, %
Даугызтау	3,3	23,4
Кокпатас	2,2	15,9

Выводы по главе V

1. Проблема извлечения золота из технологически упорных сульфидных руд может быть отнесена к числу более важных. Наиболее перспективным и высокоэффективным способом с точки зрения экологии и экономики является биогидрометаллургия, использующая окисление минералов при помощи бактерий.
2. Постоянно меняющийся вещественный состав перерабатываемых руд месторождений Кокпатас и Даугызтау усложняет ведение технологического процесса и достижение желаемых результатов.
3. Присутствие в перерабатываемых рудах углистых веществ (графит, шунгит и др.) и их взаимопрорастания с сульфидными минералами увеличивают вдвойне упорность перерабатываемого сырья.
4. Для применения более эффективной технологии на ГМЗ-3 дополнительно требуются новые подходы по улучшению и усовершенствованию процесса.
5. Хвосты флотации представляют рудный минерал, который может быть использован для кучного выщелачивания меди на Алмалыкском ГМК. Впервые установлены кинетические зависимости изменения рН продуктивных растворов в процессе бактериального выщелачивания, изменение концентрации железа и меди, содержания оксидного железа в продуктивных растворах, численности жизнеспособных клеток тионовых бактерий и окисления первичных сульфидных минералов меди во времени. Разработана методика по бактериальному выщелачиванию меди кучным выщелачиванием из хвостов флотации.

ГЛАВА VI. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПЕРЕРАБОТКИ УПОРНЫХ ЗОЛОТОСУЛЬФИДНЫХ РУД НА ГМЗ-3

Совершенствование технологии противоточной декантационной отмывки кека биоокисления

В завершение биоокисления флотоконцентратов кек подвергается отмывке от растворенных примесей – мышьяка и железа – методом противоточной декантационной (ПТД). В процессе освоения технологии отмечены случаи ухудшения работы передела, выразившиеся в резком снижении скорости осаждения твердой фазы и появлении мути в сливе сгустителей.

Для изучения сгущаемости проводились опыты в питании сгустителей ПТД-1, 2, 3 с использованием применяемого на ГМЗ-3 флокулянта «Праестол 2500». Расход его для 1, 2, 3 сгустителей составил 90, 40, 40 г/т соответственно.

На рис. 97 показаны кривые сгущения для контура ПТД. Большая фаза «зависания» для первого сгустителя объясняется более высокой плотностью жидкой фазы за счет высоких концентраций растворенных компонентов.

Улучшение показателей сгущаемости при использовании флокулянта по сравнению с «холостым» опытом незначительно. Установлено, что флокулянт марки «Праестол 2500» в существующих условиях не позволяет качественно обес-

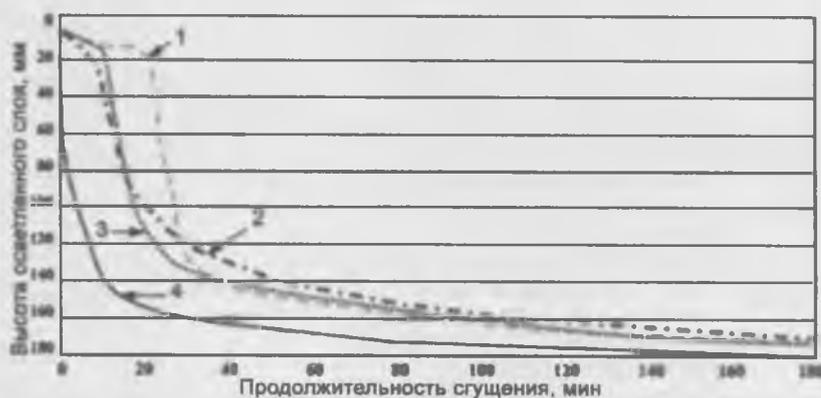


Рис. 97. Характерные кривые сгущения контура ПТД ГМЗ-3. 1 – ПТД-1; 2 – ПТД-2; 3 – ПТД-3; 4 – классическая кривая сгущения.

печить получение чистых сливов, особенно для ПТД 1. Это обстоятельство требовало проведение исследований по поиску оптимальных марок флокулянта «Праестол». Перечень и основные характеристики данных образцов представлены в табл. 50.

Для опытов по подбору оптимальной марки флокулянта использовались только свежеприготовленные в лабораторных условиях рабочие растворы (0,05%).

С имеющимися образцами провели серию экспресс-опытов по определению характера сгущения в зависимости от расхода флокулянта. По полученным результатам, для испытаний на пробе питания ПТД 1 принят расход флокулянта 90 г/т твердого, для ПТД-2 и ПТД-3—20 г/т твердого.

По результатам опытов выполнена сравнительная оценка работы образцов флокулянтов в контуре ПТД (табл. 51).

Разновидности и характеристики флокулянтов марки «Праестоп»

Марка флокулянта	Состав	Характер заряда	Насыпная плотность, кг/м ³	Динамическая вязкость 0,1 % раствора дист. Воде, мПа*с	рН (0,1) водопроводной воде	Диапазон применения по значению рН (согласно паспорта)	Минимальный заявленный срок годности		
							Гранулят в заводской упаковке, месяцев	0,5 % раствор в водопроводной воде, недель	0,1 % раствор в водопроводной воде, суток
2500	Высокомолекулярный неионогенный полиэлектролит на основе полиакриламида	Неионогенный	650	≈50	≈7		12	2	3
2510	Высокомолекулярный, слабоанионный полиэлектролит на основе акриламида и акрилата натрия	Слабоанионный	700	≈25	≈7		12	4	7
610BC	Высокомолекулярный, очень слабokatионный полиэлектролит на основе акриламида и катионного производного акриламида	Очень слабоактивный	650	≈35	≈7		12	2	3
650BC	Высокомолекулярный, среднекатионный полиэлектролит на основе акриламида и катионного производного акриламида	Среднекатионный	650	≈30	≈7		12	2	3
655BC-S	Высокомолекулярный, сильнокатионный полиэлектролит на основе акриламида и катионного производного акриламида	Сильнокатионный	650	≈30					
658BC-S				≈20					
852BC	Очень высокомолекулярный, средне катионный полиэлектролит на основе акриламида и катионного производного акриламида	Среднекатионный	650	≈30	≈7	1-14	12	2	3
854BC-S	Высокомолекулярный, сильнокатионный полиэлектролит на основе акриламида и катионного производного акриламида	Сильнокатионный	650	≈30	≈7	1-10	12	1	1
857BS	Высокомолекулярный, сильнокатионный полиэлектролит на основе акриламида и катионного производного акриламида	Сильнокатионный	650	≈30	≈7	1-10	12	1	1
859BS		Очень сильнокатионный		≈20					

Для дальнейших исследований приняты: 2500 – как применяемый в настоящее время образец (неионогенный флокулянт); 610-BC – образец для сравнения (слабокатионный флокулянт); 655-BC-S – образец для опытов со сгустителями номер 1 и 3 (сильнокатионный флокулянт); 853-BC – флокулянт с наилучшими показателями (очень высокомолекулярный, сильнокатионный); 854-BC-S – флокулянт с наилучшими показателями (высокомолекулярный, сильнокатионный).

Приготовление растворов флокулянтов с концентрацией 0,05% осуществлялось растворением гранулированного продукта в воде перемешиванием в лабораторных

Таблица 51

Оценка работы образцов флокулянтов в контуре ПТД цеха биоокисления ГМЗ-3

Сгуститель	Марка флокулянта «Праестол»										
	2500	2510	610-BC	650-BC	655-BC-S	658-BC-S	852-BC	853-BC	854-BC-S	857-BS	859-BS
1	-	-	-	+	+	+	+	++	++	+	+
2	-	-	+	+	-	++	+	+	+	+	-
3	-	-	+	++	++	+	++	++	++	+	+
Итого	0	0	2	4	4	4	4	5	5	3	3

Примечание. + образцы с удовлетворительными характеристиками осветленного слоя (отсутствие взвесей); ++ образцы с наилучшими показателями по удельной производительности сгущаемости осветленного слоя (прозрачность, отсутствие взвесей); - образец с не удовлетворительными характеристиками осветленного слоя (присутствие в сливе большого количества шламов).

мешалках при $t = 40^{\circ}\text{C}$. Отмечено, что время приготовления раствора образца флокулянта 853-BC в 2 раза больше по сравнению с остальными образцами (медленное растворение, производительность узла приготовления растворов флокулянтов на ГМЗ-3 не позволяло его практического применения). В связи с чем образец флокулянта 853-BC в дальнейших опытах не применялся. Среди испытанных флокулянтов на пробе питания ПТД 1 наилучшие показатели у образца 854-BC-S (рис. 98). На пробах питания всех трех сгустителей ПТД был испытан флокулянт 854-BC-S в сравнении с Праестол - 2500.

На рис. 99 показаны кривые сгущения (без учета взвесей) для сгустителей контура ПТД цеха биоокисления ГМЗ-3.

Из представленных к испытаниям образцов, наилучшими показателями обладает высокомо-

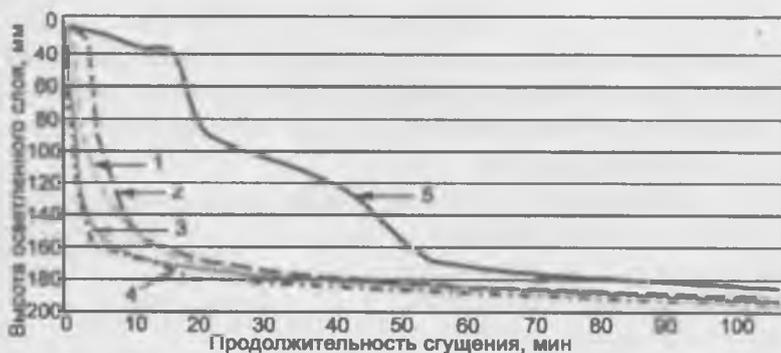


Рис. 98. Кривые сгущения для 1 сгустителя контура ПТД при использовании различных марок флокулянта «Праестол», 90 г/т: 1 - 2500; 2 - 610-BC; 3 - 655-BC-S; 4 - 854-BC-S; 5 - холостой опыт.

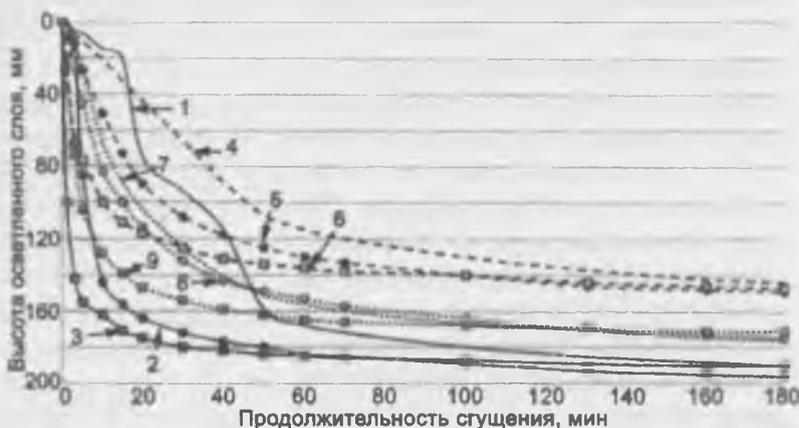
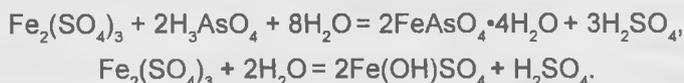


Рис. 99. Кривые сгущения пульпы контура. ПТД-1: 1 - холостой опыт; 2 - 2500; 3 - 854-BC-S. ПТД-2: 4 - холостой опыт; 5 - 2500; 6 - 854-BC-S. ПТД-3: 7 - холостой опыт; 8 - 2500; 9 - 854-BC-S.

лекулярный, сильно катионный флокулянт Праестол 854-BC-S. При сравнении флокулянта марки Праестол 854-BC-S с образцом Праестол-2500 удельная производительность сгущения для всех трех сгустителей ПТД увеличилась в среднем в 2 раза.

Изучение влияния pH жидкой фазы пульпы на осветление слива ПТД-1. В результате набора статистических данных методом пассивного эксперимента установлена прямая зависимость ухудшения осветления слива ПТД 1 с ростом pH жидкой фазы. Так, при повышении pH жидкой фазы во вторичных реакторах до значения 1,40-1,45 пульпа биокека, поступающая на отмывку, разбавляется промывной водой в ПТД 1, и pH жидкой фазы возрастает до значений 1,80-1,86. Наблюдается резкое ухудшение осветления пульпы и образование мути в верхнем сливе ПТД 1 (Петухов и др., 2010).

Причиной ухудшения осветления и образования мути явился гидролиз солей железа (+3) в жидкой фазе пульпы с образованием коллоидного раствора скородитазита по уравнениям реакций:



В результате образования коллоидного раствора арсената и оксисульфата железа вязкость жидкой фазы возросла, что резко снизило скорость осаждения шламовой фракции кека биоокисления (табл. 52). Хорошие результаты по осветлению пульпы достигаются при pH 1,33.

Для подтверждения данных, полученных путем пассивного эксперимента, исследовалось влияние pH водной фазы пульпы, поступающей в сгуститель ПТД 1, на показатели сгущения и состояние верхнего слива. Использовалась производственная пульпа, поступающая в сгуститель ПТД 1, которую подкисляли серной кислотой до заданных значений pH. Расход флокулянта «Праестол» (0,05%-ный раствор) 90 г/т. Подкисление пульпы, поступающей в сгуститель ПТД 1, до pH = 1,35-1,40 обеспечивает приемлемые показатели по сгущению пульпы и хорошее качество верхнего слива.

Получение прозрачного верхнего слива ПТД 1 положительно отражается на концентрации золота в стоках и, как следствие, на его содержании в нейтрализованном известняком сгущенном продукте разгрузки КОВ (табл. 53).

Таблица 52
Влияние pH жидкой фазы пульпы на скорость осаждения и чистоту верхнего слива (данные пассивного эксперимента)

Проба	pH	Скорость осаждения, м/ч	Состояние верхнего слива
Пульпа – питание сгустителя ПТД 1	2,02	0,44	Нет фронта осаждения
	1,86	0,55	Нет фронта осаждения, слив мутный
	1,54	0,95	Фронт четкий, слив мутный
	1,33	1,16	Фронт четкий, слив прозрачный

Таблица 53
Влияние pH подкисленной жидкой фазы пульпы биокека на показатели осветления и содержания золота в сбросных продуктах при ПТД отмывке

pH подкисления	Показатель слива	Концентрация золота в сливе, мг/л	Содержание золота в сгущенном продукте КОВ, г/т
1,65	Мутный	0,220	1,0-1,2
1,50		0,190	0,9
1,45	Мутноватый	0,180	0,8
1,40	Прозрачный	0,090	0,6
1,35		0,085	0,5
1,30		0,085	0,5
1,20		0,085	0,5

Таким образом, разработана и внедрена в промышленном масштабе технология подкисления пульпы биокека, поступающая на ПТД, до $pH = 1,3 \div 1,4$. Получен чистый верхний слив ПТД 1 и, как следствие, снижено содержание золота в сгущенном продукте КОВ.

Далее проведены лабораторные исследования по изучению влияния кислой отмывки не только на работу ПТД 1, но и на работу всего контура ПТД. Для этого разработана специальная методика проведения ПТД продукта биоокисления.

Опыты по противоточно-декантационной отмывке продукта биоокисления, согласно вышеуказанной методике, проведены в двух вариантах: 1) отмывка обычной технической водой; 2) отмывка подкисленной технической водой (кислая отмывка) (табл. 54).

Таблица 54

Результаты опытов по отмывке продукта биоокисления

Условия опыта	pH пульпы	Масса твёрдого, г	Au, г/т
Исходная пульпа	1,45	118	19,55
Отмывка обычной водой	1,84	127	18,74
Отмывка подкисленной водой до $pH = 1,4$	1,42	115	20,05
Отмывка подкисленной водой до $pH = 1,1$	1,12	112	20,54

Со снижением pH жидкой фазы пульпы при противоточно-декантационной отмывке масса твердого в отмытом биокеке падает (в нашем случае на 10-12%), что подтверждается с ростом в нём содержания золота. Последнее может объясняться хорошей отмывкой железа (III) при низких значениях pH , исключая его осаждение в виде гидратов, что должно положительно повлиять на извлечение золота при сорбционном цианировании отмытого биокека. Биокек, отмытый обычной и подкисленной технической водой, подвергался сорбционному цианированию в условиях KEMIX – $C_{NaCN} = 1000$ мг/л с поддержанием до конца опыта, $pH = 10,5-11,0$, $\rho_{пульпы} = 1260$ г/л, смола 3% от объема пульпы, продолжительность 16 ч. При отмывке биокека подкисленной водой хвосты сорбционного цианирования ниже (4,06 вместо 4,81 г/т) и извлечение выше на 6% по сравнению с отмывкой биокека обычной водой. Повышение расхода извести при защелачивании перед сорбционным цианированием может компенсироваться потерей массы при кислой отмывке и снижением расхода NaCN.

Результаты данных опытов – основание для промышленного внедрения подачи подкисленной воды на отмывку не только ПТД 1, но и на ПТД 2 и ПТД 3, что привело к улучшению отмывки биокека от железа (III) и, соответственно, повышению извлечения золота при его сорбционном цианировании.

Совершенствование конструкции рабочих узлов сгустителей контура ПТД. В контуре противоточной декантации цеха биоокисления установлены сгустители фирмы «DELCOR» (Индия) диаметром 28 м, площадь осаждения 615 м², объемом 2,5 тыс. м³.

Сульфидные руды, поступающие в переработку завода, неоднородные и сильно различаются физико-химическими свойствами, что приводит к ряду сложностей в достижении требуемых параметров в основных технологических переделах. Одна из таких проблем – недостаточная степень отмывки и низкая производительность сгущения продукта биоокисления в контуре ПТД. Лабораторные опыты по сгущаемости другого продукта – флотоконцентрата, проведенные специалистами завода и ЦНИЛ НГМК отразили основные показатели сгущаемости флотоконцентрата с использо-

ванием различных флокулянтов и их дозировок, а также при разных плотностных режимах пульпы. На основании полученных результатов построен график влияния плотности пульпы флотоконцентрата на показатели сгущаемости (рис. 100).



Рис. 100. Влияние плотности пульпы флотоконцентрата на показатели сгущаемости.

Параметры сгущаемости продуктов улучшаются при разбавлении пульпы до содержания твердого 15-20% ($R = 4,0-5,3$). При этом скорость сгущения увеличивается более чем в 3 раза – с 0,32 м/ч до 0,9-1,2 м/ч, удельная производительность сгущения увеличивается в 1,5 раза с 4,29 до 6,5 т/м² сут соответственно. Таким образом, для оптимизации работы сгустителя флотоконцентрата целесообразно разубоживать пульпу в питании сгустителя до $R = 4,0-5,3$. Этот вывод распространен и на сгустители ПТД.

На сгустителях ПТД внедрена система авторазбавления пульпы – в питающих трубах сгустителей сделаны горизонтальные прорезы на уровне зеркала, через которые осветленная вода поступала в питающие трубы, разбавляя тем самым пульпу до ее попадания в питающие колодцы сгустителей. Однако увеличение производительности сгустителей ПТД по твердому было не значительным. В связи с чем рассмотрен принципиально новый вариант реконструкции питающего узла сгустителя (Санакулов и др., 2012).

Новый приемный узел сгустителя Ц-28 состоит из питающего колодца (диаметр увеличен в 2 раза по отношению к проектному – 5 м), питающей трубы (диаметр увеличен в 3 раза), а также открытого приемного желоба, в который заведена питающая труба, и установленного таким образом, что осветленная вода в зеркале сгустителя попадает в желоб и разбавляет пульпу, поступающую с питающей трубы в колодец (рис. 101). Такие конструктивные решения позволили увеличить эффективность работы системы авторазбавления и времени контакта твердого материала с флокулянтom вследствие увеличения объема приемного колодца, что в конечном итоге улучшило

показатели сгущения и производительности сгустителя.

Мониторинг показателей среднечасовой производительности сгустителей показывает, что сгуститель с новой конструкцией питающего узла, работающая со среднечасовой производительностью более чем вдвое пре-

вышающую производительность сгустителя с проектным питающим узлом, обеспечивает лучшие показатели сгущаемости и получение более чистого верхнего слива.

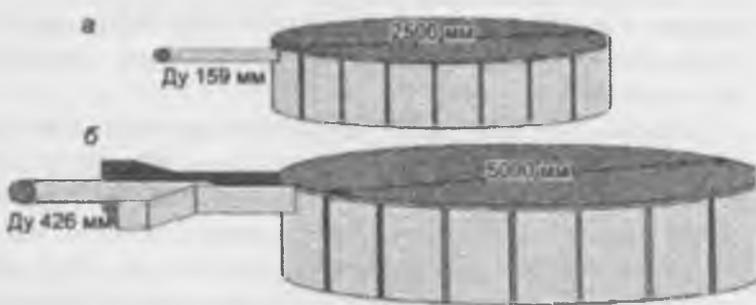


Рис. 101. Конструкция питающего колодца сгустителя Ц-28. а – проектный питающий колодец; б – питающий колодец усовершенствованной конструкции (увеличены диаметр колодца и питающего трубопровода; установлен желоб для авторазбавления).

Разработка и внедрение технологии извлечения золота из сгущенного продукта нейтрализации слива противоточной декантационной отмывки биокека на ГМЗ-3

При освоении технологии отмывки биокека методом ПТД установлено наличие золота в сливах ПТД. Согласно проекту, слив ПТД направляется в процесс нейтрализации известняком для перевода мышьяка в нерастворимые формы. Затем нейтрализованный продукт поступает на сгуститель контура оборотного водоснабжения (КОВ), откуда слив идет на повторное использование, разгрузка сгустителя КОВ направляется на хвосты. Практика показала постоянное присутствие золота в пробах разгрузки сгустителя КОВ от 0,5 до 1,2 г/т (в среднем 0,6-0,8 г/т), которое относится к категории безвозвратных потерь.

1. Извлечение золота из слива ПТД методом фильтрации проводили на двойном фильтре «синяя лента» с размером пор 0,1 мкм. Под вакуумом отфильтровывали 2 л слива ПТД, фильтр промывали водой, сушили, сжигали, осадок растворяли в царской водке и анализировали на содержание золота методом ААС с предварительной экстракцией аминами. Для расчета баланса исходную пробу и фильтрат нейтрализовали известью до pH 7, полученные суспензии упаривали досуха и анализировали на содержание золота методом пробирной плавки. Содержание золота в нейтрализованной исходной пробе и фильтрате показали одинаковые значения, на фильтре золото не обнаружено. Так, золото из слива ПТД методом «тонкой» фильтрации не извлекается.

2. Извлечение золота на активированном угле проводили путем пропускания 2 л слива ПТД через колонку с углем (50 мл) со скоростью 5 об/об ч. По окончании сорбции уголь промывали водой (2 об/об), сушили и определяли в нем содержание золота методом пробирной плавки. Для расчета баланса исходную пробу и маточник сорбции нейтрализовали известью до pH 7, полученные суспензии упаривали досуха и анализировали на содержание золота методом пробирной плавки. В маточнике

сорбции и нейтрализованной исходной пробе содержание золота одинаково, в угле золото отсутствует. Золото из слива ПТД методом сорбции на активированном угле не извлекается.

3. Извлечение золота на углеродно-волокнутом материале (УВМ) проводили пропуская 2 л слива ПТД через колонку с УВМ (50 мл) со скоростью 5 об/об ч. По окончании сорбции УВМ промывали водой (2 об/об), сушили и определяли в нем содержание золота методом пробирной плавки. Для расчета баланса исходную пробу и маточник сорбции нейтрализовали известью до pH 7, полученные суспензии упаривали досуха и анализировали на содержание золота методом пробирной плавки. Золото из слива ПТД методом сорбции на УВМ не извлекается.

4. Извлечение золота центрифугированием проводили в лабораторной центрифуге при скорости вращения 3000 об/мин в течение 10 мин. Ввиду очень незначительных количеств осадков, образующихся на стенках капсул, и сложности их извлечения, содержание золота в них не определяли. Для расчета баланса исходную пробу и центрифугат нейтрализовали известью до pH 7, полученные суспензии упаривали досуха и анализировали на содержание золота методом пробирной плавки. Золото из слива ПТД методом центрифугирования извлекается только на 32,1%.

5. Извлечение золота экстракцией проводили с использованием солярки, 10%-ного триоктиламина (ТОА) в керосине и 10%-ного трибутилфосфата (ТБФ) в керосине. При экстракции золота ТОА в раствор вводили соляную кислоту (1мл/л) для образования экстрагируемого комплекса $AuCl_4^-$. Экстракцию проводили при соотношении фаз О:В = 1:10 и времени контакта 10 мин. Разделение фаз осуществляли в делительной воронке. Реэкстракцию проводили раствором 90 г/л тиомочевины и 20 г/л H_2SO_4 при отношении фаз О:В = 10:1 и времени контакта 10 мин. Разделение фаз осуществляли в делительной воронке, наблюдая за образованием эмульсий в процессе расслаивания фаз. Анализировали концентрацию золота в реэкстракте. Для расчета баланса исходную пробу и маточник экстракции нейтрализовали известью до pH 7, полученные суспензии упаривали досуха и анализировали на содержание золота методом пробирной плавки (табл. 55).

Наибольшее извлечение золота (32,2%) – при использовании 10%-ного раствора ТОА в керосине, однако при этом требуется предварительная дозировка соляной кислоты в исходный раствор (слив), а на стадии расслаивания суспензии наблюдается образование устойчивой эмульсии.

Таблица 55
Результаты по извлечению золота методом экстракции

Экстрагент	Содержание Au в нейтрализованном сливе, г/т		Извлечение Au, %	Концентрация Au в реэкстракте, мг/л
	исходное	маточник		
Солярка	0,59	0,54	8,5	0,087
10% ТОА	0,59	0,40	32,2	0,32
10% ТБФ	0,59	0,52	11,9	0,13

6. Извлечение золота соосаждением с гидроокисями проводили нейтрализацией слива ПТД до появления мути (pH 2,5-2,7). После появления мути перемешивали суспензии в течение 1-1,5 ч для созревания хорошо фильтрующихся осадков. Суспензию фильтровали, осадок промывали водой, сушили, определяли его выход и содержание в нем золота. Для расчета баланса исходную пробу и фильтрат нейтрализовали известью до pH 7, полученные суспензии упаривали досуха и ана-

лизировали на содержание золота методом пробирной плавки (табл. 56).

Наибольшее извлечение золота из слива ПТД обеспечивает метод соосаждения. Однако его реализация в промышленном масштабе малоприемлема, вследствие необходимости установки дорогостоящего фильтровального оборудования. Поэтому дальнейшие исследования направлены на извлечение золота из продукта КОВ.

Предварительные исследования проведены методом сорбционного цианирования в режиме: исходная концентрация $\text{NaCN} = 200$ мг/л, $\text{pH} = 11,0$, загрузка смолы 0,5% (в голову процесса); время – 24 ч.

Сорбционное извлечение золота из продукта КОВ при исходном его содержании 1,6 г/т составило 82,2%. Для уточнения извлечения была снята кинетика цианирования продукта КОВ в режиме: Т:Ж = 1:2, $\text{pH} = 10,8$, исходная $[\text{NaCN}] = 200$ мг/л. Исследования проведены на производственной пробе разгрузки КОВ с исходным содержанием золота 1,6 г/т. Установлено, что, уже за 0,5 ч извлечение золота составило 81,88% при максимальном 85,63% за 2 ч. Кинетика сорбционного цианирования продукта КОВ повторно снята на пробе с исходным содержанием золота 0,42 г/т в режиме: исходная концентрация $\text{NaCN} = 200$ мг/л, $\text{pH} = 11,0$, загрузка смолы 0,5% (в голову процесса).

Время для извлечения золота методом сорбционного цианирования из продукта разгрузки сгустителя КОВ с минимальным содержанием также составляет 2 ч, при этом содержание золота в хвостах сорбции 0,1 г/т. Таким образом, лабораторными исследованиями установлено, что метод сорбционного цианирования достаточно эффективен для извлечения золота из продукта разгрузки сгустителя КОВ.

Наиболее целесообразной точкой ввода продукта разгрузки КОВ в процесс сорбционного цианирования являлась подача этого продукта на совместное сгущение с хвостами флотации, их подщелачивание известью непосредственно в сгустителе и последующее направление объединенного сгущенного продукта на сорбционное цианирование.

Проведены исследования по совместному сгущению хвостов флотации и нижнего слива разгрузки сгустителя КОВ для оценки возможности их последующего сорбционного цианирования на пробах текущей переработки руд ГМЗ-3, показатели сгущения определялись по стандартной методике (табл. 57). Совместное сгущение продуктов в различных пропорциях не приводит к ухудшению показателей сгущения. Так, разработана технологическая схема, проведены промышленные испытания и внедрена технология извлечения золота из продукта КОВ путем их сорбционного цианирования.

Дальнейшее осветление слива ПТД и снижение в нем концентрации золота показало, что разработанная технология может являться защитной мерой и использоваться только при повышении содержания золота в продукте КОВ.

Таблица 56

Результаты по извлечению золота методом осаждения

Показатель	Значения
Содержание Au в нейтрализованной исходной пробе, г/т	0,56
Содержание Au в нейтрализованном фильтрате, г/т	0,20
Извлечение золота, %	64,3
Содержание Au в осадке на фильтрате (выход 0,1 г/л), г/т	91,0

Таблица 57

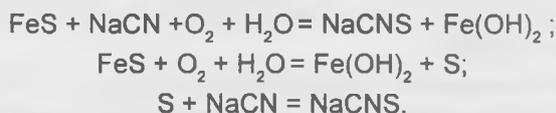
Результаты по сгущению хвостов флотации и нижнего слива КОВ ГМЗ-3

Соотношение объемов, мл $V_{\text{хвосты}} : V_{\text{КОВ}}$	Показатели сгущения при расходах ПАА													
	0,0					15					30			
	скорость сгущения, м/ч	A, т/м ² сут	Т:Ж нач	Т:Ж кон.	CaO, г/л	скорость сгущения, м/ч	A, т/м ² сут	Т:Ж нач.	Т:Ж кон.	CaO, г/л	скорость сгущения, м/ч	A, т/м ² сут	Т:Ж нач.	Т:Ж кон.
1000:0	0,09	2,58	1,94	1,05	1,5	0,09	2,45	1,88	1,00	1,5	0,09	2,35	1,99	1,07
1000:70	0,09	2,59	1,94	1,00	4,2	0,09	2,23	1,92	0,95	4,2	0,08	2,53	1,98	1,22
1000:130	0,10	2,60	1,95	1,02	5,7	0,10	2,40	1,97	0,97	5,7	0,11	2,81	2,00	1,06
1000:270	0,10	2,76	1,96	1,13	7,1	0,07	2,30	1,92	1,19	7,1	0,10	2,93	1,98	1,16
0:1000	0,06	2,85	2,12	1,60	30,6	0,04	1,88	2,01	1,50	30,6	0,05	2,07	2,27	1,69

Образование роданидов в процессе цианидного сорбционного выщелачивания золота и пути снижения их воздействия на процесс

Образование роданидов на стадии цианирования руд, концентратов и продуктов биоокисления флотоконцентратов (биокеков) является основной причиной повышенного расхода цианида натрия, а их участие в конкурентной сорбции с цианидным комплексом золота приводит к снижению емкости смолы по золоту и к высокой остаточной концентрации золота в жидкой фазе хвостов сорбции (Санакулов, Батыров и др., 2010; Санакулов и др., 2012).

При цианировании золотосодержащих руд, концентратов и биокеков роданиды образуются в результате взаимодействия некоторых недоокисленных форм серы, главным образом, пирротина и элементарной серы - с цианидом натрия по уравнениям реакции (Некрасов, 1973; Совмен и др., 2007):



С пиритом и арсенопиритом цианид натрия не взаимодействует даже при высоком насыщении раствора кислородом.

В табл. 58 приведены данные исследований по кинетике цианидного выщелачивания двух проб биокека с различным исходным содержанием сульфидной серы. Условия цианирования (без введения анионита) обеих проб аналогичные: pH = 10,5-11; исходная концентрация [NaCN] = 1000 мг/л; Т:Ж = 1:2,4. Повышение в пробе биокека недоокисленных форм серы (S₂) с 1,0 до 1,4% приводит к повышению расхода цианида натрия за 10 ч выщелачивания с 4,8 до 6,9 кг/т, при этом концентрация роданидов в растворе возросла с 1457 до 2050 мг/л. Отметим, что скорость цианидного выщелачивания золота заметно выше, чем образование роданидов.

Таблица 58

Кинетика цианирования проб биокека с различным исходным содержанием сульфидной серы

Таким образом, содержание недоокисленных форм серы в продуктах, поступающих на цианирование, пропорционально отражается на расходе цианида натрия и концентрации образующихся роданидов.

На рис. 102 представлена зависимость кинетики образования роданидов от исходной концентрации [NaCN]. Исследования проводили на пробе биокека с исходным содержанием (S_s) — 4,0%. Время практически полного образования роданидов, независимо от концентрации [NaCN], составляет 10-12 ч.

Конкурентная сорбция роданидов. Роданид-ионы имеют наибольшие значения грамм-эквивалента и молекулярной рефракции, что в сочетании с их относительно большим ионным радиусом делает их весьма активными конкурентами Au(CN)₂⁻ в процессе их совместной сорбции анионитами (табл. 59). Это свойство роданидов И.Девисон и А.Рида (1961) использовали при десорбции цианистых комплексных соединений золота со смолой с помощью роданида аммония при значительном избытке его. Десорбция золотоцианистого комплекса возможна в этом случае вследствие высокой поляризуемости роданид-иона и подавления обратной сорбции аниона Au(CNS)₂⁻ высокой концентрацией роданида аммония в растворе (220-380 г/л) и концентрации NaOH 10-20 г/л (Devison, Rida, 1961).

Время, ч	Биокек с исходным содержанием									
	S _s = 1,0%; S _{общ.} = 4,0%					S _s = 1,4%; S _{общ.} = 4,8%				
	pH	[NaCN], мг/л	расход NaCN, кг/т	[CNS], мг/л	[Au], мг/л	pH	[NaCN], мг/л	расход NaCN, кг/т	[CNS], мг/л	[Au], мг/л
1,0	10,8	450	2,3	480	10,3	10,8	470	2,9	660	10,0
2,0	10,8	390	2,3	498	10,5	10,8	370	2,9	690	10,4
3,0	10,8	380	3,7	924	12,3	10,7	360	5,2	1300	12,4
4,0	10,7	380	3,7	1014	12,4	10,7	360	5,3	1370	12,4
6,0	10,7	390	4,4	1261	12,4	10,7	350	6,1	1700	12,5
8,0	10,7	370	4,8	1441	12,5	10,6	350	6,7	2010	12,5
10,0	10,8	220	4,8	1457	12,5	10,6	250	6,9	2050	12,5

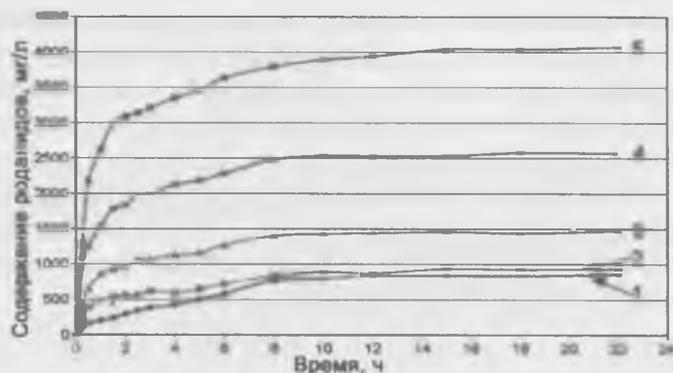


Рис. 102. Кинетика образования роданидов. Исходная концентрация NaCN, г/л: 1 — 0,2; 2 — 0,5; 3 — 1,0; 4 — 2,0; 5 — 4,0.

Таблица 59

Некоторые свойства анионов, участвующих в конкурирующей сорбции с Au(CN)₂⁻ (Некрасов, 1973; Плаксин, Тэрау, 1964)

Анион	Грамм-эквивалент	Молекулярная рефракция, см ³ /м	Ионный Радиус, Ае	Заряд аниона
OH ⁻	17	5,0	1,40	-1
CN ⁻	26	8,65	1,82	-1
Cl ⁻	36,5	9,0	-	-1
SO ₄ ²⁻	48	3,67	2,30	-2
CNS ⁻	58	17,59	1,95	-1
Au(CN) ₂ ⁻	249	-	-	-1

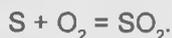
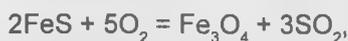
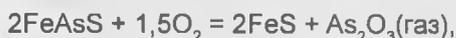
Отрицательное влияние роданидов на сорбцию золота из цианидных растворов согласуется с результатами наших исследований. Опыты проводили на модельных растворах состава, мг/л: Au – 1,8; NaCN – 250,0; pH = 10,5 при соотношении объемов смолы и раствора $V_{см} : V_{р-ра} = 1 : 2000$ и времени сорбционного цианирования 24 ч.

При концентрации роданидов в растворе, характерной для переработки окисленных руд (9,8 мг/л), насыщение анионитов золотом составило 6,2 мг/г (AM-2Б) и 4,6 мг/г (PuroGold). При повышении концентрации роданидов, характерной для переработки биокека (4625 мг/л), насыщение анионитов золотом снижается практически в 3 раза для AM-2Б и в 2 раз для PuroGold.

Проводилась также сравнительная оценка сорбционных свойств анионита и угля при сорбции золота из растворов, полученных при цианировании биокека: исходная концентрация NaCN – 1000 мг/л; pH = 11,04; Т:Ж = 1:3; $V_{см} : V_{р-ра} = 1 : 1000$. Установлено, что влияние концентрации роданидов меньше сказывается при сорбции золота с использованием активированного угля. Так, за время сорбционного цианирования 48 ч насыщение анионита Д-301G составило 4,3 мг/г, а угля 6,7 мг/г.

Кондиционирование сырья перед цианированием. В контексте данной темы под кондиционированием сырья мы будем понимать главным образом снижение в нем содержания недоокисленных форм серы (S_s), а как итог – снижение расхода цианида натрия, уменьшение концентрации роданидов и повышение извлечения золота.

Обжиг сырья – широкоизвестный метод кондиционирования золотосодержащего сырья (Меретуков, 2008), основанный на окислении сульфидных форм серы и элементарной серы при повышенных (450–700°C) температурах. Обжиг характеризуется следующими основными реакциями:



Эффективность метода подтверждена нашими исследованиями по переработке биокека. В опытах использовали производственный биокек с намеренно высоким содержанием сульфидной серы, который дополнительно отмывали до pH = 4 и фильтровали до влажности $W = 50\%$. Обжиг вели в протвнях, которые помещали печи Carbolite CF -24. Вес исходной навески 1 кг в пересчете на сухое вещество. Перемешивание осуществляли вручную через каждые 10–15 мин обжига.

После двух часов обжига пробы направили на сорбционное цианирование в режиме: pH = 10,5–11,5; [NaCN] = 500 мг/л; расход смолы 0,5% (в голову процесса); время сорбционного цианирования 16 ч, Ж:Т = 2:1.

Предварительный обжиг биокека при 600°C в течение 2-х ч и последующее сорбционное цианирование огарка обеспечивают: снижение сульфидной серы с 6,1 до 0,08%, а органического углерода $C_{орг}$ с 1,5 до 0,2%; снижение концентрации CNS в растворе с 934 до 1,3 мг/л; повышение извлечения золота с 72,7 до 87,8%, при сни-

жении концентрации золота в жидкой фазе хвостов сорбции с 1,07 до 0,04 мг/л; снижение расхода цианида натрия в 4 раза и извести в 2 раза.

Окислительная обработка в щелочной среде. Кондиционирование сырья перед цианированием методом его окислительной обработки в щелочной среде подробно изложено в работе (Совмен и др., 2007, с. 116-118). Показано, что предварительная обработка пульпы кислородом при поддержании его концентрации в жидкой фазе на уровне 20 мг/л в течение 13 ч приводит к снижению расхода цианида натрия на образование роданидов. Извлечение золота на стадии сорбционного выщелачивания практически не меняется. Г.В.Сидельникова и др. (2005) утверждают, что предварительная обработка пульпы биокека в известковой среде кислородом воздуха в течение 8 ч приводит к повышению извлечения золота на 10-13% и к сокращению расхода цианида натрия на 15 кг/т.

Изучена возможность кондиционирования биокека перед его сорбционным цианированием путем обработки пульпы кислородом и воздухом при различных температурах (табл. 60). Предварительная обработка пульпы биокека на стадии защелачивания кислородом не привела к повышению извлечения золота на операции сорбционного цианирования. Повышение температуры процесса также не отразилось на извлечении золота.

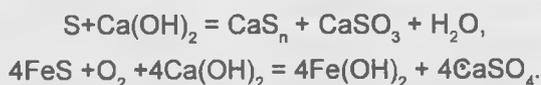
Таблица 60

Результаты по переработке биокека с предварительной обработкой пульпы воздухом и O₂ при различных температурах

Условия опыта	[NaCN], мг/л	[CNS], мг/л		Хвосты [Au] _{тв} , г/т	Хвосты [Au] _р , мг/л	E, %
		4 ч	24 ч			
Базовый: перемешивание воздухом, t = 13°	1000	3593	3116	3,0	0,28	84,7
Диспергация O ₂ на всем протяжении опыта, t = 13°	1000	4447	3668	2,8	0,26	85,6
Диспергация O ₂ только на защелачивании при t = 50°, сорбция при t = 13°	1000	3065	2839	3,3	0,11	83,2
Диспергация O ₂ на защелачивании при t = 50°, сорбция при t = 40°, с диспергацией O ₂	1000	2480	2638	2,9	0,24	85,2

Отмывка горячим щелочным раствором. Проводилось кондиционирование сырья перед цианированием путем отмывки недоокисленных форм серы из биокека щелочным (известковым) раствором при повышенной температуре (90-95°C). Основание к проведению работ:

•имеющиеся в литературе данные о хорошей растворимости пирротина и элементарной серы в щелочных растворах при нагревании. Растворение недоокисленных форм серы (пирротина FeS и элементарной серы S) в щелочной среде происходит по уравнениям реакции:



•наличие в технологической цепочке ГМЗ-3 операции подщелачивание биокека известью;

• наличие (избыток) на серно-кислотном производстве (находящегося рядом с ГМЗ-3) острого пара – великолепного и дешёвого теплоносителя;

• опыты по обработке биокека острым паром, проведённые в опытном цехе № 1 НГМК, показали, что использование острого пара с давлением 4,5 атм. обеспечивает очень быстрый разогрев биокека до температуры 95°C с конденсацией пара и образованием жидкой пульпы.

Лабораторные опыты по отмывке серы проводили на пробе, отобранной с ПТД 3 ГМЗ-3. Биокек подщелачивали известью до pH 11,5-11,9, нагревали до температуры 95°C в течение 20-40 мин при перемешивании, и образовавшуюся пульпу фильтровали на вакуум-фильтре с промывкой осадка горячей водой. Расход извести составил 57 кг/т. Отмытый осадок распульповывали водой до плотности 1250 г/л и направляли на сорбционное цианирование в лабораторных пачуках при следующих режимах: концентрация цианида натрия 1000 мг/л с ежечасной коррекцией, содержание смолы 3% об., время 24 ч без предварительного цианирования. В процессе сорбционного цианирования контролировали концентрацию цианида натрия в жидкой фазе пульпы, pH, расход цианида натрия, концентрацию роданидов в жидкой фазе пульпы, концентрацию золота в хвостах сорбции и общее извлечение золота. Все опыты сравнивались с базовым вариантом, т.е. без отмывки биокека от серы (табл. 61).

В процессе проведения опытов установлено, что:

• биокек, прошедший щелочную отмывку при нагревании, хорошо фильтруется и промывается; расход цианида натрия зависит от качества отмывки на фильтре;

• из фильтратов можно легко выделить серу путем их подкисления, что дополнительно указывает на то, что недоокисленные формы серы были отмыты;

• в процессе сорбционного цианирования пены не наблюдалось, что указывает на дополнительную отмывку биокека от органики (продуктов жизнедеятельности бактерий).

Отрицательный момент опыта – снижение извлечения золота на пробе после термощелочной обработки. Известно что биокек ГМЗ-3 содержит $C_{орг}$ 1,5-2,5%. Предполагалось что при термообработке (90-95°C) активизируется углистое вещество. Для подтверждения были проведены дополнительные исследования по кинетике образования роданидов и выщелачивания золота (по жидкой фазе) на пробе биокека с предварительной щелочной отмывкой и без нее. Проба биокека, отобранная с разгрузки ПТД-3, обрабатывалась известковым моло-

Таблица 61

Кинетика изменений концентрации роданидов в жидкой фазе пульпы в процессе сорбционного цианирования

Время, ч	Биокек	
	исходный	после термощелочной обработки
	[CNS], мг/л	CNS], мг/л
2	604	58
4	1212	62
6	1750	218
8	2980	266
10	1518	286
12	2980	453
14	2531	423
16	3468	547
18	3468	688
20	3642	822
22	3597	933
24	3764	1155
Au в ТВ фазе хвостов сорбции	5,01	7,14
Извлечение Au, %	84,7	79,06
Расход NaCN, кг/т	12,5	3,9
Содержание недоокисленных форм серы в кеке, %	5,2	2,89

ком с расходом CaO 50 кг/т (рН = 12) при температуре 90-95°C в течении 30 мин и отфильтровывалась. Кек на фильтре промывался горячей водой. Отмытый кек распульповывали до плотности 1250 г/л и подавали на цианирование без смолы. Для сравнения проводили цианирование биокека без предварительной щелочной промывки.

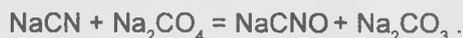
В результате термощелочной обработки биокека концентрация роданидов в растворе при цианировании снизилось в 20 раз при сокращении расхода NaCN в 4,9 раз. Однако, концентрация золота в жидкой фазе цианирования биокека после термощелочной обработки была примерно в 1,5 раза ниже по сравнению с жидкой фазой цианирования исходного биокека, что указывало на активацию углистого вещества (природного сорбента) при термообработке. Этот метод промышленного применения не нашел.

Кондиционирование водной фазы пульпы в плане снижения концентрации роданидов может быть осуществлено путем введения окислителя. Так, применение хлорсодержащих окислителей невозможно по условиям безопасности и блокирования сорбции золота анионами хлора.

В.К.Совмен и др. (2007) приводят данные по снижению концентрации роданидов в жидкой фазе пульпы сорбционного цианирования путем обработки ее перкарбонатом натрия. Разрушение роданидов протекает по реакции:



Цианиды также разрушаются:



При расходе перкарбоната натрия 7,3 кг/м³ концентрация роданидов в жидкой фазе пульпы снижается с 1230 до 0 мг/л. За счет улучшения процесса сорбции концентрация золота в жидкой фазе пульпы снижается с 0,29 до 0,06-0,15 мг/л. В наших исследованиях в качестве окислителя использовали персульфат калия. При расходе 8 кг/м³ K₂S₂O₈ концентрация роданидов в жидкой фазе пульпы снизилась с 1199 до 9 мг/л, концентрация золота в жидкой фазе хвостовой пульпы уменьшилась с 0,16 до 0,07 мг/л.

Учитывая высокую стоимость окислителей и большие объемы пульп, поступающих на сорбцию, этот метод кондиционирования в производственных условиях малоприемлем.

Исследования и полупромышленные испытания по доизвлечению золота из хвостов «Кемикс» путем их нагрева

Лабораторные исследования. Проведенными в ЦНИЛ исследованиями по возможности доизвлечения золота из хвостов «Кемикс» путем дополнительного сорбционного цианирования установлено (табл. 62), что цианируемое золото из них практически полностью извлечено.

Известно, что в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау часть золота ассоциирована с углеродистым веществом, которое при флотации переходит во флотоконцентрат. Рациональным анализом проб руд с текущей переработки установлено, что содержание золота, ассоциированного с углеродистым веществом, в руде месторождения Кокпатас составляет 10,1%, а в руде месторождения Даугызтау 19,4%. Для доиз-

Таблица 62

Результаты сорбционного цианирования хвостов «Кемикс» ГМЗ-3

Проба	Показатели цианирования				Результаты цианирования					
	время, ч		Конечная концентрация NaCN, мг/л	рН	содержание Au, г/т			извлечение Au, %	расход реагентов, кг/т (100%)	
	предв.	сорб. цианир.			исх.	после предв. цианир.	в хвостах сорбции		NaCN	CaO
Хвосты «Кемикс»	3,0	12,0	200,0	10,5	2,9	2,8	2,8	3,4	0,50	1,2

влечения золота из углеродистого вещества нагревалась пульпа хвостов «Кемикс», в результате предполагалась десорбция золота и переход его в жидкую фазу. Отобрана проба пульпы хвостов «Кемикс» с Т:Ж = 1:2,4, содержащая в твердой фазе 2,6 г/т золота, в жидкой фазе (мг/л): Au – 0,37; NaCN – 700; CNS – 1984; рН = 11,5.

Определенный объем пульпы помещали в термостойкий стакан, нагревали на электроплитке до кипения ($t = 97-98^{\circ}\text{C}$), выдерживали заданное время, снимали, содержимое охлаждали до комнатной температуры и проводили анализ. Концентрацию компонентов в жидкой фазе измеряли с учетом испарения (табл. 63).

Таблица 63

Результаты сорбционного цианирования хвостов «Кемикс» ГМЗ-3

Проба	Показатели цианирования				Результаты цианирования					
	время, ч		Конечная концентрация NaCN, мг/л	рН	содержание Au, г/т			извлечение Au, %	расход реагентов, кг/т (100%)	
	предв.	сорб. цианир.			исх.	после предв. цианир.	в хвостах сорбции		NaCN	CaO
Хвосты «Кемикс»	3,0	12,0	200,0	10,5	2,9	2,8	2,8	3,4	0,50	1,2

За время кипячения пульпы 2-5 мин содержание золота в твердой фазе снизилось с 2,6 до 1,7-1,8 г/т, в жидкой возросло с 0,37 до 0,43-0,45 мг/л. Концентрация NaCN снизилась 700 до 300-340 мг/л, рН – с 11,5 до 10,4, а концентрация CNS не изменилась. Исследовалось также влияние температуры нагрева пульпы на остаточное содержание золота в твердой фазе при времени нагрева в каждом опыте 5 мин. Наилучшие показатели по переходу золота в раствор при температуре кипения пульпы.

Далее проводили сорбцию золота: пульпу хвостов «Кемикс» с исходным Т:Ж = 1:2,4 и концентрацией золота в жидкой фазе 0,46 мг/л нагрели до кипения (98°C), прокипятили в течение 5 мин, пульпу охладили. Потери жидкой фазы за счет упаривания составили 133 мл с каждого литра исходной пульпы. Сорбцию золота вели в пачуках при использовании в первом случае анионита, во втором – угля. Условия сорбции: загрузка смолы и угля 3%, время сорбции 18 ч.

Сорбционное извлечение золота из хвостов «Кемикс» с предварительным их кипячением позволяет снизить содержание золота в твердой фазе с 2,4 до 1,4-1,6 г/т, а в жидкой – с 0,46 до 0,02-0,07 мг/л для угля и анионита соответственно.

Известны разработанные технологии термообработки пульпы острым паром (Васильев и др., 1986).

Теплотехнические расчеты отдела главного энергетика НГМК показывают, что для нагрева пульпы хвостов «Кемикс» объемом 450 м (объем пачука) до температуры 100°C потребуется 43,7 т острого пара. Для поддержания этой температуры в пачуке при расходе пульпы 120 м³/ч потребуется 12 т/ч пара. Энергетиками особо подчеркивается тот факт, что осуществление процесса кипячения хвостов относится к особо опасным условиям производства и требует применения специального оборудования и коммуникаций. С учетом этого принято решение провести дополнительные исследования по снятию кинетики нагрева пульпы хвостов «Кемикс» при температурах ниже температуры кипения (безопасная температура ниже 50°C), имея в виду, что время нахождения пульпы (120 м³/ч) в пачуке (450 м) составляет 3,5 ч.

Исследования проводили по следующей методике. Пульпу хвостов «Кемикс» нагревали до заданной температуры в течение различного времени, фильтровали, осадок промывали водой и анализировали на содержание золота пробирным методом. Нагревание пульпы до температуры 50°C в течение 3 ч приводит к снижению содержания золота в твердой фазе всего с 2,6 до 2,5 г/т, в то время как кипячение пульпы всего в течение 10 мин приводит к снижению содержания золота в твердой фазе с 2,6 до 1,8 г/т. Таким образом, нагревание пульпы хвостов до температуры 50°C в течение 3 ч в пачуке нецелесообразно с точки зрения доизвлечения золота из твердой фазы.

Одновременно оценили извлечение золота из хвостов «Кемикс» с предварительным их обжигом. Пробу отфильтровали, отмыли от цианидов, поместили в печь и обожгли при температуре 600°C в течении 2 ч. Огарок подвергли сорбционному цианированию в режиме Т:Ж = 1:2, [NaCN] = 300 мг/л, рН = 10,5, загрузка анионита 0,5%, время сорбционного цианирования 15 ч (режим сорбционного цианирования, проводимый в существующих пачуках сорбции V = 450 м³ для хвостов флотации).

Предварительный обжиг хвостов «Кемикс» и последующее сорбционное цианирование огарка позволяет снизить содержание золота с 2,4 до 0,5 г/т. Слабый узел этой схемы – очень низкая производительность фильтрования пульпы хвостов «Кемикс» и неэффективное разделение фаз.

Изучалась фильтрация пульпы хвостов «Кемикс» в зависимости от температуры их нагрева. При этом имелась ввиду возможность доизвлечения золота из них путем обжига. Исследования проводились на лабораторной воронке Бюхнера при вакууме – 0,2 атм, площади фильтрования 33·10⁻⁴ м² (диаметр 6,5 см), объеме пульпы 0,5 л с использованием фильтровальной ткани хлорин (табл. 64). Нагрев пульпы до 50°C приводит к повышению производительности фильтрования пульпы в 2 раза, а дальнейшее нагревание к существенному повышению не ведет. Процесс фильтрации цианосодержащей пульпы хвостов

Таблица 64

Температура пульпы, °С	Время фильтрования, ч	Производительность фильтрования, м/м ² ч
20	1,25	0,12
50	0,67	0,23
70	0,50	0,31
100	0,42	0,36

«Кемикс», в плане безопасности, требует предварительного обезвреживания NaCN. Изучалась возможность обезвреживания NaCN железным купоросом. Для проведения опыта по обезвреживанию NaCN в пульпе хвостов процесса

«Кемикс» растворами железного купороса (в соотношениях $CN^-:Fe^{2+} = 1:0,5; 1:1; 1:2; 1:5$) отобраны 4 порции пульпы в количестве 0,5 л каждая.

Пробы помещались в лабораторный пачук, пульпы перемешивали техническим воздухом. К пробам добавлялось расчетное количество раствора железного купороса. Через каждые 0,5 ч пробы отбирали для анализа. Оценка концентраций NaCN производилась методом титриметрии (с азотно-кислым серебром) (табл. 65).

Таблица 65

Результаты лабораторных исследований по обезвреживанию цианосодержащей пульпы хвостов процесса «Кемикс» железным купоросом

Количество, мл		CN ⁻ : Fe ²⁺	исход.	Концентрация NaCN/CN ⁻ , мг/дм ³				
пульпа	раствор (FeSO ₄ ·7H ₂ O)			время наблюдения, ч				
				0,5	1,0	1,5	2,0	2,5
500	4,4	1:0,5	570/302,1	155/82,2	155/82,2	100/53	100/53	90/47,7
500	8,7	1:1	570/302,1	25/13,3	20/10,6	20/10,6	—	—
500	17,5	1:2	570/302,1	25/13,3	20/10,6	20/10,6	—	—
500	43,7	1:5	570/302,1	25/13,3	20/10,6	20/10,6	—	—

Во втором, третьем, четвертом случаях через 1,5 ч наблюдение за опытом было прекращено. В первом (при соотношении $CN^-:Fe^{2+} = 1:0,5$), через 2,5 ч конечное содержание NaCN составило 90 мг/дм³. Во всех остальных случаях конечное содержание по CN⁻-иону составляет 10,6 мг/дм³. Избыток подаваемого FeSO₄ не влияет на остаточное содержание CN⁻-иона в жидкой фазе пульпы. Таким образом, для обезвреживания достаточно использовать водный раствор (FeSO₄·7H₂O) в количественном соотношении $CN^-:Fe^{2+} = 1:1$; время обезвреживания составляет 1 ч (при активном перемешивании пульпы техническим воздухом); удельный расход 100% реагента (FeSO₄·7H₂O), используемого для обезвреживания пульпы (Ж:Т = 6,87; содержание твердого 138 г/дм³ и жидкого 950 г/дм³, концентрация по NaCN(CN⁻) = 570,0 (302,1) мг/дм³ составил 10,9 кг/т хвостов процесса «Кемикс».

Пенообразование в реакторах биоокисления

Периодическое пенообразование – проблема для большинства установок биоокисления, в т. ч. для установки биоокисления Кокплатас. Пенообразование вызвано сочетанием факторов: снижение активности бактерий, изменения в минералогии концентрата, слишком высокая дозировка флотационных реагентов, слишком низкая плотность разгрузки сгустителя флотационного концентрата и т. д.

Опыт, полученный во время эксплуатации установок биоокисления, продемонстрировал возможность установки и использования соответствующей системы дозировки пеногасителя для реакторов биоокисления. В то же время химикаты пеногашения дорогостоящи и должны использоваться экономно, насколько это возможно. На проекте Фостервиль установлена система распыскивателей, в которой разбавленный пеногаситель может подаваться посредством ряда распылительных сопел на поверхность реактора. Такой метод также оказался достаточно эффективным для контроля пенообразования, однако, дополнительная вода от распыскивателей влияла на плотность пульпы в реакторах.

Альтернативная система, разработанная и используемая на установке биоокисления Фейрвью, представляет дозированную подачу пеногасителя в индивидуальные делители потока и конкретные реакторы, где происходит избыточное пенообразование. Все эти системы пеногашения эффективны только отчасти и проблему пенообразования в реакторах биоокисления полностью не снимают.

Повышение уровня пены снижает полезный рабочий объем реакторов, что приводит к снижению времени биоокисления и повышению остаточной серы на ПТД 3, к выведению металла из процесса за счет флотации его в пенный продукт и накоплению его в поддоне реакторов биоокисления.

Возвращение продукта с поддона в процесс биоокисления увеличивает поток пульпы через реакторы, дополнительно уменьшая тем самым время биоокисления и вызывая повышенный вынос культуры бактерий из реакторов, что также приводит к увеличению остаточной сульфидной серы.

Подача материала поддона реакторов биоокисления на ПТД и Кемикс приводит к нарушению работы ПТД (которое в последующем длительное время восстанавливается) и снижению извлечения золота на Кемикс из-за увеличения содержания сульфидной серы и органического углерода в питании Кемикс (пенный продукт обогащен $S_s = 10-15\%$ и $C_{орг.} = 10-18\%$).

Целесообразно выводить и отдельно перерабатывать пену с реакторов биоокисления. На ГМЗ 3 НГМК проводились работы в данном направлении.

Вывод пены с реакторов биоокисления. Пеносъем с промышленных реакторов планировали осуществлять по двум схемам: со всех первичных реакторов; с одного первого вторичного реактора, куда стекают все потоки с первичных реакторов.

Для этого опробовали один первичный и один вторичный реакторы биоокисления. По периметру бортов реакторов были установлены желоба для сбора пены с последующим направлением продукта в специальный контейнер для дальнейшей работы с ней. Желоба изготовлены из легких кислотостойких материалов — тонколистовая нержавеющая сталь. Уровень бортов желобов выполнен выше уровня бортов реакторов. Предусмотрена подача воды в желоба, для гашения пены.

Опробование одного первичного реактора показало, что пенный продукт обогащен по золоту (124,1 г/т), S_s (11,8%) и $C_{орг.}$ (17,1%). Суточный выход пены 15,5 м³/сут с одного первичного реактора. Содержание твердого в пульпе пены 134 г/л. Вес тв. фазы пены: $P = 15,5 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 0,134 \text{ т}/\text{м}^3 = 2,1 \text{ т}/\text{сут}$ (твердого).

Пеносъем – реальный вариант для оптимальной переработки пены. Проблемы с плохой фильтруемостью пены можно снять за счет защелачивания известковым молоком.

Фильтрация пены проводили на воронке Бюхнера с использованием фильтровальной ткани «бельтинг», под вакуумом – 0,5 атм. Диаметр фильтровальной воронки 16,5 см, площадь фильтрования $S = 21,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$. Объем пульпы пены, подаваемой на фильтрацию, составлял 1 л ($1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$). Плотность пены 1165 г/л, содержание твердого 110 г в 1л. Результаты опытов по фильтрованию представлены ниже:

Фильтруемый продукт	Время фильтрования, ч	Производительность фильтрования	
		м ³ /м ² ·ч	т/м ² ·ч
Исходная пена (рН = 1,2)	3,2	$1,5 \cdot 10^{-2}$	$1,6 \cdot 10^{-2}$
Защелоченная пена (рН = 7,5)	0,5	$9,6 \cdot 10^{-2}$	$1,7 \cdot 10^{-2}$

Так, защелачивание пенного продукта до pH 7,5 приводит к повышению производительности фильтрования примерно в 10 раз.

Перед тем как перейти к изучению возможных способов переработки, на пробе пенного продукта с реактора биоокисления процесса ГМЗ-3 проведен сокращенный рациональный анализ на формы нахождения золота. При этом установлено, что цианируемого золота в нем 52,2%, тонковкрапленного в породу (практически нецианируемое) 13,7%, а остальное количество золота можно извлечь с применением специальных методов обработки – обжиг, цианирование в жестких условиях и т. д.

Обжиг пены и сорбционное цианирование огарков. Пенный продукт, защелоченный до pH 7,5, после сушки подвергали окислительному обжигу в режиме: время 2 ч, температура 600°C, перемешивание в протвнях.

Сорбционное цианирование полученных огарков проводили в режиме: [NaCN] = 500 мг/л; pH = 11; загрузка смолы 10%; время 20 ч.

Сорбционное цианирование огарка после окислительного обжига защелоченного пенного продукта обеспечивает извлечение золота, E = 83,4%.

Интенсивное сорбционное цианирование защелоченного пенного продукта проводили в режиме: [NaCN] = 20 000 мг/л; pH = 11; загрузка смолы 20%; время 20 ч. Т:Ж = 1: 2.5. Для сравнения осуществляли также интенсивное цианирование без добавки смолы. Опыты проводили со снятием кинетики выщелачивания золота.

По результатам испытаний установлено, что интенсивное сорбционное цианирование защелоченного пенного продукта характеризуется быстрой кинетикой (равновесие наступает за 0,5 ч) и достаточно высоким извлечением золота на смолу (в пределах 85%). Проведение цианирования без смолы показывает, что после 0,5 ч контакта содержание золота в твердой фазе начинает возрастать, что объясняется вторичной сорбцией золота на углистых материалах.

Опробование первого вторичного реактора показало, что пенный продукт в сравнении с пульпой в этом же реакторе обогащен: по золоту – 126,7 г/т, S_s – 9,06% и C_{орг} – 14,74%. Выход пены с одного первого вторичного реактора 8,9 т/сут в пересчете на твердое.

В период опробования проведена оценка влияния пеносяема на характеристики кека биоокисления которые отбирали из последних вторичных реакторов двух сравниваемых модулей. Результаты представлены ниже:

Показатель	Продукты биоокисления с двух сравниваемых модулей	
	без съема пены	со съемом пены
S _{сульф} %	3,70	2,00
C _{орг} %	1,68	1,17
Содержание Au г/т	22,2	14,7

В результате съема пены содержание примесей, влияющих на сорбционное цианирование, снизилось: S_{сульф} с 3,70 до 2,00 % , C_{орг} с 1,68 до 1,17% за счет концентрирования их в пенном продукте. Содержание золота в продукте биоокисления также уменьшилось с 22,2 до 14,7 г/т.

Оценено влияние пеносьема на показатели сорбционного цианирования продуктов биоокисления. Условия сорбционного цианирования: загрузка смолы – 3%, исходная концентрация NaCN – 1000 мг/л, pH = 11, время 24 ч, Т:Ж = 1:2,25 (условия сорбции Кемикс) (табл. 66).

Таблица 66

Результаты сорбционного цианирования продуктов биоокисления

Пеносъем с первого вторичного реактора улучшил показатели сорбционного цианирования продукта биоокисления – содержание золота в хвостах цианирования снизилось с 4,7 до 2,5 г/т, извлечение золота увеличилось с 78,8 до 83,0%.

Продукта	Концентрация NaCN, мг/л		Содержание Au, г/т		Извлечение, %	Расход реагентов, кг/т	
	исх.	кон.	исх.	хвост.		NaCN	CaO
Без пеносьема	1000	100	22,2	4,7	78,8	6,8	5,4
С пеносьемом	1000	400	14,7	2,5	83,0	6,8	6,7

Усовершенствование технологии сорбционного цианирования продукта биоокисления на ГМЗ 3

В мировой практике на предприятиях, работающих по технологии ВЛОХ «Вилуна», «Фостервиль» (Австралия); «Ашанти» (Гана), «Фейрвью» (ЮАР), «Суздаль» (Казахстан) и др., за исключением ЗАО «Полюс» (Россия), в качестве сорбента при сорбционном цианировании продукта биоокисления применяется уголь. ЗАО «Полюс» использует в качестве сорбента ионообменную смолу марки АМ-2Б на первой очереди комплекса биоокисления, вторая, строящаяся, предусматривает использование в качестве сорбента – уголь, по причине отравления смолы роданистыми комплексами и органическими соединениями и, как следствие, снижением ионообменной емкости смолы по золоту < 2 мг/г, при сбросных хвостах сорбции около 0,6 мг/л золота в жидкой фазе пульпы.

Компанией «Gencor Process Research» по заказу компании «LONRHO» проведены сравнительные испытания по выбору технологии сорбции и сорбента для месторождений Амантайтау и Даугызтау, содержащих упорные руды, под технологию биоокисления и сделан вывод: схема цианирования «уголь в пульпе» рекомендуется как наиболее эффективная, поскольку она позволяет получить более высокое извлечение золота.

Специалисты ОАО Иргиредмет изучали поведение смолы в процессе сорбционного цианирования продукта биоокисления руд месторождений Кокпатас и Даугызтау. Испытания показали заметное снижение сорбционных свойств сорбента после определённых циклов «насыщение – регенерация» по отношению к свежей смоле. Наблюдается постепенное снижение содержания золота в насыщенной смоле. Одновременно наблюдается рост содержания золота в жидкой фазе пульпы хвостов сорбции, отмечается тенденция к снижению извлечения золота, постепенно происходит отравление смолы.

Отметим, что исследования, выполненные зарубежными фирмами по цианированию и сорбции кек биоокисления, проводились, в основном, с использованием угля в качестве сорбента, и без смешения продуктов, т.е. хвосты флотации и кек биоокисления перерабатывались раздельно.

В работах ОАО Иргиредмет приведены результаты исследований по сорбции смеси кека биоокисления с хвостами флотации: при совместной сорбции кека биоокисления и хвостов флотации также наблюдается снижение сорбционных свойств смолы, хотя и менее заметное, чем при сорбции кека биоокисления в отдельном цикле. Также наблюдается неуклонный рост содержания золота в жидких хвостах сорбции от 0,06 до 0,22 мг/л и некоторое снижение емкости смолы и извлечения золота.

Отмечается, что ионообменная смола не обеспечивает полную сорбцию металла при цианировании кека биоокисления. Основная причина отравления смолы – влияние роданидов и продуктов бактериального окисления сульфидов.

Таким образом, прослеживаются определённые преимущества применения угольной сорбции, особенно при цианировании кека биоокисления в отдельном цикле.

Анализ работы существующей схемы «Смола в пульпе» на ГМЗ-3. В ЦЗЛ ГМЗ-3 проведены исследования поведения ионообменных смол и угля в непрерывных циклах «насыщение – регенерация» в условиях сорбционного цианирования кека биоокисления (рис. 103).



Рис. 103. Аппаратурная схема проведения циклов «насыщение – регенерация» смолы на ГМЗ-3.

На первом этапе проведения испытаний передвижение смолы по цепочке сорбции осуществляли периодически, путем перемещения сетчатых патронов, содержащих определенные порции смолы, соответствующие загрузке 5% об. Перемещение патронов производилось по мере насыщения смолы в «головном» пачуке сорбции до емкости 4-7 мг/г. Далее насыщенную смолу выводили на регенерацию. После проведения пяти циклов «сорбция-регенерация» на отработанной, а также на свежей смоле, сняты изотермы сорбции золота на смолу (свежую и после пяти циклов) приведены на рис. 104. Изотерма, полученная на смоле, прошедшей

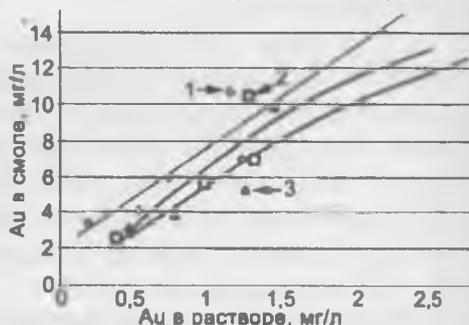


Рис. 104. Изотермы сорбции золота на смолу до и после проведения испытаний этапа I: ряд 1 – свежая смола; ряды 2, 3 – смола после 5 циклов.

пять циклов «насыщение – регенерация» расположена ниже изотермы, снятой на свежей смоле. Это свидетельствует об ухудшении сорбционных свойств ионита использованного в циклах сорбционного цианирования кека биоокисления.

На втором этапе исследований передвижку смолы по цепочке, состоящей из шести пачуков, производили путем перемещения определенных порций смолы из патрона в патрон по 10-20 мл/сут, контролируя емкость насыщенную смолы. По мере накопления насыщенной смолы 50-60 мл проводили ее регенерацию. Содержание смолы на втором этапе – 8% объема пульпы. Общее время сорбционного цианирования 36 ч. После проведения пяти циклов второго этапа на отработанной и на свежей смоле были сняты изотермы сорбции методом «смола в растворе» (рис. 105). Линия изотермы сорбции золота на отрегенированную смолу после 5-ти циклов лежит

значительно ниже изотермы свежей смолы, что еще раз свидетельствует о снижении характеристик смолы в процессе сорбционного цианирования кека биоокисления. Снижение сорбционных свойств смолы становится особенно заметным при низких содержаниях золота в жидкой фазе, например, менее 0,3-0,5 мг/л (хвостовые пачуки сорбции кека биоокисления). Если провести экстраполяцию изотермы сорбции отрегенированной смолы в область более низких значений содержания золота в жидкой фазе (рис. 106), то становится видно, что уже при снижении содержания золота в растворе менее 1,0 мг/л соответствующая равновесная емкость смолы стремится к нулю, т. е. сорбционная способность ионита после 5-ти циклов при данных концентрациях чрезвычайно снижается, чем и объясняется, в основном, повышение содержания золота в жидких хвостах сорбции. Одной из причин снижения рабочей емкости ионита (особенно при низких концентрациях золота в растворе), как будет показано далее, может являться высокое содержание тиоцианатов (роданидов) – металлов в растворах при сорбции кека биоокисления.

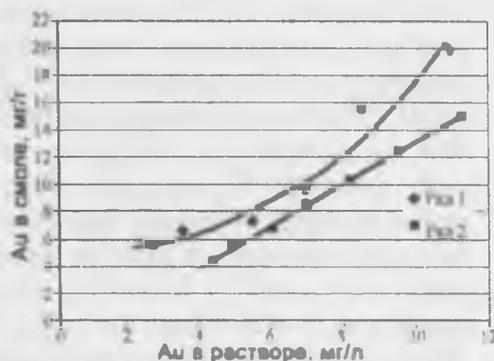


Рис. 105. Изотермы сорбции золота на смолу после проведения II этапа испытаний.

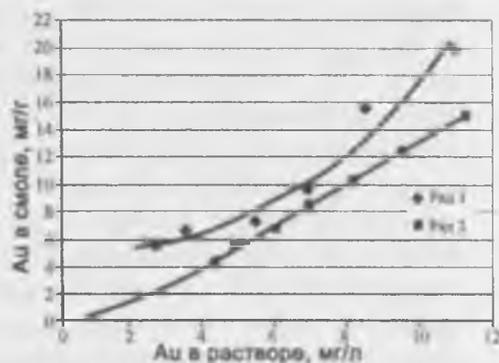


Рис. 106. Экстраполяция изотермы сорбции отработанной смолы в область более низких значений концентрации Au в растворе.

Динамика изменений содержания золота в жидких хвостах сорбции при проведении циклов «насыщение – регенерация» на II этапе показана на рис. 107, где прослеживается тенденция к неуклонному росту содержания золота в жидких хвостах сорбции до 1,0 мг/л и более, несмотря на то, что продолжительность сорбционного цианирования составляла 36 ч, загрузка смолы 8% об. Подача свежей или отрегенированной смолы в хвостовые пачуки цепочки сорбции лишь на некоторое вре-

мя снижает концентрации Au в жидкой фазе хвостов, после чего вновь происходит её повышение. Содержание тиоцианатов (роданидов) и других примесей в жидких хвостах сорбции (анализ проводился в ЦНИЛ НГМК, табл. 67) весьма велико, что может являться одной из причин отравления и снижения емкости смолы по Au. Тиоцианаты в щелочной среде – активные десорбенты золота, что и вызывает смещение равновесия «сорбция-десорбция» в сторону десорбции и повышению содержания Au в жидких хвостах, а также снижению рабочей обменной емкости сорбента.

В ЦЗЛ ГМЗ-3 также проведены сравнительные испытания по сорбционному цианированию кека биоокисления со смолой и углем. Условия сорбционного цианирования: C_{NaCN} – 1000 мг/л с коррекцией каждые 2 ч; загрузка сорбентов: смола – 5%; уголь – 5%; Т:Ж = 1:2; pH = 10,5-11,5; время сорбционного цианирования 36 ч.

Сорбция на уголь имеет преимущества по содержанию золота в жидких хвостах сорбции, так, его значение примерно в 10 раз меньше по сравнению с сорбцией на смолу.

В НГМК принято решение о детальном изучении данного вопроса с привлечением ОАО Иргиредмет, где сравнение технологий «Уголь в пульпе» и «Смола в пульпе» было проведено в укрупненном масштабе.

Укрупненные испытания в непрерывном режиме. В процессе укрупненных испытаний технологии бактериального выщелачивания (БВ) флотационного концентрата из смеси руд Кокпатасского и Даугызтауского месторождений получено 250 кг окисленного материала. Его после сгущения и

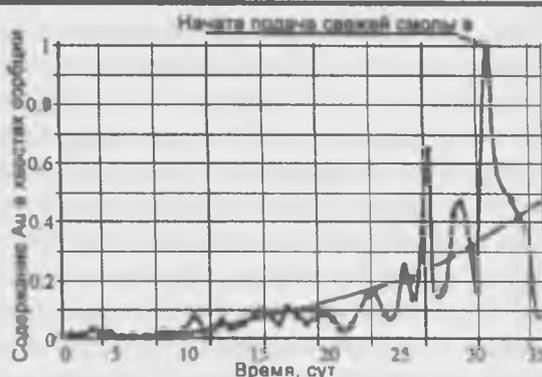


Рис. 107. Динамика изменения содержания Au в жидких хвостах сорбции в период II этапа.

Таблица 67

Содержание примесей в жидкой фазе сбросных хвостов кека биоокисления, мг/л

Сут-ки	Ag	Fe	Cu	Zn	Ni	Co	CNS ⁻ (роданид)
1	0,61	3,50	5,75	0,40	0,39	0,23	1746
2	1,20	8,83	12,0	0,95	0,43	0,25	3337
3	1,54	10,60	12,0	3,00	0,49	0,24	3467
4	1,75	10,40	14,7	4,00	0,45	0,23	4057
5	1,58	12,04	13,7	0,71	0,42	0,26	4108
6	1,51	6,84	11,7	0,67	0,37	0,24	3322
7	0,70	7,60	10,0	0,50	0,33	0,26	2744
8	1,19	5,10	12,6	0,65	0,32	0,25	3884
9	1,11	10,70	10,7	0,43	0,29	0,23	3578
10	1,28	8,45	11,0	0,88	0,31	0,21	2670
11	1,59	5,01	15,5	0,83	0,39	0,23	4692
12	1,73	10,40	13,1	0,75	0,44	0,24	4622
13	<0,1	3,18	0,46	0,10	0,11	0,20	2362
14	1,44	12,30	10,8	1,17	0,34	0,24	4108
15	1,51	6,35	9,6	0,87	0,32	0,22	3351
16	1,52	14,60	17,0	0,75	0,50	0,31	6194
17	1,67	5,50	12,8	0,44	0,45	0,29	5687
18	1,14	16,00	13,1	0,29	0,43	0,30	5957
19	1,84	7,03	11,1	0,71	0,46	0,26	7253
20	1,03	6,58	10,1	0,20	0,31	0,20	4930
21	1,67	13,80	18,4	0,72	0,44	0,31	6842
22	1,34	6,90	15,1	0,44	0,50	0,36	7215
23	1,39	7,75	15,0	0,68	0,54	0,34	7510
24	0,55	11,40	5,8	0,24	0,29	0,20	2619
25	1,43	10,50	13,8	0,65	0,64	0,35	8184
26	1,66	23,00	15,4	0,587	0,65	0,41	8761
27	0,98	19,00	14,3	0,52	0,63	0,35	5981
28	1,03	5,53	8,9	0,48	0,42	0,25	4955
29	1,20	5,43	10,3	0,43	0,41	0,26	5982
30	0,79	12,60	10,8	0,19	0,42	0,28	5283
31	1,29	8,05	10,5	0,64	0,52	0,27	3530
32	1,36	13,10	9,75	0,59	0,42	0,23	3030

промывки отфильтровывали и кеки с влажностью 20-25% использовали для испытательных процессов сорбционного выщелачивания. На первой стадии в качестве сорбента использовали активированный уголь, на второй стадии ионообменную смолу.

Эксперимент непрерывного сорбционного выщелачивания проводили в батарее из восьми последовательно установленных пачуков, вместимость каждого 600 мл. Пульпу дозировали непрерывно из расходного пачука вместимостью 3,6 л. Перемешивание осуществляли воздухом.

Принципиальная технологическая – аппаратная схема установки показана на рис. 108. В расходный пачук загружали пульпу при соотношении Ж:Т = 2:1, вносили известь в виде 10% известкового молока (из расчета 12 кг/т). Пульпу агитировали и включали эрлифт, который с заданным расходом перекачивал пульпу в батарею сорбционных пачуков. По мере заполнения сорбционных пачуков в них подавали цианид натрия в виде 20% раствора (из расчета 5 кг/т) и загружали сорбент (уголь или смолу). Периодически (раз в 2-4 ч) в расходный пачук подгружали свежеприготовленную пульпу при соотношении Т:Ж = 1:2 и порции реагентов. В первом сорбционном пачуке (раз в 2-4 ч), после загрузки пульпы, определяли pH раствора и концентрацию цианида. Ее поддерживали на уровне 2,5-3 г/л. Известь вносили по мере необходимости, поддерживая pH раствора на уровне 10,5. За сутки через пачуки пропускали 8,4 л пульпы (24 ч сорбционного цианирования). Производительность по твердому 3,4 кг/сут.



Рис. 108. Принципиальная схема установки непрерывного сорбционного выщелачивания. 1 – расходный пачук; 2 – батарея из 8-ми пачуков; 3 – эрлифт.

Испытания угольной технологии. Сорбент загрузили в каждый из восьми сорбционных пачуков по 50 мл (8% объемных). Передвижку угля начали на 6-е сутки работы установки. За это время произошло частичное насыщение угля золотом. Передвижку осуществляли четыре раза в сутки по 5-7 мл, ориентируясь на остаточную концентрацию золота в хвостах. В процессе испытаний вели периодический (раз в 2-4 часа) и накопительный (ежесменный) отбор проб обеззолоченных растворов и ежесуточный отбор проб угля и твердых продуктов выщелачивания.

По мере накопления 45-50 мл насыщенного угля проводили автоклавную десорбция золота при 170° С в течение 60 мин и обработку обеззолоченного угля раствором соляной кислоты (50 г/л, в течение 60 мин при Ж . Т = 5:1). Регенерированный уголь загружали обратно в процесс сорбции. Остаточное содержание золота в угле составляло < 0,1 мг/г. Испытания продолжались 20 сут (табл. 68).

Таблица 68

Результаты испытаний сорбционного цианирования продукта БВ с активированным углем

Сутки	Смена	pH исходной пульпы	Концентрация цианида в сбросной пульпе, г/л	Содержание в хвостах, г/т	Концентрация Au в сбросных растворах, мг/л	Извлечение, Au, %	Содержание Au в насыщенном угле, мг/л
1	1	10,5	0,5	-	-	-	-
	2	10,8	0,6		-		
2	1	10,8	0,3	2,7	>0,01	89,6	-
	2	10,4	0,4		>0,01		
3	1	10,5	0,5	2,8	>0,01	89,2	-
	2	10,5	0,4		0,02		
4	1	10,7	0,5	2,6	0,03	89,6	-
	2	10,6	0,5		0,08		
5	1	10,5	0,6	2,7	0,11	88,4	-
	2	10,6	0,6		0,21		
6	1	10,6	0,4	2,8	0,12	88,6	5,5
	2	10,6	0,3		0,04		
7	1	10,9	0,6	3,0	0,03	88,1	6,0
	2	11,0	0,8		0,06		
8	1	ПД	1,0	2,3	0,12	89,7	6,5
	2	10,8	0,7		0,25		
9	1	10,8	0,7	2,6	0,15	89,1	6,3
	2	10,9	0,8		0,09		
10	1	10,7	0,6	2,7	0,07	89,0	6,5
	2	10,7	0,6		0,10		
11	1	10,5	0,6	2,4	0,11	90,2	6,9
	2	10,5	0,5		0,04		
12	1	10,7	0,4	2,5	0,07	89,9	6,4
	2	10,8	0,4		0,06		
13	1	10,7	0,6	2,5	0,06	90,0	-
	2	10,7	0,5		0,05		
14	1	10,6	0,6	2,7	0,03	89,2	6,5
	2	10,5	0,5		0,07		
15	1	10,8	0,6	-	0,07	-	6,4
	2	10,9	0,4		0,04		
16	1	10,8	0,3	3,1	0,05	87,5	6,6
	2	10,8	0,6		0,09		
17	1	11,4	0,7	2,9	0,08	88,8	6,5
	2	11,2	0,7		0,05		
18	1	10,8	0,6	2,7	0,05	89,1	6,3
	2	10,5	0,6		0,09		
20	1	10,3	0,4	2,7	0,05	89,2	6,1
	2	10,2	0,6		0,07		

Испытания смоляной технологии. Сорбент загрузили в каждый из восьми сорбционных пачуков по 50 мл (8% объемных). Передвижку смолы начали на 6-е сутки работы установки. За это время произошло частичное насыщение смолы золотом. Передвижку осуществляли четыре раза в сутки по 6-15 мл, ориентируясь по остаточную концентрацию золота в хвостах. В процессе испытаний вели периодический (раз в 2-4 ч) и накопительный (ежесменный) отбор проб обеззолоченных растворов и ежесуточный отбор проб смолы и твердых продуктов выщелачивания. По мере накопления 45-50 мл насыщенной смолы проводили ее регенерацию.

Фактически регенерированная оборотная смола стала поступать в процесс, начиная с 10-х суток работы. Установка находилась в работе 21 сутки (табл. 69). Содержание золота в жидкой фазе хвостов цианирования несколько выше, чем в варианте с угольной сорбцией. Кроме того, прослеживалась тенденция к повышению остаточной концентрации золота в хвостах и снижению его извлечения.

Для снижения концентрации золота в хвостах передвижку смолы осуществляли большими объемами по сравнению с угольным вариантом (до 40 мл смолы в сутки), что привело к снижению емкости сорбента.

На рис. 109 представлены изотермы сорбции на смолу до и после проведения испытаний. Так, значительное изменение изотермы сорбции, снятой на смоле после проведения испытаний, свидетельствует об ухудшении сорбционных свойств смолы.

Таким образом, укрупненные испытания сравнения технологий «Смола в пульпе» и «Уголь в пульпе», проведенные в ОАО Иргиредмет полностью подтвердили результаты ЦЗЛ ГМЗ-3.

Лабораторные исследования на продуктах биоокисления текущей добычи. Изучение изотерм сорбции и технических характеристик различных угольных сорбентов. Цианистая пульпа от выщелачивания продуктов биоокисления имеет весьма сложный компонентный

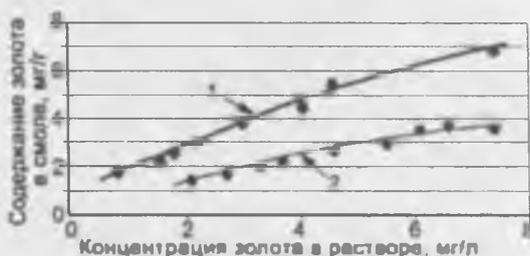


Рис. 109. Изотермы сорбции золота на смолу при цианировании продукта БВ. Смола: 1 — свежая; 2 — после укрупненных испытаний.

состав, обусловленный высоким содержанием флотореагентов, продуктов метаболизма биомассы, роданидов, солей кальция и других составляющих, которые могут отрицательно влиять на угольно-сорбционную технологию.

На этой стадии на реальной пульпе испытывались угольные сорбенты от различных производителей, поставляющих угли для золотодобывающих предприятий мира. Также необходимо было оценить прочность этих марок углей на истирание и по другим характеристикам. Часть проб углей (Малайзия, Китай) взята из товарных партий, поставляемых ОАО Иргиредметом предприятиям России, другая (Norit, Pica Gold, ISG 6×12, Calgon) предоставлена зарубежными поставщиками специально для данных испытаний. Пробу малайзийского угля, находящегося на территории Узбекистана, представил НГМК.

Механические тесты (прочность, крупность, насыпной вес) выполнялись в ОАО Иргиредмете, в т. ч. тесты по определению прочности на истирание проводили по

Таблица 69

Результаты испытаний сорбционного цианирования продукта БВ с ионообменной смолой

Сутки	Смена	pH исходной пульпы	Концентрация цианида в сбросной пульпе, г/л	Содержание в хвостах, г/т	Концентрация Au в сбросных растворах, мг/л	Извлечение, Au, %	Содержание Au в насыщенной смоле, мг/л
1	1	10,3	0,3	-	-	-	-
	2	10,6	0,4		0,04		
2	1	10,8	0,5	-	0,04	-	-
	2	10,4	0,3		0,06		
3	1	10,3	0,5	2,8	0,03	88,9	-
	2	10,7	0,4		0,05		
4	1	10,3	0,4	2,6	0,08	89,2	-
	2	10,6	0,4		0,12		
5	1	10,5	0,5	2,4	0,12	90,0	-
	2	10,3	0,5		0,08		
6	1	10,9	0,6	2,4	0,06	90,2	4,1
	2	11,2	0,4		0,08		
7	1	10,9	0,6	2,6	0,06	89,3	5,2
	2	10,2	0,6		0,12		
8	1	10,6	0,4	2,8	0,09	88,5	5,8
	2	10,4	0,5		0,10		
9	1	11,0	0,6	2,6	0,09	89,1	5,9
	2	10,3	0,5		0,15		
10	1	10,6	0,6	2,6	0,15	89,0	5,6
	2	10,7	0,6		0,12		
11	1	10,7	0,7	2,3	0,17	89,9	5,2
	2	10,4	0,4		0,16		
12	1	10,5	0,5	2,5	0,17	88,9	4,5
	2	10,4	0,5		0,21		
13	1	10,2	0,5	2,8	0,15	87,8	3,9
	2	10,5	0,4		0,19		
14	1	10,6	0,5	2,6	0,25	86,2	4,1
	2	10,6	0,4		0,20		
15	1	10,8	0,3	2,5	0,23	88,5	3,8
	2	10,6	0,5		0,25		
16	1	10,4	0,4	2,4	0,22	89,1	3,8
	2	10,4	0,3		0,22		
17	1	11,6	0,4	2,6	0,28	87,8	4,1
	2	11,3	0,5		0,28		
18	1	10,9	0,6	2,7	0,26	87,2	3,9
	2	10,5	0,5		0,28		
20	1	11,0	0,6	2,9	0,30	86,2	3,8
	2	11,2	0,7		0,28		
21	1	10,9	0,6	2,8	0,27	86,4	3,7
	2	10,8	0,5		0,29		

стандартной методике, применяемой на территории России. Эксперименты по оценке емкостных характеристик углей выполнялись в условиях ОМТЛ НГМК. Методика экспериментов заключалась в следующем. Одинаковые навески проб углей массой по 1 г и по 5 г загружали в стаканы с пульпой продукта биоокисления, в которую добавляли NaCN и затем агитировали в течение 48 ч с использованием лопастных мешалок. Объем пульпы составлял 1 л, отношение Ж.Т = 2,5:1, концентрацию NaCN поддерживали на уровне 2 г/л. По окончании эксперимента уголь отделяли на сите и сдавали на анализ, а жидкую фазу пульпы отфильтровывали и сдавали на атомно-абсорбционный. Так, было выявлено, что из-за повышенного солевого фона прямой атомно-абсорбционный анализ дает недопустимое искажение результатов в сторону их завышения. В связи с этим все последующие анализы жидких проб стали проводить с использованием метода экстракции Au изоамиловым спиртом.

Сводные результаты определения прочностных и сорбционных характеристик исследованных угольных сорбентов приведены в табл. 70. По прочностным характеристикам (прочность на истирание и твердость) экструдированные угли фирмы Norit оказались непревзойденными в сравнении с дроблеными углями других фирм. Наиболее прочный на истирание уголь марки Norit RO 3520, вероятно, благодаря оптимальному соотношению длины (3,5 мм) и диаметра (2,0 мм) зерен. Из марок дробленых углей наиболее прочные на истирание угли марок ISG 6×12 (Великобритания) и Pica Gold G 210 AS (Франция), изготовляемых, как и все другие угли, из скорлупы кокосовых орехов.

По сорбционным характеристикам определяющим показателем следует считать максимальное значение коэффициента распределения Au между фазами угля и

Таблица 70

Результаты определения прочности и сорбционных характеристик исследованных угольных сорбентов

Марка угля	Массовая доля (%) класса крупности (мм)				Прочность на истирание, %	Твердость, %	Емкость по Au, г/кг		Концентрация Au в растворе, г/м ³		Коеффициент Кр*10-3		На-сып-ной вес, г/л
	+2	-2+1.6	-1.6+1	-1			max	min	max	min	max	min	
Norit 3520	6.79	93.04	0.17	-	99.9	99.5	3.596	0.938	1.39	0.08	2.58	11.72	550
Norit 3515	-	16.33	83.67	-	87.9	99.5	3.928	0.813	0.88	0.05	4.46	16.26	543
Norit 2515	-	-	100	-	89.7	99	3.577	0.859	1.42	0.05	2.51	17.18	507
Calgon GRC 20	100	-	-	-	76.0	99	3.560	0.593	1.97	1.31	0.45	1.81	499
Pica Gold G 210 AS	100	-	-	-	86.1	-	3.250	0.792	0.46	0.05	7.06	15.84	504
Британия ISG 6412	98.34	0.97	0.69	-	87.3	98.5	3.376	0.974	2.11	0.13	1.6	7.4	540
Малайзия (товарный)	94.13	3.52	2.35	-	87.0	75	4.075	0.900	1.98	0.08	2.06	11.25	508
Малайзия (РУЗ)	98.86	0.92	0.22	-	83.0	-	3.194	0.996	2.01	0.15	1.58	6.64	514
Китай JX-102	98.21	1.31	0.48	-	86.0	96	3.446	0.930	1.88	0.10	1.83	9.30	511

раствора, означающего способность обеспечить минимальный уровень потерь Au с жидкой фазой хвостов сорбционного процесса. По данному показателю угли фирмы Norit также оказались непревзойденными: максимальный коэффициент распределения ($K_p = 17180$) получен для марки Norit 2515, очевидно, благодаря большому значению величины удельной поверхности, обусловленной меньшими габаритами зерен и, соответственно, лучшим кинетическим качеством. Из числа марок дробленых углей по сорбционным характеристикам лучшим оказался уголь марки Pica Gold G 210 AS ($K_p = 15840$).

При выборе марки угля для использования в технологии ГМЗ-3 необходимо учитывать также технологические особенности сорбционного оборудования. В частности, в отделении существующей сорбции на ГМЗ-3 установлены пачуки с выносными дренажными устройствами, оборудованными желобами для противоточного перемещения сорбента (смолы) самотечным способом. На эффективность работы этих устройств при реализации угольно-сорбционной технологии важное значение, вероятно, будет иметь форма зерен сорбента. Цилиндрическая форма зерен марки Norit должна дать определенное преимущество перед дроблеными углями, имеющими сложную неправильную форму ограничивающую текучесть слоя угля в желобах.

Таким образом, по совокупности технических характеристик к использованию в промышленном масштабе на ГМЗ-3 должен быть рекомендован уголь марки Norit RO 3520. На стадии предстоящих полупромышленных испытаний гидromеталлургической переработки продуктов биоокисления может быть использован уголь Norit 3515, имеющийся в достаточном количестве для проведения полного цикла исследовательских работ.

Для расчета исходных параметров технологического процесса определена более детальная изотерма сорбции для угля Norit 3515. В опытах использовали методику переменных навесок, предусматривающую различную загрузку угля при одинаковых объемах цианируемой пульпы (табл. 71). Принимая во внимание относительно высокую естественную сорбционную активность продуктов биоокисления к испытанием планируется технология «CIL», предусматривающая сорбционное выщелачивание продукта без операции предварительного цианирования при минимальном уровне концентраций Au в жидкой фазе в течение всего процесса. По представленной изотерме расчетное значение емкости насыщенного угля по Au может быть принято от 2 до 4 г/кг.

Таблица 71
Результаты определений равновесного распределения Au между углем Norit 3515 и жидкой фазой пульпы ($t = 48$ ч)

Концентрация Au в жидкой фазе, мг/л	0,006	0,02	0,05	0,10	0,134	0,88
Содержание Au в угле, г/кг	0,12	0,37	0,75	1,33	1,78	3,93
Коэффициент распределения Au, * 10^{-3}	20,0	17,5	15,0	13,3	13,0	4,64

Изучение реологических свойств пульпы исходных продуктов. Практика промышленной переработки продуктов биоокисления на ГМЗ-3 показала, что из-за вы-

сокого содержания флотореагентов и, предположительно, из-за омыления биомассы в щелочной среде пульпа в перемешивающих аппаратах установки КЕМИХ и, особенно, в пачуках проявляет повышенную способность к вспениванию. Испытанные на ГМЗ-3 химические способы пеноподавления не дали положительных результатов. С другой стороны, общеизвестным способом снижения пенообразования является сгущение пульпы до определенных консистенций, обеспечивающих минимальную долю свободной жидкой фазы. При этом вязкость пульпы не должна превышать пределы, необходимые для эффективного перемешивания и прохождения ее через дренажные устройства аппаратов. Так, проведены экспериментальные исследования по определению зависимости динамической вязкости от плотности пульпы. В качестве прибора для определения вязкости пульпы использовали стеклянную воронку с капиллярной трубкой диаметром 3 мм и длиной 150 мм. Объем тестируемых проб 400 мл. Перед началом каждого опыта измеряли температуру пульпы (воды), определяли ее плотность, затем измеряли продолжительность истечения пробы и сравнивали ее с продолжительностью истечения воды.

На рис. 110 показана графическая зависимость динамической вязкости пульпы исследованных продуктов от отношения Ж:Т. Если принять за допустимый предел вязкости, обеспечивающий ее достаточную текучесть, 5 сантипуаз, то минимальное отношение Ж:Т для пульпы ПТД должно быть равно – 2,3.

Для определения влияния отношения Ж:Т пульпы на интенсивность пенообразования, пробы пульпы от проведенных опытов поместили в стеклянные цилиндры вместимостью по 0,5 л и организовали подачу воздуха в нижнюю их часть. При барботажном перемешивании пульпы в цилиндрах было установлено, что для пульпы ПТД превышение отношения Ж:Т более 2,5 приводит к обильному пенообразованию. Таким образом, допустимым диапазоном отношения Ж:Т для пульпы ПТД следует считать 2,3÷2,5.

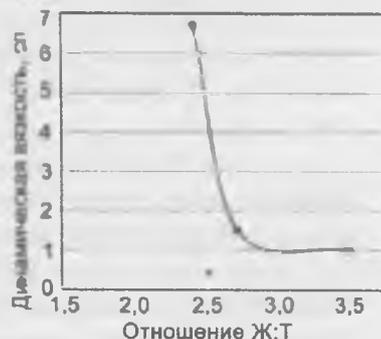


Рис. 110. Зависимость динамической вязкости пульпы ПТД от отношения Ж:Т.

По завершении лабораторных исследований, где были уточнены исходные данные, проведены испытания узла сорбционного цианирования продукта биоокисления по схеме «уголь в пульпе» на продукте питания КЕМИКС текущей добычи с остаточным содержанием сульфидной серы 1,94%. В установившемся режиме получено извлечение Au на уголь 84,6% при удельном расходе NaCN 15 кг/т. Узел сорбционного цианирования продукта биоокисления, работающей по схеме «смола в пульпе», переведен на схему «уголь в пульпе». Перевод ГМЗ-3 на угольно-сорбционную технологию без проведения дополнительных мероприятий по десульфидизации биокеков позволил повысить извлечение Au на 8-10%.

Выводы по главе VI

1. Наилучшие показатели при отмывке биокека противоточной декантацией можно получить, используя катионный флокулянт Праестол 854-BC-S по сравнению с образцом Праестол 2500. При этом на противоточных сгустителях необходимо держать расход флокулянта:

- для первого сгустителя 90 г/т скорость осаждения увеличивается в 3,05 раза, а удельная производительность сгущения в 2,4 раза. Значение Т:Ж 1,6-1,9;
- для второго сгустителя 20 г/т скорость осаждения увеличивается в 2,0 раза, а удельная производительность сгущения в 2,0 раза. Значение Т:Ж 1,7 до 1,9;
- для третьего сгустителя 20 г/т скорость осаждения увеличивается в 1,9 раза, а удельная производительность сгущения в 2,0 раза. Значение Т:Ж 1,6 до 1,9.

2. Рассмотрен механизм образования роданидов в процессе цианидно – сорбционного выщелачивания продуктов биоокисления (биокеков), на основе изучения кинетики их образования, с различным содержанием сульфидной серы. Содержание недоокисленных форм серы в продуктах, поступающих на цианирование, пропорционально отражается на расходе цианида натрия и концентрации образующихся роданидов.

3. Установлено влияние концентрации роданидов на насыщение различных сорбентов золотом. В условиях прямого цианирования биокеков концентрация роданидов достигает 2,5 г/л, что является основной причиной низкого насыщения смолы золотом.

4. Разработаны способы кондиционирования биокека перед цианированием. Использование окислительного обжига биокека – эффективный способ, предотвращающий образование роданидов при цианировании.

5. Кипячение пульпы хвостов «Кемикс» и последующая сорбция снижают содержание золота в отвальных хвостах. Предварительное кипячение пульпы хвостов «Кемикс» позволяет перевести в газовую фазу 50-60% цианидов, которые могут быть возвращены в процесс после их улавливания, а роданиды остаются в жидкой фазе пульпы.

7. Проведено сравнение технологий «смола в пульпе» и «уголь в пульпе». Установлено преимущество сорбции на уголь.

Глава VII. ИССЛЕДОВАНИЯ ПО ОБЖИГУ ПРОДУКТА БИООКИСЛЕНИЯ ГМЗ 3

Анализ данных научно-технической и патентной информации позволил сделать вывод о том, что одним из способов окисления сульфидных концентратов, содержащих углистые вещества, является окислительный обжиг. Окислительный обжиг флотоконцентрата позволяет исключить все перечисленные недостатки бактериального окисления, однако у него они тоже есть – значительное количество отходов в виде трехоксида мышьяка.

Учитывая положительную роль процесса бактериального выщелачивания, связанную с выводом значительной части мышьяка из продукта биоокисления, специалисты НГМК приняли решение о комбинированном варианте окисления сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау. На начальном этапе окисление флотоконцентрата осуществляется по схеме биоокисления, при котором вскрывается сульфидное золото, значительная часть мышьяка растворяется и затем переводится в твердое состояние в виде нерастворимого скородита (FeAsO_4). Затем продукт биоокисления с низким содержанием мышьяка подвергается окислительному обжигу, при котором вскрывается углистое золото, окисляется оставшаяся сульфидная сера, уничтожаются продукты метаболизма микроорганизмов. Продукт окислительного обжига направляется на сорбционное цианирование золота из огарка (Санакулов, 2014).

В НГМК впервые в 2009 г. начали лабораторные исследования по обжигу биокека и последующему сорбционному цианированию золота из огарков.

Результаты лабораторных исследований по обжигу продукта биоокисления и последующему сорбционному цианированию золота из огарка

На начальном этапе (февраль, март 2009 г.) опыты по обжигу проводили на биокеке, получаемом при переработке руды месторождения Кокпатас. Использовали промышленный биокек с ПТД 3, его дополнительно отмывали до pH в водной фазе 4,4 и фильтровали до влажности $W = 50\%$. Обжиг вели в протвнях, которые помещали печи Carbolite CF-24.

Вес исходной навески 1 кг в пересчете на сухое вещество. Перемешивание осуществляли вручную через каждые 10-15 мин. обжига. Результаты по кинетике обжига биокека при различных температурах приведены в табл. 72.

Таблица 72
Кинетика обжига биокека из руды месторождения Кокпатас

t, °C	Остаточное содержание элементов в биокеке после времени обжига, (%)											
	t = 0,5 ч				t = 1 ч				t = 2 ч			
	S _{обж}	Ss	As	C _{огр}	S _{обж}	Ss	As	C _{огр}	S _{обж}	Ss	As	C _{огр}
100	12,7	6,1	1,9	1,5	12,7	6,1	1,9	1,5	12,8	6,1	1,9	1,5
200	12,7	6,1	2,0	1,5	12,7	6,1	2,0	1,5	12,8	6,1	2,0	1,5
300	12,8	6,1	2,1	1,4	12,8	6,1	2,1	1,4	12,7	6,1	2,1	1,4
400	9,9	3,0	2,1	1,0	8,2	1,3	2,0	0,9	8,0	1,0	1,9	0,9
500	8,1	2,5	2,2	1,0	8,0	1,0	2,2	0,9	7,5	0,5	2,2	0,8
600	7,7	0,15	2,6	0,5	7,4	0,1	2,6	0,2	7,3	0,08	2,6	0,2

Содержание в исходном сухом биокеке, %: $S_{\text{обц}}$ – 12,7; S_s – 6,1; As – 1,9; $C_{\text{орг}}$ – 1,5; Au – 28,6 г/т. После двух часов обжига пробы направили на сорбционное цианирование в заводском режиме ГМЗ-3: pH = 10,5-11,5; [NaCN] = 500 мг/л; расход смолы 0,5% (в голову процесса); время сорбционного цианирования 16 ч, Ж:Т = 2:1. Результаты по цианидному сорбционному выщелачиванию золота из исходного промытого биокека и из продуктов его обжига приведены в табл. 73.

Таблица 73

Результаты цианидного сорбционного выщелачивания

Продукт	pH	[NaCN], мг/л	[CNS], мг/л	[Au] в ж.ф. мг/л	[Au] в см. мг/г	[Au] хв тв.ф. г/т	В	Е, %	Расход, кг/т		
									NaCN	CaO	
Исходный	11,2	39	934	1,07	3,3	7,8	100	72,7	3,2	35,4	
После обжига Т = 2 ч	100°	11,3	59	564	0,78	3,3	7,5	100	73,7	2,7	16,3
	200°	11,6	98	530	0,42	3,2	7,6	100	73,5	2,3	16,3
	300°	11,7	255	15,1	0,18	3,3	7,6	100	73,5	1,8	17,5
	400°	11,3	392	3,4	0,15	4,1	7,6	92	75,6	1,6	18,0
	500°	11,2	412	3,0	0,15	4,5	7,4	90	76,7	1,1	18,5
	600°	11,7	442	1,3	0,04	6,6	3,5	85	89,6	0,8	17,5

Примечание: Исходное содержание золота в биокеке 28,6 г/т. В – выход огарка, в % от исходного биокека; Е – извлечение золота из биокека, %.

Так, предварительный обжиг биокека при 600°C в течение 2-х часов и последующее сорбционное цианирование огарка обеспечивает: снижение сульфидной серы в продукте (огарке) до 0,08%, а $C_{\text{орг}}$ – до 0,2%; повышение извлечения золота до 89,6%, при концентрации золота в жидкой фазе хвостов сорбции 0,04 мг/л; снижение расхода цианида натрия в 4 раза и извести в 2 раза.

После ввода в эксплуатацию узла фильтрации биокека (май, 2010 г.) опыты по обжигу проводили на осадках с фильтров, имеющих pH жидкой фазы 8,5-10,0. В это время в переработку поступала шихта руд месторождений Кокпатас и Даугызтау. Обжиг проводили при различных температурах в муфельной печи, в протвнях, с периодическим перемешиванием продукта. Сорбционное цианирование огарка проводили в режиме «кемикс»: плотность пульпы 1300 г/л; pH = 11; [NaCN] = 1000 мг/л, время 24 ч. Наилучшие результаты получены при обжиге осадка биокека в условиях окислительного обжига при температуре 600° С. Отметим, что вовлечение в переработку руд месторождения Даугызтау привело к повышению содержания в биокеке углистых веществ в два раз (с 1,5 до 3,12%), а остаточное содержание сульфидной серы возросло до 8,2%, при этом извлечение золота уменьшилось на 6% (по сравнению с рудой месторождения Кокпатас).

Дальнейшие исследования направлены на снижение золота в хвостах цианирования путем предварительной щелочной обработки огарка. Известно, что обработка огарка перед цианированием: [NaOH] = 75-100 г/л; отношение Ж:Т в пульпе щелочной обработки 2:1; температура 80-90°C и продолжительность обработки 2 ч приводит к снижению потерь золота с хвостами цианирования (Лодейщиков, 1999, т. 1, с. 132-134). Применение щелочной обработки обусловлено необходимостью удаления с поверхности частиц огарка скородитовых пленок, препятствующих доставке цианидов к золоту.

При взаимодействии скородита с NaOH мышьяк образует водорастворимый арсенат натрия, а железо остается в твердой фазе в виде гидроксида:



Операция щелочной обработки огарка включена в проект обжига флотоконцентратов на ГМЗ 3. Данные по влиянию щелочной обработки на результаты сорбционного цианирования огарков показали что, предварительная щелочная обработка приводит к снижению содержания золота в хвостах цианирования с 7,3 до 2,6 г/т, что соответствует приросту извлечения золота на 12,2%.

Проводились также исследования по снижению золота в хвостах цианирования путем обжига огарка в присутствии кремнефторида натрия. Показано (Поиск и разработка..., 1983), что дополнительный обжиг огарка в присутствии кремнефторида натрия, вводимого из расчета 5 кг/т огарка приводит к снижению золота в хвостах цианирования в среднем с 6,11 до 2,12 г/т.

В наших исследованиях кремнефторид натрия вводили в осадок биокека перед его обжигом. Так, обжиг осадков биокека в присутствии Na_2SiF_6 (5 кг/т) и последующее сорбционное цианирование огарка приводит к повышению извлечения золота с 83,7 до 89,5%.

Результаты лабораторных исследований по поведению мышьяка в процессе обжига продукта биоокисления. Основным сдерживающим фактором развития обжиговой технологии являются проблемы, связанные с очисткой обжиговых газов от мышьяка, который, совместно с сульфидной серой возгоняется в процессе обжига. Вместе с тем, при обжиге биокека в отличие от сульфидной серы основная масса мышьяка остаётся в огарке (см. табл. 72).

Для определения форм нахождения мышьяка (окисленных и сульфидных) в продуктах обжига использовали методику отмывки окисленных форм мышьяка раствором 2 N HCl при перемешивании в течение 24 ч. Полученную в результате солянокислой обработки пульпу фильтровали, осадок промывали соляной кислотой (1:5). В фильтрате определяли мышьяк окисленных соединений, в осадке – сульфидов (табл. 74).

В осадках после термообработки биокека мышьяк, в основном, представлен в окисленной форме (скородит – FeAsO_4). Причем доля окисленных форм мышьяка в осадке возрастает с ростом температуры его термообработки, и составляет: 76,7% (исх.), 79,8% (400°) и 95,0% (600°).

Проведена оценка балансового распределения мышьяка в результате обжига биокека. В трубчатую индукционную печь (рис. 111) помещали керамическую лодочку с определенной навеской сухого биокека. Один конец керамической трубки был подсоединен к аспиратору, обеспечивающему тягу воздуха 1 л/ч. Между аспиратором и керамической трубкой установили фильтр «ХП». После достижения в печи температуры 600° в трубку помещали лодочку с навеской биокека и включали аспиратор. После двух часов обжига аспиратор отключали, лодочку извлекали из печи и взвешивали. Вес фильтра замеряли до и после опыта. Определяли содержание мышьяка в исходной

Таблица 74
Формы нахождения мышьяка в биокеке и продуктах его обжига

Время обжига, ч	Температура обжига, С	Содержание As (%) по формам		
		As _{общ}	As _с	As _{окис}
Исходный биокек		1,89	0,44	1,45
2	400	1,93	0,39	1,54
2	600	2,60	0,13	2,47

навеске биокека и в осадке после обжига, а также в пыли электрофилтра. Рассчитывали баланс по массе продуктов и массе мышьяка (табл. 75).

Основная часть мышьяка (95,35%) остается после обжига биокека в огарке. В виде пыли, уловленной на фильтре, из печи удаляется 3,53% мышьяка. В виде неучтенных потерь, которые могут представлять пыль и As_2O_3 , осевшие на стенках трубок, мышьяк составил 1,12%.

Таким образом в результате лабораторных исследований по обжигу осадков биокека установлено, что:

обжиг осадка биокека, полученного только из руды месторождения Кокпатас, при температуре 600°C в течение 2 ч и последующее сорбционное цианирование огарка обеспечивают повышение извлечения золота с 72,7 до 89,6%; снижение расхода цианида натрия в 4 раза; снижение концентрации роданидов в жидкой фазе пульпы до 1,3 мг/л.

обжиг осадка биокека, полученного из шихты руд месторождений Кокпатас и Даугызтау, при температуре 600°C в течение 2 ч и последующее сорбционное цианирование огарка обеспечивают повышение извлечения золота с 73,3 до 82,5%; снижение расхода цианида натрия в 2,5 раза; снижение концентрации роданидов в жидкой фазе пульпы до 16 мг/л.

щелочная обработка огарка перед сорбционным цианированием приводит к снижению содержания золота в хвостах цианирования с 7,3 до 2,6 г/т, что соответствует приросту извлечения золота на 12,2%.

обжиг осадка биокека при температуре 600°C в течение 2 в присутствии Na_2SiF_6 (5 кг/т осадка) и последующее сорбционное цианирование огарка приводят к повышению извлечения золота с 83,7 до 89,5%.

при проведении балансового опыта по распределению мышьяка в процессе обжига биокека установлено, что основная часть мышьяка (95,35%) остается после обжига биокека в огарке. В виде пыли, уловленной на фильтре, из печи удаляется 3,53% мышьяка. В виде неучтенных потерь, которые могут представлять пыль и As_2O_3 , осевшие на стенках трубок, мышьяк составил 1,12%.



Рис. 111. Лабораторная установка по обжигу.

Таблица 75

Баланс распределения мышьяка при обжиге биокека

Продукты	Вес As, мг	%
Приход		
Мышьяк в исходном осадке биокека, [As] = 1,89%; вес биокека 4,5974 г	86,89	100
Расход		
Мышьяк в огарке, [As] = 2,1%; вес огарка 3,9455 г, выход огарка 85,8%	82,85	95,35
Осадок (пыль) на фильтре, [As] = 3,6%; вес пыли 0,0852 г	3,07	3,53
Неучтенные потери	0,97	1,12

Опытно-промышленные испытания по обжигу продукта биоокисления на ГМЗ-3

Положительные результаты лабораторных исследований по обжигу осадков биокека и последующему сорбционному выщелачиванию золота из огарка позволили перейти к опытно-промышленным испытаниям.

Описание опытной сушильно-обжиговой установки ГМЗ-3. Опытная сушильно-обжиговая установка (СОУ) предназначена для проведения опытно-промышленных испытаний по сушке, обжигу и сорбционному цианированию полученных огарков. Производительность установки 100...250 кг/час.

Схема цепи аппаратов СОУ представлена на рис. 112. Исходный кек с дискового вакуум-фильтра (1) самотеком загружался в специальные мешки «биг-бег» (2) и транспортировался к сушилке (3). Из мешков кек вручную разгружался на площадку, где производилось его подсушивание в естественных условиях до влажности 12-15%. Затем подсушенный кек вручную загружался в сушилку, где осуществлялась сушка при температуре 240-150°C. Сушеный продукт поступал в печь обжига (4), для обжига продукта при температуре 550-750°C. Огарок самотеком поступал на репульпацию последовательно в две емкости (5, 6), где смешивался с технической водой до 30% твердого. Пульпа насосом (7) откачивалась на сорбционное цианирование в две колонки по 12 м³ каждая (8). Пыль и газы из сушилки и печи обжига удалялись через газоход (9) и трубу (10) в атмосферу через пыле- и газоочистки.

Длина печи 20 м, в т. ч. 8 м – зона сушки и 12 м – обжига. Диаметр печи 1,2 м, наклон 2°, скорость вращения 6 об/мин. В печи проводился процесс сушки (3) и процесс обжига (4). Печь нагревалась с помощью тэнов, установленных в обжиговой зоне. Термодатчики были установлены в газоходе в переходной зоне и три термодатчика в обжиговой зоне. В обжиговую зону подавали сжатый воздух, расход которого контролировали. Огарок поступал в репульпатор с водой, откуда отбирали пробы для ци-

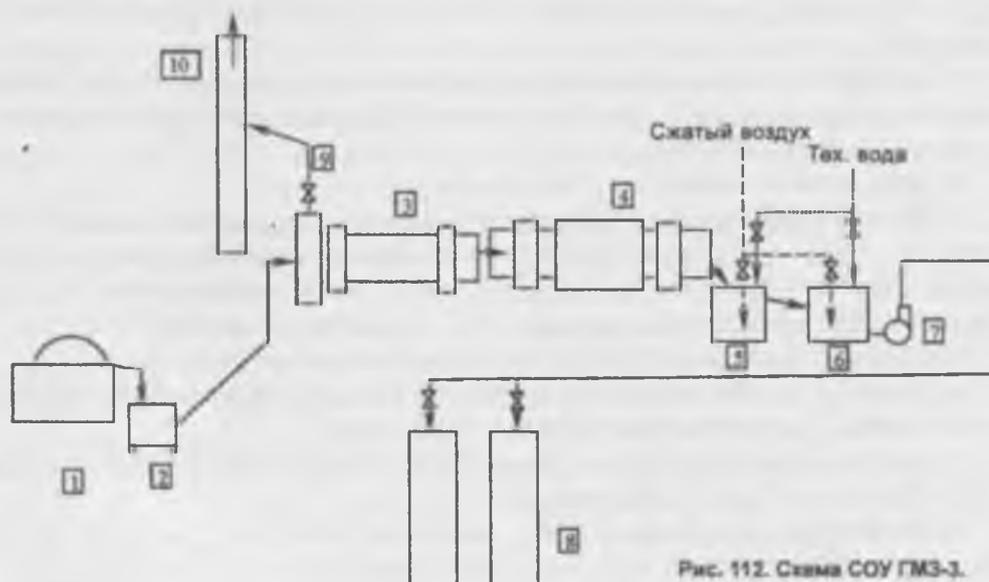


Рис. 112. Схема СОУ ГМЗ-3.

анирования. Оставшаяся часть огарка после установления необходимой плотности откачивалась на сорбционное цианирование в цех на колонку.

Условия цианирования огарков:

в лабораторных 3-литровых пачуках: pH = 10,8 -11,0; [NaCN] = 1000 мг/л, загрузка смолы 3%; время 16 ч без предварительного измельчения и с предварительным измельчением до -0,044 мм;

в полупромышленном 100-литровом пачуке: pH = 10,8 -11,0; [NaCN] = 500 мг/л, загрузка смолы 3%, время 16 ч без предварительного измельчения огарка.

Для определения вредных веществ в отводимых газах на установке во время испытаний определяли содержание: пыли; трехоксида мышьяка; содержание сернистого газа.

В газоходе через специальное отверстие выводились газы и пыль и последовательно пропускались через бумажный фильтр 1, бумажный фильтр 2 и барботер с раствором едкого натрия (5%). Бумажный фильтр 1 очищал газы от крупнодисперсных частиц пыли, бумажный фильтр 2 предназначен для отделения тонкодисперсных частиц, барботер с раствором щелочи поглощал трехокись мышьяка.

В процессе испытаний проведено 19 опытов с различными режимами обжига. Время каждого опыта в пределах 12...24 ч. Условия проведения и результаты опытов приведены ниже.

Характеристика продукта биоокисления. Исходным продуктом технологической схемы СОУ являлся кек фильтрации продукта биоокисления (далее биокек).

1. Физические свойства биокека после фильтрации: влажность до естественной сушки – 30-35%, после нее – до 15%; цвет – черный; влажный материал вязкий, pH – 9,0-10,2.

2. Гранулометрический состав биокека, %: +0,15 мм – 2,3%; -0,15 мм +0,074 мм – 11,7%; -0,074 мм – 86,0%.

3. Химический состав биокека, %: $S_{\text{общ}}$ – 12,0-15,0; S_s – 6,0-12,0; $C_{\text{общ}}$ – 2,9-3,5; $C_{\text{орг}}$ – 2,3-3,0; $As_{\text{общ}}$ – 1,0-1,5; Fe_2O_3 – 13,3; Al_2O_3 – 18,6; SiO_2 – 39,6; TiO_2 – 0,6; CaO – 7,8

4. Минералогический состав биокека (расчетное по стехиометрии, %): глинистые минералы (каолин) – 50%; гипс – 25%; пирит – 20%; арсенопирит – 5%; скородит – 5%; углистые минералы – 5-10%.

5. Удельный вес биокека – 2,7 т/м³, а насыпной – 1,8 т/м³.

6. Форма нахождения золота в биокеке: основном, находится в свободном состоянии (50...70%), оно хорошо цианируется. Основным нецианируемым золотом является углистое (10...15%), сульфидное (5...10%) и тонковкрапленное (5%). Золото, покрытое окислами железа и мышьяка (10%), цианируется частично.

Характеристика огарка. Продуктом обжига биокека является огарок.

1. Физические свойства огарка: влажность – 0%, цвет – красно-коричневый, материал сыпучий, легко фильтруется, pH вытяжки – 8,0-8,2.

2. Гранулометрический состав огарка, %: +0,15 мм – 1,5%; 0,15 мм +0,074 мм – 15%; -0,074 мм – 13,5%; -0,044 мм – 70%

3. Химический состав огарка, %: $S_{\text{общ}}$ – 4,0-7,0; S_s – 0-0,2; $C_{\text{общ}}$ – 1,0; $C_{\text{орг}}$ – 0,1-0,3; $As_{\text{общ}}$ – 0,5-0,9; Fe_2O_3 – 15,0; Al_2O_3 – 19,0; SiO_2 – 40,0; TiO_2 – 0,7; CaO – 8,0.

4. Минералогический состав огарка (расчетное по стехиометрии, %): глинистые минералы (каолин) – 60; гипс – 20; гематит и гидроокись железа – 15; магнетит – 0,1; скородит – 5; углистые минералы – 1.

5. Удельный вес огарка – 2,6 т/м³, насыпной – 1,75 т/м³

6. Форма нахождения золота в огарке, в основном, находится в свободном состоянии (80%) и такое золото хорошо цианируется. Основным нецианируемым золотом является покрытое окислами железа и мышьяка (12%), углистого (0,5%) и сульфидного (0,5%) в огарке незначительное количество, и тонковкрапленное золото (7%).

По результатам рационального анализа расчетное извлечение золота при цианировании 50..70% для продукта биоокисления и 80% для огарка. Таким образом, минимальный прирост извлечения золота после обжига составляет 10%.

Влияние температуры обжига на показатели сорбционного цианирования огарка. На рис. 113 график зависимости извлечения золота от температуры обжига. Температура обжига оказывает решающее влияние на извлечение золота из огарков.

И хотя при температуре обжига (первая зона) 650-743°C углерод выгорает более полно (остаточное содержание $C_{\text{орг}} = 0,15-0,16\%$), чем при 570-600°C (остаточное содержание $C_{\text{орг}} = 0,58-0,67\%$), извлечение золота из огарка выше при температуре 570-600°C. Это объясняется тем, что при 650-743°C происходит образование скородитовых пленок, препятствующих цианированию золота.



Рис. 113. Зависимость извлечения золота от температуры обжига. 1 – температура обжига, °C; 2 – извлечение золота. %

Влияние добавки Na_2SiF_6 на показатели сорбционного цианирования огарков приведено в табл. 76. Добавка Na_2SiF_6 существенно не влияет на извлечение золота из огарков. Поэтому на первой стадии освоения технологии обжига в промышленном масштабе использование добавки Na_2SiF_6 нецелесообразно.

Влияние щелочной обработки огарка на показатели сорбционного цианирования отражено в табл. 77. Предварительная щелочная обработка огарка эффективна при

Таблица 76

Влияние добавки Na_2SiF_6 в процесс обжига на состав огарка и показатели сорбционного цианирования

Температуры в зоне обжига, °C			Содержание в огарке				[Au] хвосты, г/т	E, %	Номер опыта	
t_1	t_2	t_3	Au, г/т	$S_{\text{общ}}'$, %	S_g , %	$C_{\text{общ}}'$, %				$C_{\text{орг}}'$, %
650-710	600-620	550	44,7	6,37	0,0	0,21	0,15	7,3-8,4	81,2-83,8	1 (без)
750-780	650	550	38,9	4,8	0,2	0,07	0,07	7,5-7,7	80,2-80,6	5 (+5 кг/т)
570-580	510-524	496-500	42,0	6,60	0,00	0,68	0,67	5,8-6,9	86,3-88,7	16 (без)
572-588	500-502	490-496	39,7	3,54	0,00	0,46	0,41	5,3-5,8	85,2-86,6	13 (+5 кг/т)

температуре обжига 700-750°C. В этом случае предварительная щелочная обработка огарка приводит к снижению содержания золота в хвостах цианирования с 7,2-14,6 до 2,6-4,2 г/т. При температуре обжига 570-580°C осуществление щелочной обработки приводит к незначительному снижению содержания золота в хвостах цианирования: с 5,7-6,1 до 4,6-5,1 г/т.

Учитывая сложность и дороговизну операции щелочной обработки огарка, на первой стадии освоения технологии обжига в промышленном масштабе использование щелочной обработки нецелесообразно.

Влияние условий цианирования огарка. Сравнивались показатели сорбционного цианирования огарка с предварительным цианированием продукта и без него («смола в голову процесса»). Предварительное цианирование: pH = 10,8-11,0; [NaCN] = 1000 мг/л, время цианирования 6 ч с последующим сорбционным цианированием при загрузке смолы 3% в течение 12 ч. Сорбционное цианирование: pH = 10,8-11,0; [NaCN] = 1000 мг/л, загрузка смолы 3%, время 18 ч (табл. 78). Так, результаты по извлечению золота не зависят от условий цианирования огарка.

Влияние дополнительного измельчения огарка. Как указывалось выше, опыты по сорбционному цианированию проводились параллельно: с предварительным измельчением огарка до класса -0,044 мм и без предварительного измельчения. Сравнительные данные по влиянию дополнительного измельчения огарка на показатели сорбционного цианирования золота приведены в табл. 79.

Предварительное измельчение огарка до класса -0,044 мм (100%) не приводит к повышению извлечения золота из огарка, поэтому на стадии промышленного освоения

Сравнительные результаты по переработки огарков в условиях прямого цианирования и с предварительной обработкой NaOH

Таблица 77

Номер опыт	Условия обжига	Содержание в огарке	Прямое цианирование огарка		Цианирование с предварительной обработкой NaOH	
			Au, г/т (хв.)	E, %	Au, г/т (хв.)	E, %
7	t ₁ = 740-750°, Q = 100 кг/ч, КФН = 0 кг/т	Au - 40,7 г/т S _s - 0,13% C _{опр} - 0,16%	7,2-7,4	81,0-82,3	3,35	91,8
8	t ₁ = 745-760°, Q = 100 кг/ч, КФН = 10 кг/т	Au - 39,68 г/т S _s - 0,08% C _{опр} - 0,12%	7,5-9,4	76,4-80,9	2,6	93,5
9	t ₁ = 742-752°, Q = 100 кг/ч, СаО = 20 кг/т	Au - 40,3 г/т S _s - 0,00% C _{опр} - 0,06%	9,9-10,8	73,3-75,5	3,7	90,8
10	t ₁ = 722-752°, Q = 100 кг/ч, КФН = 5 кг/т	Au - 38,36 г/т S _s - 0,22% C _{опр} - 0,05%	12,8-14,6	61,9-66,7	4,2	89,1
14,15	t ₁ = 580-600°, Q = 100 кг/ч, КФН = 0 кг/т	Au - 40,56 г/т S _s - 0,00% C _{опр} - 0,36%	5,7-6,1	84,9-85,8	4,6-5,1	87,8-88,5

Таблица 78

Сравнительные данные по оценке условий цианирования огарков

Огарок с опыта	Содержание в огарке					Показатели сорбционного цианирования			
						с предв. цианированием		без предв. цианирования	
	Au, г/т	S _{общ} , %	S _s , %	C _{опр} , %	C _{опр} , %	[Au] хв., г/т	E, %	[Au] хв., г/т	E, %
7	40,7	4,66	0,13	0,24	0,16	7,3	82,1	7,4	81,8
8	39,7	5,41	0,08	0,12	0,12	7,3	82,1	7,5	80,9

технологии обжига осадков биокека операцию доизмельчения огарка с классификацией предусматривать нецелесообразно.

Оценка воздействия обжиговой установки на атмосферный воздух в ходе ее опытно-промышленной эксплуатации в июне-августе 2010 г. выполнена на основании расчетов с использованием результатов измерений силами ЦНИЛ НГМК концентрации вредных веществ, содержащихся в выбросных газах обжиговой печи. Измерения концентраций производились

по следующим ингредиентам: мышьяковистый ангидрид, фтористый водород.

Методика оценки влияния обжиговой установки на атмосферный воздух. С помощью компьютерной программы «Призма», сертифицированной в Узбекистане, рассчитывается предельно допустимый выброс (ПДВ) вредного вещества в атмосферный воздух, при котором не превышает установленная органами Госкомприроды Республики Узбекистан доля предельно допустимой концентрации (ПДК) этого вещества в приземном слое атмосферного воздуха. Затем с использованием результатов измерений вредного вещества в выбросных газах рассчитывается его фактический выброс и сравнивается с разрешенным ПДВ этого вещества, что позволяет сделать заключение о наличии или отсутствии превышения установленных нормативов.

Далее проведем оценку влияния на атмосферный воздух выброс каждого вредного вещества, содержание которого в выбросных газах измерялось.

Мышьяковистый ангидрид. Гигиенические нормативы на все ингредиенты приводятся ниже в соответствии с «Перечнем предельно-допустимых концентраций (ПДК) загрязняющих веществ в атмосферном воздухе населенных мест на территории Республики Узбекистан». Сан ПИН 0179-04.

Мышьяк, его неорганические соединения (в пересчете на мышьяк, мг/м³): ПДК разовая – 0,015; ПДК среднесуточная – 0,01; ПДК годовая – 0,003.

Мышьяк и его неорганические соединения относятся ко 2-му классу опасности. Государственным комитетом Республики Узбекистан на территории Навоийской области на мышьяк установлена квота 0,25 ПДК. Измерения концентрации мышьяковистого ангидрида в выбросах печного газа производились по следующей методике.

Пятьдесят литров исследуемого газа с помощью воздухоудвки отбирались из выбросной трубы и пропускались через два последовательно соединенных фильтра и один барботер с 50 мл 5%-ного раствора щелочи. Мышьяк измерялся на фильтрах 1,

Таблица 79

Сравнительные данные по влиянию дополнительного измельчения огарка

Огарок с опыта	Ситовая характеристика огарка: выход класса, %			Показатели			
				с предварительным доизмельчением		без предварительного доизмельчения	
	+ 0,15 мм	- 0,15 +0,074 мм	- 0,074 мм	[Au] хв., г/т	Е, %	[Au] хв., г/т	Е, %
5	2,55	18,05	79,40	7,7	80,2	7,5-7,8	80,0-80,6
7	3,65	20,05	76,30	7,4	81,8	7,2-7,4	81,9-82,3
12	3,90	22,40	73,70	7,0	85,1	7,6-7,9	83,1-83,5
13	0,90	15,90	83,20	5,3	86,8	5,5-5,8	85,2-86,0
14	0,90	15,90	83,20	5,1	87,4	5,7-6,1	84,9-85,8
15	0,90	15,90	83,20	4,6	88,7	7,4-6,5,0	88,0-88,7
17	1,80	12,40	85,80	6,3	81,6	6,3-6,9	79,7-81,6
18	2,60	14,40	83,00	5,9	85,2	5,97	85,0
19	3,10	10,80	86,10	4,8	88,0	4,7-5,1	87,2-88,2

2 и в растворе щелочи, его суммарное весовое количество (мг) относилось к одному кубическому метру выбрасываемого газа (мг/м³).

ПДВ мышьяка на обжиговой установке, рассчитанный по программе «Призма», составляет 0,00372 г/с или 0,117 т/год. Это соответствует санкционированному органами Госкомприроды выбросу мышьяка в атмосферный воздух.

Фтористый водород. Фтористые неорганические соединения, фтористый водород имеют следующие гигиенические нормативы, мг/м³: ПДК разовая – 0,012; ПДК среднесуточная – 0,008; ПДК среднемесячная – 0,004; ПДК среднегодовая – 0,0025. Фтористый водород относится к третьему классу опасности. Для него на территории Навоийской области установлена квота – 0,33 ПДК.

В процессе проведения обжига с добавлением на 100 кг кека 5 кг кремнефтористого натрия (Na₂SiF₆) среднее содержание фтористого водорода в выбросных газах составило 0,01 мг/м³ (по данным ЦНИЛ НГМК). При таком содержании фактический выброс фтористого водорода обжиговой установки не превышает ПДВ, равный 0,02 г/с или 0,631 т/год (рассчитан по программе «Призма»). Очистка фторсодержащих веществ в выбросах обжиговой установки не требуется.

Промышленное испытание схемы фильтрации, сушки и обжига продукта биоокисления на ГМЗ-3

Описание промышленной схемы фильтрации, сушки и обжига продукта биоокисления на ГМЗ 3. С учетом результатов опытно – промышленных испытаний, проведенных на ГМЗ 3 в июле-октябре 2010 г., разработана принципиальная схема переработки продукта биоокисления (рис. 114), включающая основные технологические операции: фильтрацию биокека, его сушку и обжиг, и сорбционное цианирование огарка и других продуктов обжига (пыли огарка и продуктов щелочной очистки отходящих газов). Схема цепи аппаратов представлена на рис. 115. По этой схеме отмытый кек со сгустителя ПТД 3 поступает на защелачивание известью, которое проводится в пачуках (1). Пульпа с pH 9,0-10,5 поступает в промежуточную емкость (2), откуда насосами (4) перекачивается в пульподелитель (3), где предусмотрено разделение общего потока пульпы на четыре (по количеству установленных фильтров 5-1-4). Далее пульпа поступает на фильтрацию. В ванне каждого фильтра поддерживается постоянный уровень пульпы, для чего выполнены переливные пороги, через которые излишки пульпы сливаются в емкость (6) и насосами перекачиваются обратно в пульподелитель (создается циркуляция пульпы).

Кек с фильтров, содержащий 35-40% влаги, с помощью шнека направляют в трубчатую печь на сушку (7). В сушильной печи происходит сушка биокека под действием горячих газов, образующихся при сгорании в камере розжига. Воздух в форсунки нагнетается дымососом, куда также подается природный газ из газопровода. Сушка осуществляется в режиме противотока. Отходящие из сушилки газы через пылевую камеру (8) с помощью дымососов (9) сбрасывают в атмосферу через трубу (10). Осевшая в пылевой камере пыль через сушку направляется на обжиг. Предусмотрен также вариант направления этой пыли совместно с пылью циклонов и сливом щелочного барботера на сорбционное цианирование в процесс КЕМИКС.

Продукт сушки влажностью 12-16% с помощью конвейера и шнека направляется на окислительный обжиг в трубчатую печь (11).

Газовоздушная смесь подается в обжиговую печь с помощью теплогенератора, куда двумя вентиляторами нагнетается атмосферный воздух и подается природный газ с газопровода.

Обжиговая печь – это трубчатая вращающаяся печь длиной 81 м и диаметром 3 м, снабженная термopарами, установленными в различных точках по длине печи. В камере розжига установлен датчик разряжения.

Полученный в результате обжига горячий огарок смывается водой по желобу в репульпатор (12), откуда при помощи насосов откачивается для сгущения в пачуки. Сгущенный продукт направляют на сорбционное цианирование в чаны процесса КЕМИКС.

Для самостоятельного отдельного сорбционного цианирования продуктов обжига выделены два чана. Хвостовая пульпа из этих чанов направлялась в общий процесс КЕМИКС и далее на сорбционную цепочку № 1 для доизвлечения золота в пачуках.

Отходящие из печи газы через пылевую камеру (13), циклоны (14) и барботеры (15) сбрасываются в атмосферу через 180-метровую трубу (16). В барботеры подается раствор щелочи для улавливания остатков мышьяка. В них же подается вода с вакуум-насосов.

Основные результаты освоения технологии обжига без предварительной сушки продукта биоокисления. Промышленное испытание схемы обжига начато без предварительной сушки. Кек биоокисления с остаточной влажностью 35-40% направлялся из бункера в шнековый питатель и далее в обжиговую печь.

После пуско-наладочных работ начато системное опробование режима работы печи (температура, разряжение), снятие исходных параметров (нагрузка по кеку, его

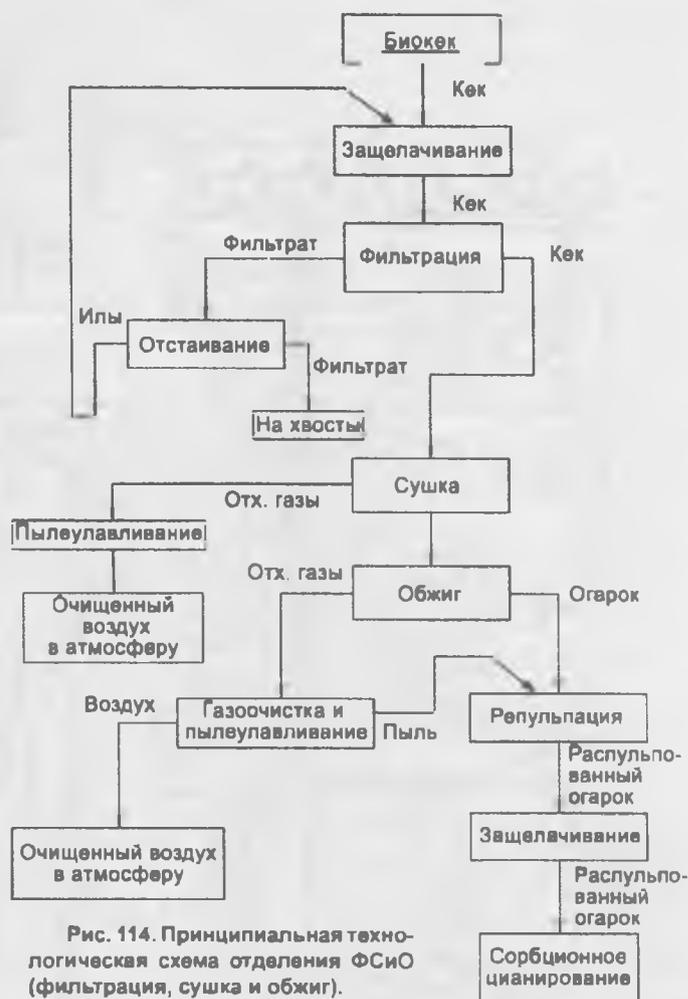


Рис. 114. Принципиальная технологическая схема отделения ФСиО (фильтрация, сушка и обжиг).

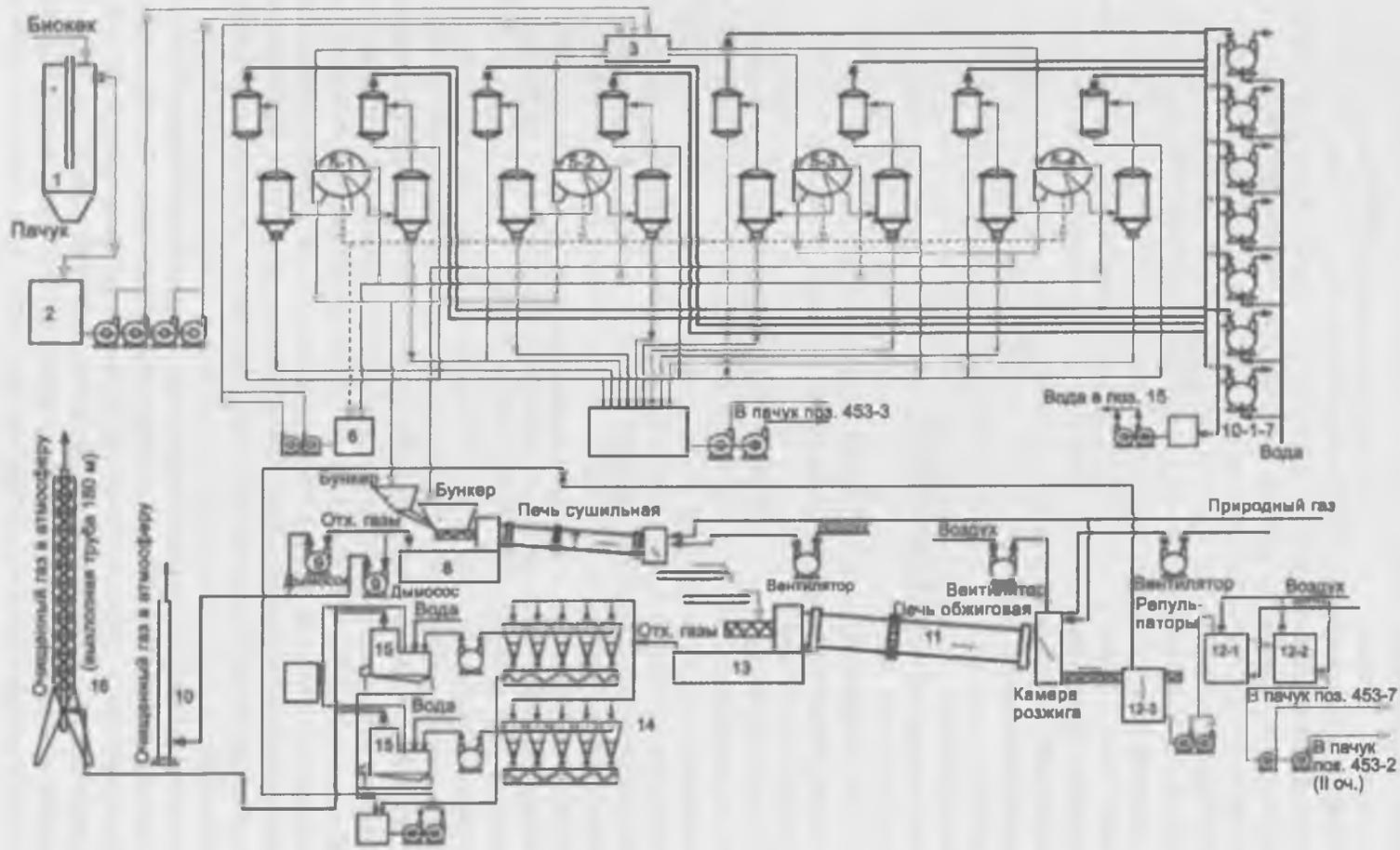


Рис. 115. Схема цепи аппаратов технологии обжига.

влажность), показателей обжига (остаточное содержание в огарке серы сульфидной и органического углерода), а также снятие показателей цианирования огарка (табл. 80). Так, обжиг продукта биоокисления с влажностью 35-40%, т. е. без предварительной сушки, не обеспечивает требуемых показателей, как по производительности, так и по качеству получаемых огарков.

Таблица 80

Основные результаты освоения технологии обжига продукта биоокисления без предварительной сушки

Дата	Q печи, т/ч	W кека, %	Температура, °C				Содержание в огарке			Результаты цианирования	
			T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	S _S , %	C _{орг}	Au, г/т	Au, хвосты г/т	E, %
25.10	8-10	40	520-540	460-500	380-400	110-115	0,7-0,8	2,0-2,5	41,9	16,8	60,0
26.10	8-10	38-40	620-640	520-620	400-420	218-254	0,62	2,1	46,45	12,3	73,6
27-28.10	10-15	38-40	450-680	430-580	360-430	185-297	2,74	2,4	42,2	18,8	55,3
29-30.10	7-8	35-40	640-690	550-620	390-444	86-203	1,6-3,4	1,2-2,5	38,7	15,3	60,4
31.10	7-9	34-42	660-836	630-770	450-775	92-350	1,8-2,2	1,2-2,0	38-40	20,6-21,8	54-69
01.11-02.11	6,5-8,3	36-40	680-770	639-735	454-532	92-156	2,0-2,9	1,7-1,9	42-43	22,8-21,3	54-55
03.11	3-3,5	35-38	720-815	740-806	750-760	430-450	0,0-0,3	0,2-0,4	41,8	14,8	64,5
04.11 (с 0 до 10 ч)	3-3,5	35-38	820-900	870-902	750-780	380-470	0,15-0,30	0,0-0,2	41,5	23,5	43,3
04.11 (с 10 до 20 ч)	5-7	35-38	840-870	800-840	720-770	360-390	2,2-3,3	0,5-1,1	40,4	20,3	49,7

При производительности питания печи обжига 8-15 т/ч температурный режим сложно управлялся, значения температуры в контролируемых точках постоянно менялись, было очень сложно регулировать разряжение в печи. Температуру в третьей температурной точке ни разу не удалось поднять выше 450°C (при нагрузке выше 10 т/ч). Так как между точкой T₃ и точкой T₄ скапливался столб перегретого пара, блокирующий удаление горячих газов из печи и повышение температуры в точках T₃ и T₄.

Снижение нагрузки питания обжиговой печи до 3-3,5 т/ч позволило повысить температуру в третьей обжиговой точке до T₃ = 720-780, а в четвертой до T₄ = 360-470°C. Получили огарок с содержанием S_S = 0,0-0,3% и C_{орг} = 0,0-1,1%. Однако в результате капсулирования огарка оксидными пленками, образующимися при указанных температурах, извлечение золота из него сорбционным цианированием не превысило 64,5% при минимальном содержании его в хвостах цианирования 14,8 г/т. Решено усовершенствовать технологическую схему, включив в нее операцию сушки продукта биоокисления перед направлением его в обжиговую печь.

Освоение технологии предварительной сушки продукта биоокисления. На рис. 116 приведена схема противоточной вращающейся сушилки, для сушки продукта биоокисления.

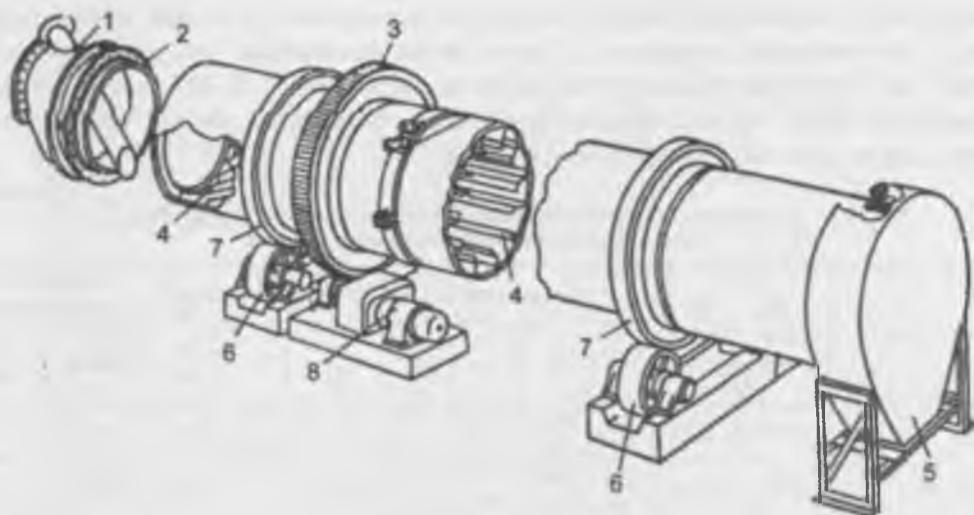


Рис. 116. Схема противоточной вращающейся сушилки: 1 – загрузочный конец, 2 – фрикционное уплотнение, 3 – зубчатый венец, 4 – лопасти и лопатки, 5 – разгрузочный конец, 6 – роликовые опоры, 7 – бандажи, 8 – электродвигатель.

За основу взята сушилка, выпускаемая промышленностью. В ее конструкцию внесли основные усовершенствования: длина печи увеличена до 23,5 м; со стороны подачи топочных газов выполнена внутренняя футеровка; сразу за футеровкой установлены цепи; часть подъемных лопастей и спиральных лопастей удалена.

Установка внутри сушилки висящих цепей (рис. 117) выполнена с целью обеспечения наиболее эффективной сушки. Материал нагревается тремя способами: прямым соприкосновением с горячими цепями, при рассеивании материала по пути движения горячих газов и направлением потока горячих газов над слоем продукта, находящегося в промежутках под висящими цепями. При использовании цепей материал образует гранулы неправильной формы и различных размеров, которые, двигаясь по печи, улучшают теплопередачу и уменьшают потери за счет уноса пыли. Сушилка установлена под углом $3,5^\circ$ и вращалась со скоростью $n = 3,33$ об/мин.

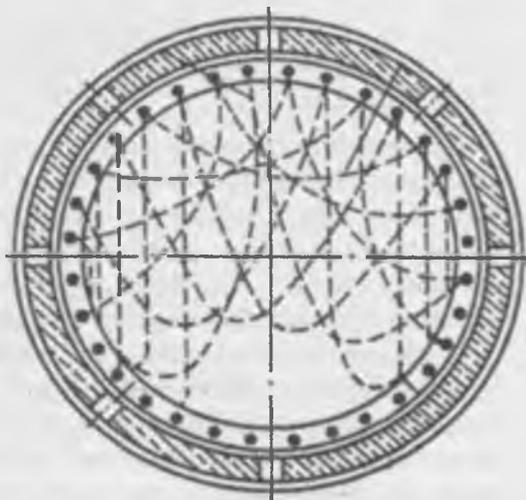


Рис. 117. Установка цепей в сушилке.

Нагрев кека биоокисления проводился газами от сгорания природного газа с помощью теплогенератора. Процесс сушки контролировался температурой загрузки и температурой отходящих газов. Температура регулировалась расходом газа и воздуха. Основная цель сушки – получение продукта влажностью, обеспечивающей эффективное проведение операции

обжига при минимальном содержании пыли в отходящих газах сушки. Установлено, что оптимальная влажность продукта сушки 12-16%. При ней пылевывос с обжиговой печи минимальный (табл. 81). Установленная сушилка удовлетворительно справлялась с поставленной целью – снижала влажность в продукте биоокисления с 35-40% до требуемой 12-16% при нагрузке от 3,5 до 21 т/ч.

Таблица 81

Среднестатистические данные по результатам работы сушилки

Исходные параметры		Контролируемые параметры				Показатели	
питание сушики, т/ч	исходная влажность кека, %	расход газа, м ³ /ч	Т топки, °С	Т загрузки, °С	Т отх. газов, °С	влажность продукта сушки, %	содержание пыли в отх. газах, мг/м ³
3,5-5	38 - 40	200-300	208-302	58-101	50-68	11-13	43,2
6	35 - 42	370-530	330-350	104-130	84-102	12 - 15	185,9
6,5-7	35 - 42	250-530	350-430	60-112	64-112	14-16	266,8
8-8,5	38 - 40	260-580	360-520	85-133	85-110	14-16	95,2
9	38 - 40	600-640	360-410	84-147	85-110	13-17	194,7
13	38-40	600-640	550-650	150-180	90-115	13-16	69,4
21	38 - 40	600-650	600-650	110-120	89-110	15 -17	220,4

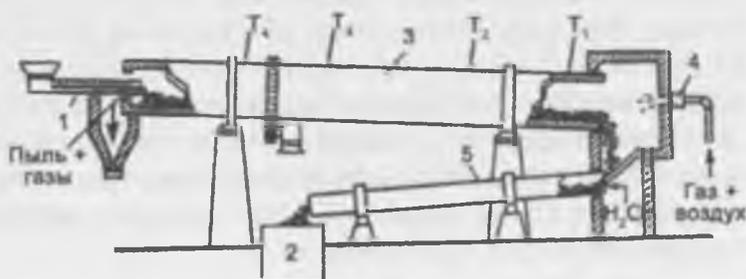
Примечание. Замеры выбросов рудной пыли проведены до установления системы аспирации газов после пылевой камеры.

Промышленное освоение технологии обжига с предварительной сушкой продукта биоокисления проводилось с использованием вращающейся обжиговой печи (рис. 118). Продукт биоокисления после сушки поступал с помощью конвейера в шнек-питатель и далее в печь, снабженную четырьмя термопарами, расположенными в последовательности со стороны разгрузки огарка: T_1 – 4 м; T_2 – 10 м; T_3 – 36 м и T_4 – 72 м. Дополнительно установлены термопары в камере розжига и на выходе из печи для измерения температуры отходящих газов. В камере розжига установлен датчик разряжения. Полученный в результате обжига горячий огарок смывался водой по жёлобу в репульсатор.

Промышленное внедрение технологии обжига можно условно разделить на два этапа: I – сжигание газа осуществлялось в камере сжигания, представляющей собой кирпичный домик (с 01.12 по 27.12 2010 г.); II – с помощью промышленного газомазутного теплогенератора ТГ-11,63 Гс/м (ТГМ-10) (с 08.01 по 15.01.2011 г.).

В соответствии с картой опробования проводился контроль следующих параметров: значения температур обжиговой печи: T_1 , T_2 , T_3 , T_4 , T в камере сгорания, отходящих газов; расход газа в обжиговой печи; значения температур сушильной печи:

Рис. 118. Схема вращающейся обжиговой печи: 1 – шнек-питатель; 2 – репульсатор огарка; 3 – печь; 4 – горелка; 5 – жёлоб для разгрузки огарка; T_1 - T_4 – термопары.



топки, загрузки, отходящих газов; влажность продукта сушки (пробы отбирались с конвейера), питание обжига (путем отбора проб с определенной длины конвейера); содержание в пробах огарка Au, S_S, C_{орг}; содержание в хвостах сорбционного цианирования [Au] (твердая фаза), [Au] (жидкая фаза) и [CNS] (жидкая фаза).

Первый этап промышленного внедрения обжига продукта биоокисления (табл. 82). Приемлемые показатели по извлечению золота из огарка (E = 83-91%) достигаются при питании обжига 5,5-7,5 т/ч. Получаемый в результате огарок содержит C_{орг} = 0,03-0,1% и S_S = 0,1-0,3%, а хвосты сорбционного цианирования составили 4,4-6,1 г/т.

Таблица 82

Среднестатистические результаты промышленного внедрения обжига продукта биоокисления (I этап)

Дата	Температура обжига, °С		Питание обжига, (на сухое) т/ч	Влажность продукта сушки, %	Содержание в огарке			Результаты сорбционного цианирования			
	T ₃	T ₄			Au, г/т	S _S , %	C _{орг} , %	Au г/т	[Au] мг/л	[CNS] мг/л	E, %
01.12	620	415	7,5	11,0	38,9	0,3	0,09	5,5	0,02	5,7	85,9
02.12	650	407	7,2	10,0	39,0	0,2	0,15	6,1	0,02	35,6	84,4
03.12	615	465	5,8	9,0	37,3	0,2	0,03	5,0	0,03	42,4	86,6
04.12	620	455	5,0	6,0	38,9	0,1	0,03	3,5	0,00	28,6	91,0
14.12	575	285	14,5	17,0	37,1	1,3	1,0	13,5	0,07	1400	63,6
15.12	640	360	16,5	15,8	37,3	2,9	1,2	16,3	0,09	1550	56,3
16.12	635	328	15,8	14,2	34,5	1,2	0,5	13,6	0,07	1600	60,6
17.12	595	320	14,5	13,5	34,0	1,3	0,4	11,3	0,03	620	66,8
18.12	520	250	15,5	17,5	33,1	4,6	1,2	12,3	0,09	947	62,8
19.12	596	340	8,0	14,4	34,5	1,6	0,6	11,2	0,05	537	67,5
20.12	606	360	7,6	8,2	34,5	1,0	0,4	9,3	0,03	310	73,0
21.12	625	455	6,7	12,0	34,6	0,3	0,2	7,5	0,02	480	78,3
22.12	641	482	5,8	16,6	34,0	0,4	0,2	9,7	0,02	510	71,4
23.12	605	396	5,5	8,0	34,3	0,1	0,3	7,9	0,00	520	77,0
24.12	625	479	5,1	13,5	34,8	0,2	0,1	5,8	0,03	145	83,4
25.12	606	368	6,0	11,5	34,3	0,3	0,1	4,4	0,03	97	87,2
26.12	595	380	6,0	15,6	33,8	0,4	0,1	4,6	0,04	402	86,4
27.12	610	350	5,5	16,0	33,8	0,2	0,1	4,4	0,02	56	87,0

Отметим, что на первом этапе из-за замерзания трассы происходило отключение газа на 10-30 мин (23.12, 24.12, 25.12, 26.12 и 27.12). Это приводило к сбоям температурного режима работы печи, так как отключение газа всего на 10 минут требовало 2-3 ч для последующего ввода печь в заданный температурный режим.

Пыль с пылевой камеры обжига, пыль циклонов и пульпа с барботера в виде объединенной пульпы направлялись вначале на узел противоточной декантационной отмывки биокека (ПТД). Однако ввиду образования устойчивой мути в верхнем сливе ПТД-1 эти продукты направили на сорбционное цианирование в процесс КЕМИКС совместно с продуктом биоокисления. Для определения влияния этих продуктов на показатели сорбционного цианирования проведены лабораторные исследования по извлечению золота из каждого продукта пылевыноса (табл. 83). Условия сорбционного цианирования:

Таблица 83

Результаты сорбционного цианирования продуктов пылевыноса

Пылевая камера	Содержание в продукте			Au в тв. хвостах, г/т		В жидкой фазе хвостов		Извлечение Au, %	
	Au, г/т	S _g , %	C _{ОПР} , %	ЦЗЛ	ЦНИЛ	Au, мг/л	[CNS], мг/л	ЦЗЛ	ЦНИЛ
Обжиговая печь:									
верхний слой	39,9	2,1	1,0	12,0	13,4	0,005	483	69,9	66,4
средний слой	36,1	3,2	1,3	12,8	12,8	0,003	677	64,5	64,5
нижний слой	35,0	3,0	1,2	14,0	14,1	0,032	338	60,0	60,0
Сушильная печь:									
верхний слой	35,1	6,6	1,4	15,1	12,0	0,103	725	57,0	65,8
средний слой	34,4	4,3	1,8	13,3	10,9	0,062	387	61,3	68,3
нижний слой	31,8	5,1	1,7	13,9	11,6	0,026	387	56,2	63,5

ЦЗЛ ГМЗ 3: загрузка смолы – 3% об.; pH = 10,5-11; плотность пульпы 1280 г/л или Т:Ж = 1:2; [NaCN] = 500 мг/л, время – 16 ч;

ЦНИЛ: загрузка смолы – 3% об.; pH = 10,5-11; Т: Ж = 1:2; [NaCN] = 1000 мг/л, время – 24 ч.

Для продукта из пылевой камеры обжига извлечение золота на уровне 60-66% достигается уже при [NaCN] = 500 мг/л и времени сорбционного цианирования 16 ч. Для продукта из пылевой камеры сушки извлечение золота зависит от концентрации цианидов натрия и времени процесса. При [NaCN] = 500 мг/л и времени 16 ч извлечение составило 56-61%; при [NaCN] = 1000 мг/л и времени 24 ч извлечение увеличилось до 63-68%.

Дополнительно были проведены лабораторные исследования по извлечению золота из продуктов на пробах, отобранных в режиме: загрузка смолы – 3% об.; pH = 10,5-11; Т: Ж = 1:2; [NaCN] = 1000 мг/л, время – 24 ч (табл. 84).

Наибольшие по содержанию золота хвосты получаются при сорбционном цианировании продукта пылевой камеры сушильной печи. Следовательно, этот продукт целесообразно направлять на обжиг, возвращая его через

Результаты сорбционного цианирования продуктов

Таблица 84

Продукт	Содержание в продукте			Au в твердых хвостах, (г/т)	В жидкой фазе хвостов		Извлечение Au, %
	Au, г/т	S _g , %	C _{ОПР} , %		Au, мг/л	[CNS], мг/л	
Пылевая камера обжиговой печи	36,0	3,4	1,3	9,7	0,06	136	73,1
Пылевая камера сушильной печи	54,1	2,3	2,3	18,1	0,51	1324	66,5
Пульпа с барботера	30,4	4,3	1,8	7,9	0,46	2774	74,0
Осадок с фильтра (перед сушкой)	36,0	4,4	1,9	12,2	0,026	387	66,1

сушку совместно с влажным осадком с фильтра. Проводилось также сорбционное цианирование пылей, отобранных со шнека циклонов. Сравнительные результаты по сорбционному цианированию пылей циклонов и огарков, полученных в это же время (см. табл. 82), представлены в табл. 85.

Таблица 85

Сравнительные результаты по сорбционному цианированию пылей циклонов и огарков

Дата	Пыль циклонов					Огарок				
	Исходное содержание			Хвосты, [Au] (г/т)	Е, %	Исходное содержание			Хвосты, [Au] (г/т)	Е, %
	Au, г/т	S _S , %	C _{орг} , %			Au, г/т	S _S , %	C _{орг} , %		
16.12	31,9	1,0	0,5	14,1	55,7	34,5	1,2	0,5	13,6	60,5
17.12	30,4	2,8	0,4	14,8	56,4	34,0	1,3	0,4	11,3	66,8
20.12	31,8	1,3	0,4	9,7	69,5	34,5	1,0	0,4	9,3	73,0
21.12	31,3	0,4	0,4	10,1	67,9	34,6	0,3	0,2	7,5	78,0
22.12	28,9	0,8	0,5	12,9	55,4	34,0	0,4	0,2	9,7	71,4
23.12	29,9	0,7	0,4	11,6	61,2	34,3	0,1	0,3	7,9	77,0
24.12	26,3	0,2	0,3	7,6	71,0	34,8	0,2	0,1	5,8	83,4

Качество огарка и образующейся при этом пыли циклонов коррелируются: чем меньше содержание S_S и C_{орг} в огарке, тем ниже содержание этих примесей в пыли. Соответственно – чем выше извлечение золота из огарка, тем больше оно из пыли. Таким образом при получении огарка высокого качества, пыль циклонов может быть направлена на цианирование совместно с огарком (что и было реализовано на втором этапе промышленного внедрения).

В промышленных условиях сорбционное цианирование огарка проводили в чанах КЕМИКС. Для самостоятельного отдельного сорбционного цианирования огарка выделены два чана. Хвостовая пульпа из этих чанов направлялась в общий процесс КЕМИКС и далее на сорбционную цепочку № 1 для доизвлечения золота в пачуках. На первом этапе сорбционное цианирование осуществлялось в статическом режиме, т. е. пульпа огарка попеременно подавалась в один из чанов.

После заполнения рабочего объема ($V = 370 \text{ м}^3$) в пульпу вводилась отрегенированная смола, добавлялся цианид натрия до заданной концентрации, и проводилось сорбционное цианирование до наступления равновесия в системе. Во время процесса контролировались следующие показатели: плотность пульпы, концентрация NaCN, pH, концентрация золота в жидкой и твердой фазах, емкость смолы. По окончании сорбционного цианирования пульпа из чана (хвосты сорбции) перекачивалась в общую цепочку КЕМИКС и далее – на доизвлечение на пачуках (цепочка № 1). Балансы проведения сорбционного цианирования пульпы огарка с различной плотностью и различного качества в чанах показывают, что из огарка, при сорбционном цианировании в условиях КЕМИКС, извлечение золота составило 72-80%.

Второй этап внедрения промышленной технологии обжига проводился после установки на обжиговую печь промышленного газомазутного теплогенератора. Питание обжига (по сухому) 6-8 т/ч, влажность продукта сушки – 14-18%.

На втором этапе сорбционное цианирование огарка проводили также в чанах КЕМИКС, но в динамических условиях. Пульпа огарка совместно с объединенной пульпой пыли и слива барботера после сгущения направлялась в чан № 3.

После заполнения рабочего объема чана ($V = 370 \text{ м}^3$) в пульпу вводилась отрегенированная смола, добавлялся цианид натрия до заданной концентрации,

и проводилось сорбционное цианирование. Пульпа из чана № 3 направлялась в чан № 4. После заполнения рабочего объема чана № 4 в пульпу также вводилась отрегенированная смола, добавлялся цианид натрия до заданной концентрации, и проводилось сорбционное цианирование. Хвостовая пульпа из этого чана направлялась в общий процесс КЕМИКС и далее на сорбционную цепочку № 1 для доизвлечения золота в пачуках. При этом во время процесса контролировались: плотность пульпы, концентрация NaCN , pH, концентрация золота в жидкой и твердой фазах, емкость смолы.

Результаты испытаний сорбционного цианирования огарка в динамических условиях показали, что содержание золота в хвостах сорбции снизилось в 2 раза по сравнению с базовым вариантом. Выполнена предварительная оценка эффективности технологию обжига продукта биоокисления на основе баланса распределения золота по всему технологическому процессу ГМЗ 3 с расчётом сквозного извлечения. Так, обжиг всего продукта биоокисления (при условии отсутствия неучтенных потерь) позволит повысить извлечение золота на ГМЗ 3 с 52,6 (базовый вариант) до 65,9% (вариант с обжигом).

Выводы по главе VII

1. Одним из универсальных способов окисления сульфидных концентратов, содержащих углистые вещества, является окислительный обжиг, который позволяет исключить недостатки бактериального окисления.

2. Предложен комбинированный вариант окисления сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау. На начальном этапе окисление флотоконцентрата осуществляется по схеме биоокисление: вскрывается сульфидное золото, значительная часть мышьяка растворяется, переводится в твердое состояние в виде нерастворимого скородита (FeAsO_4). Затем продукт биоокисления с низким содержанием мышьяка подвергается окислительному обжигу, при котором вскрывается углистое золото, окисляется оставшаяся сульфидная сера, уничтожаются продукты метаболизма микроорганизмов. Продукт окислительного обжига направляется на сорбционное цианирование золота из огарка.

3. В результате лабораторных исследований по обжигу продукта биоокисления установлено: 1) обжиг продукта, полученного только из руды месторождения Кокпатас, при температуре 600°C в течение 2 ч и последующее сорбционное цианирование огарка обеспечивают повышение передельного извлечения золота с 72,7 до 89,6%; снижение расхода цианида натрия в 4 раза; снижение концентрации роданидов в жидкой фазе пульпы с 3000 до 1,3 мг/л; 2) обжиг продукта, полученного из шихты руд месторождений Кокпатас и Даугызтау в соотношении 60:40, при температуре 600°C в течение 2 ч и последующее сорбционное цианирование огарка обеспечивают повышение передельного извлечения золота с 73,3 до 82,5%; снижение расхода цианида натрия в 2,5 раза; снижение концентрации роданидов в жидкой фазе пульпы с 5000 до 16 мг/л.

4. В результате опытно-промышленных испытаний по обжигу продукта биоокисления и последующему сорбционному цианированию огарков установлено, что определяющее значение на извлечение золота оказывает температура обжига. Наилучшие показатели (85-88%) получены при температуре обжига 570+600°C.

Изучено влияние:

а) добавки кремнефторида натрия на показатели обжига и последующее сорбционное выщелачивание золота из огарка. Добавка кремнефторида натрия из расчета 5-10 кг/т не приводит к повышению извлечения золота;

б) предварительной щелочной обработки огарка на извлечение золота при последующем сорбционном выщелачивании. При температуре обжига 570-580°C щелочная обработка огарка приводит к незначительному снижению содержания золота в хвостах цианирования;

в) условий цианирования огарка на извлечение золота. Показано, что схема с предварительным цианированием и схема «смола в голову процесса» обеспечивают одинаковые показатели по извлечению золота.

5. Для промышленного освоения технологии окислительного обжига продукта биоокисления разработана технологическая схема, включающая основные технологические операции: фильтрацию биокека, его сушку, обжиг и сорбционное цианирование продуктов обжига.

6. Приемлемые показатели по извлечению золота из огарка 83-91% достигаются при содержании серы до 0,03-0,1% и углерода до 0,05-0,1%.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В монографии на основе выполненных исследований, дано научно-технически обоснованное решение проблемы повышения эффективности извлечения золота из упорных сульфидных руд месторождений Кокпатас и Даугызтау. Повышение извлечения из упорных руд Кызылкумов дает возможность получения дополнительной продукции, пользующейся устойчивым спросом на международном рынке. Поэтому извлечения золота из технологически упорных и особо упорных руд, решение которых является актуальной научной проблемой, имеют важное народнохозяйственное значение.

Упорность золота связана чаще всего с рассеянием его в сульфидных минералах и арсенипирите, размер частиц составляет от десятков до тысячных долей микрона, в изоморфной или дисперсной форме, и поэтому оно не растворяется цианированием при стандартной технологии даже при сверхтонком помоле, без применения подготовительных операций перед цианированием. Вторая по распространенности причина упорности – наличие в руде значимых количеств углеродистого вещества, являющегося сорбентом золота, или иных природных сорбентов, которые могут сорбировать благородные металлы из цианистых растворов, увеличивая тем самым потери золота и серебра с хвостами технологического процесса.

Эти два фактора могут проявляться одновременно, что особо усложняет технологию переработки. Такие руды принято называть рудами двойной упорности.

Известные способы извлечения золота из упорного минерального сырья (автоклавное и бактериальное окисление, сверхтонкое измельчение), содержащего углеродистую составляющую или иные упорные соединения, во многих случаях не обеспечивают удовлетворительных показателей. Это связано, прежде всего, с высокой стойкостью к окислению и сорбционной активностью углеродистой составляющей минерального сырья, что обуславливает большие потери золота с твердыми остатками.

В данной ситуации наиболее приоритетным является процесс окислительно-го обжига, где происходит трансформация плотных зерен сульфидов железа в пористые оксиды, что обеспечивает хороший доступ растворителя (цианида) к внутренним включениям золота. Сдерживающими началами обжига всегда считались его «неэкологичность» и необходимость создания сложных систем пыле- и газоочистки. Однако в последние годы этот процесс настолько усовершенствовался и модернизировался, что снова стал выходить на передовые позиции при переработке технологически упорных сульфидных, особенно, углисто-сульфидных золотосодержащих руд.

Для выяснения целесообразности применения технологии окислительного обжига углеродсодержащего концентрата и биокека после предварительного биологического окисления пирита и арсенипирита перед цианированием рассматривались руды месторождений Кокпатас и Даугызтау, которые характеризуются как особо упорные (с повышенным содержанием углеродистого вещества в руде от 0,3 до 1,4%).

Проведены многочисленные исследования научно-исследовательскими организациями, специалистами Навоийского ГМК (Республика Узбекистан) и Российской Федерации, а также зарубежными фирмами, OUTOTEK (Швеция), ENGINEERING DOBERSEK GmbH (Германия), Lonrno, GencorProcess (ЮАР), имеющими большой опыт в создании и промышленной эксплуатации предприятий по переработке упорных и особо упорных золотосодержащих руд.

В мировой практике для рационального освоения золоторудных месторождений с упорными и особо упорными рудами хорошо зарекомендовала себя технология биоокисления сульфидных руд. Данная технология позволяет вовлечь в промышленную эксплуатацию месторождения упорных золото-мышьяковистых руд, переработка которых другими методами невозможна или экономически нецелесообразна, а также связана с загрязнениями окружающей среды.

Опыт эксплуатации этой технологии в НГМК выявил ряд недостатков и определил следующие основные причины неудовлетворительных технологических показателей их переработки:

- капсулирование золота в сульфидах, которые, в свою очередь, находятся внутри углеродистых веществ и несоответствие требованиям (постоянство вещественного состава перерабатываемых руд) выбранной технологии бактериального окисления и реально существующего разнообразия руд месторождений Кокпатас и Даугызтау;

- наличие в рудах месторождений Кокпатас и Даугызтау золота, связанного с углеродистым веществом, которое не вскрывается по существующей технологии биоокисления.

Названные основные недостатки схемы биоокисления влекут за собой целый ряд отрицательных факторов в последующем технологическом процессе:

- из-за постоянно меняющегося вещественного состава руды это приводит к контрастности получаемого флотоконцентрата по содержанию элементов и, вследствие, систематически требуется корректирование технологических режимов;

- образование метаболитов микроорганизмов и техногенного гипса, переходящего в ангидрид, ведет к обильному пенообразованию в процессе биологического окисления концентрата и на последующих операциях,

- после бактериального окисления в продукте содержится остаточное количество элементарной серы, хорошо взаимодействующей с цианидами с образованием роданистых соединений, препятствующих сорбции золота.

Анализ научно-технической и патентной информации позволил сделать вывод о том, что одним из способов окисления сульфидных концентратов, содержащих углистые вещества, является окислительный обжиг.

Окислительный обжиг флотоконцентрата позволяет исключить все перечисленные недостатки бактериального окисления, однако у него тоже есть недостатки – значительное количество отходов в виде трехоксида мышьяка. Учитывая положительную роль процесса биоокисления, связанную с выводом значительной части мышьяка из продукта, специалистами НГМК были исследованы возможные комбинированные варианты окисления сульфидных концентратов. На начальном этапе, окисление флотоконцентрата осуществляется по схеме биоокисления, при котором вскрывается сульфидное золото, значительная часть мышьяка растворяется и затем переводится в твердое состояние в виде нерастворимого скородита (FeAsO_4). Затем продукт биоокисления с низким содержанием мышьяка подвергается окислительному обжигу, при котором вскрывается золото, связанное с углеродистым веществом, окисляется оставшаяся сульфидная сера, уничтожаются метаболиты микроорганизмов. Далее продукт окислительного обжига направляется на сорбционное цианирование золота.

Таким образом, проведенные научно-исследовательские работы полноценно дают основание считать, что при помощи обжига можно существенно поднять извлечение золота из биокека.

ЛИТЕРАТУРА

- Абдулин А.А., Матвиенко В.Н., Нарсеев В.А. Наноминералогия золота золоторудных месторождений основных промышленных типов // Отечественная геология. - 2000. - № 3. - С. 20-40.
- Адамов Э.В. Бактериальное выщелачивание в комбинированных схемах переработки минерального сырья // Новые процессы в комбинированных схемах обогащения полезных ископаемых. - М.: Наука. - 1989. - С. 110-118.
- Адамов Э.В., Панин В.В. Биотехнология металлов. Курс лекций. - М.: Учеба, 2003. - С. 146.
- Асланкулов Р.Я., Сидельников Г.В., Пивоварова Т.А., Каравайко Г.И., Воронина О.Б., Макаров С.Б. // Биогидрометаллургическая технология переработки золотопиритного концентрата / Цветные металлы. - 1992. - № 4. - С. 27-28.
- Бадалов С.Т. К методике изучения форм нахождения золота в породах и рудах в связи с органическим веществом // Зап. Узб. отд. минер. об-ва АН УзССР. - 1978. - Вып. 31. - С. 79-90.
- Барский Л.А., Данильченко Л.М. Обогащаемость минеральных комплексов. - М.: Недра, 1977. - 240 с.
- Башлыкова Т.В., Живаева А.Б. // Пат. 2262543. Россия. МПК: 7С 22В 11/00 А, 7С 22В 3/18 В. Способ переработки упорных золотосодержащих руд, концентратов, промпродуктов и реагент для его осуществления / М., 2005 № 2004113138/02 от 29.04.2004 г.
- Белый А.Б., Денисов В.Г., Коэров Б.Г. и др. // Бактериальное выщелачивание мышьяка из золотомышьякового концентрата / Цв. металлы. - 1985. - № 4. - С. 96-98.
- Бельчикова Н.П. Определение гумуса почвы по методу И.В.Тюрина // Агрохимические методы исследования почв. - М.: Наука, 1975. - С. 57-61.
- Брадинская Е.М., Дзюба З.И., Казаченко Ю.А. // Авторское свидетельство. 753791 СССР. Способ выделения железа, сульфидов и окисленных минералов из золотосодержащих руд / Заявл. 01.08.1977; Оpubл. 07.08.1980.
- Брадинская Е.М., Казаченко Ю.А. Фазовый анализ на железо для определения степени окисления золотосодержащих руд // Цветные металлы. - 1981. - № 9. - С. 105-106.
- Вардамян Н.С., Нагдалян С.З. Периодический процесс биовыщелачивания упорной золотосодержащей пиритной руды - М.: Наука, 2009. - С. 446-451.
- Васильев Б.Ф., Бухарина В.И., Тысячникова В.П. Снижение расхода цианида натрия тепловым кондиционированием пульпы // Цветная металлургия. - 1986. - № 7. - С. 20-21.
- Васильева А.В., Комлева М.Д., Коган Д.И., Бескровная В.П., Развозжаева Э.А. Вещественный состав сульфидных руд глубоких горизонтов Кокпатасского месторождения // Сб. науч. тр., посвящ. 130-летию Иргиредмет. - Иркутск, 2001. - С. 67.
- Васильева И.Е., Кузнецов А.М., Васильев И.Л., Шабанова Е.В. Градуировка методик атомно-эмиссионного анализа с компьютерной обработкой спектров // Журнал аналит. химии. - 1997 - Т. 52 - С. 1239-1248.
- Веклов В.А., Митраков О.Е., Зайниддинова Л.И., Куканова С.И., Лильбок Л.А., Эргашев У.А. Лабораторные исследования по биоокислению сульфидной руды

перколяционным способом в шихте с флотоконцентратом // Горный вестник Узбекистана. - 2006 - № 3 - С. 50-52.

Винокуров С.Ф., Хитров В.Г. Способ переработки упорных руд благородных металлов // Пат. 2113526. Россия. МПК: 6С 22В 11/02 А, 6С 22В 11/06 В, 6С 22В 1/08 В. - М., 1998. № 97104074/02.

Водолазов Л.И., Дробаденко В.П., Лобанов Д.П., Малухин Н.Г. Геотехнология. Кучное выщелачивание бедного минерального сырья. Учебное пособие. - М., МГРА, 1999. - С. 91-93.

Гришин С.И., Адамов Э.В., Ковров Б.Г. и др. Способ подготовки суспензии микроорганизмов к бактериальному окислению руд и концентратов. А. с. 1359324 СССР. МКИ С 22 В 3/00. / МИСиС, Ин-т биофизики СО АН СССР. - № 4030887/31-02; Заявл. 15.12.86; Оpubл. 15.12.87; Бюл. № 46.

Гришин С.И., Адамов Э.В., Панин В.В. и др. Способ бактериального выщелачивания металлов из руд и концентратов // Авторское свидетельство. 1112784 СССР. МКИ С В / 300. / САИГИМС. - № 3522044; Заявл. 16.12.84 г.

Гришин С.И., Скакун Т.О., Адамов Э.В. и др. Интенсификация процессов бактериального окисления железа и сульфидных минералов культурой *Thiobacillus ferrooxidans* с высокой концентрацией клеток // Биогеотехнологические методы: Междунар. науч. семинар «Современные аспекты микробиологии гидрометаллургии» и Междунар. учебные курсы «Микробиология выщелачивания металлов из руд» (24 мая – 25 июня, 1982 г., Москва – София). - М., 1983. - С. 266-272.

Гришин С.И., Адамов Э.В., Панин В.В. Интенсификация процессов бактериального выщелачивания упорных золотомышьяковых концентратов концентрированной культурой *Thiobacillus ferrooxidans*. МИСиС. Деп. в ЦНИИцветмет 24.05.82. № 928 цм – Д 82. - М., 1982. - 17 с.

Гудков С.С., Шкетова Л.Е., Михайлова А.Н. Бактериальное выщелачивание упорных руд и концентратов // Горный журнал. - 2011. - № 4. - С. 27-28.

Дементьев В.Е., Бывальцев В.Я., Горбунов П.Д., Семенова Л.П., Коган Д.И., Дементьева Н.А., Винокурова Н.А. Способ переработки золота и серебросодержащих руд / Патент РФ № 2023734 от 13.07.1992.

Дементьев В.Е., Семенова Л.П., Гудков С.С., Бывальцев В.Я. Способ извлечения золота из сульфидных руд и продуктов их переработки / Патент № 1743200 А1 от 07.08.1990.

Дементьев В.Е. Технологические аспекты кучного выщелачивания благородных металлов из минерального сырья // Сб. науч. тр. к 125-летию Ин-та Иргиредмет. - Иркутск, 1998. - С. 332-354.

Дементьев В.Е., Дружинина Г.Я., Гудков С.С. Кучное выщелачивание золота и серебра. - Иркутск: ОАО «Иргиредмет», 2004. - 352 с.

Емельянов Ю.Е., Богородский А.В., Баликов С.В., Епифоров А.В. Сопоставительная оценка вариантов переработки упорных флотоконцентратов // Цветные металлы. - 2012. - № 8. - С. 10-12.

Жижаев А.М., Ким А.П. Влияние механической активизации на термические превращения пиритного концентрата // Физико-технические проблемы разработки полезных ископаемых. - 1992. - № 3. - С. 96-100.

Жучков И.А., Лодейщиков В.В., Скобеев И.К. Поведение углерода при окислительном обжиге углистых золотомышьяковых концентратов // Цветные металлы. - 1968. - № 9. - С. 25-26.

Жучков И.А., Лодейщиков В.В., Скобеев И.К. О поведении минерала арсенопирита при обжиге в атмосфере инертного газа // ЖПХ. - 1967. - Т. 40. - № 12. - С. 2703-2710.

- Жучков И.А., Смагунов В.Н.* О механизме окисления арсенопирита // ЖПХ. - 1971. - Т. 44. - № 8. - С. 1680-1688.
- Захаров Б.А., Меретуков М.А.* Золото: упорные руды // Руда и металлы. - 2013. - С. 450.
- Зеленов В.И.* Методика исследований золото- и серебросодержащих руд. - М.: Недра, 1989. - 112 с.
- Зинько Н.А., Морозов М.П., Митраков О.Е., Эргашев У.А., Куканова С.И.* Полупромышленные испытания бактериального окисления сульфидных золотосодержащих руд кучным способом // Горный журнал. - 2008. - № 8. - С. 79-82.
- Кадыров А.А., Санакулов К.С., Бибик И.П.* Концептуальные основы стратегии инновационного развития Кызылкумского региона. - Т., 2013. - 398 с.
- Карабасов Ю.С., Лужков Ю.М., Панин В.В. и др.* Способ переработки упорного минерального сырья, содержащего металлы. Пат. 2265068, Россия, МПК: 7С 22В 3/06 А. № 2004129476/02 от 07.10.2004. - М., 2005.
- Каравайко Г.И.* Биогетехнология металлов // Практ. руковод. - М.: Центр международных проектов ГКНТ, 1989. - 375 с.
- Каравайко Г.И., Фридман И.Д., Головачева Р.С. и др.* Способ бактериального выщелачивания упорных золотомышьяковых концентратов // Авторское свидетельство. № 1271094 СССР; С 22 В 3/00. - М.: Ин-т микробиологии АН СССР и ЦНИГРИ (СССР) № 3835327. - Заявл. 29.12.84г.
- Корешков Н.Г., Ланков Б.Ю., Адамов Э.В., Каравайко Г.Н.* Использование бактериального выщелачивания при переработке пирротиновых концентратов // Цв. металлургия. - 1993. - № 11. - С. 22-26.
- Коробушкин И.М.* О форме нахождения «тонкодисперсного» золота в пирите и арсенопирите // ДАН СССР. - 1970. - Т. 192. - № 5. - С. 1121-1122.
- Корчагина Ю.И., Четверткова О.П.* Методы исследования рассеянного органического вещества осадочных пород. - М.: Недра, 1976. - 341 с.
- Котляр Ю.А., Меретуков М.А., Стрижко Л.С.* Металлургия благородных металлов // Руда и металлы. - 2005. - Т. 1. - С. 253-263.
- Кучерский Н.И.* Навоийский горно-металлургический комбинат за годы независимости // Горный журнал. - 2003. - № 8. - С. 3-14.
- Летников Ф.А., Вилор В.А.* Распределение золота в сульфидных парагенезисах // Золото в гидротермальном процессе. - М.: Недра, 1981. - С. 160-166.
- Подейщиков В.В. и др.* Техника и технология извлечения золота из руд за рубежом - М.: Металлургия, 1973.
- Подейщиков В.В.* Извлечение золота из упорных руд и концентратов. - М.: Недра, 1968.
- Подейщиков В.В.* Основы технологии извлечения золота и серебра из упорных руд: Автореф. дисс. д-ра техн. наук. - Иркутск, 1987. - 457 с.
- Подейщиков В.В.* Технология извлечения золота и серебра из упорных руд. - Иркутск: ОАО Иргиредмет, 1999. - Т. 2. - 786 с.
- Подейщиков В.В.* Технология извлечения золота и серебра из упорных руд: В 2-х томах. - Иркутск: Иргиредмет, 1999. - Т. 1. - 342 с.
- Подейщиков В.В., Васильева А.В.* Методические рекомендации по типизации руд, технологическому опробованию и картированию коренных месторождений золота. - Иркутск: ОАО Иргиредмет, 1997. - 163 с.
- Подейщиков В.В., Жучков И.А., Смагунов В.Н., Храмченко С.И.* Изучение условий термической диссоциации арсенопирита // Добыча и обработка руд редких, цветных и благородных металлов. / Науч. тр. Иргиредмет. - М.: Недра, 1965. - Вып. 13. - С. 331-340.

- Лодейщиков В.В., Муллоев В.М.* Аппаратурное оформление процесса чанового бактериального выщелачивания упорных золотосодержащих руд и концентратов // Цветные металлы. - 1995. - № 1. - С. 22-24.
- Лодейщиков В.В., Панченко А.Ф.* Биогидрометаллургическая переработка упорных золотосодержащих руд // Цветные металлы. - 1993. - №4 - С. 4-7.
- Лодейщиков В.В., Скобеев И.К., Храмченко С.И.* Поведение пирита в процессе обжига сульфидных золотосодержащих концентратов // Цветные металлы. - 1960. - № 10. - С 44-51.
- Мазамян Г.А.* Повышение извлечения металла из особо упорных золото-сульфидных руд // Сибирский Федеральный Университет, доклад на конференции, г. Красноярск, РФ. - 2013.
- Маньков В.М.* Применение центробежно-барботажного концентратора для извлечения мелкого золота из руд и песков // Бюлл. «Золотодобыча». - Иркутск: Иргиредмет. - 2003. - № 51. - С. 8-9.
- Масленицкий И.Н., Чугаев Л.В.* Metallургия благородных металлов. - М.: Metallургия. - 1987. - С. 87.
- Мельченко Е.И., Моисеенко В.Г., Сергеев В.И. и др.* Способ переработки золотосодержащего сырья. Пат. 2120487 РФ, С 22 В11/00. Опубл. от 20.10.1998 г.
- Меретуков М.А.* Золото (химия – минералогия – металлургия). - М.: Руда и металлы, 2008. - С. 256-276.
- Меретуков М.А., Мейерович А.С., Карабач С.А.* Способ переработки упорных серебро-золотосодержащих материалов, руд и концентратов. Пат. 2033446. Россия. МПК: 6С 22В 11/00 А., 1995. № 93057761/02 от 25.03.1994 г.
- Меретуков М.А., Санакулов К.С., Зимин А.В., Арустамян М.А.* Золото: химия для металлургов и обогатителей. - М.: Руда и металлы, 2014. - С. 411.
- Минеев Г.Г.* Кучное выщелачивание золотосодержащих руд. - Иркутск: ИрГТУ, 1997. - 99 с.
- Михин О.А., Новиков В.В., Эргашев У.А. и др.* Работы по освоению технологии совместной переработки золотосодержащих руд месторождений Кокпатас и Даугызтау // Горный Вестник Узбекистана. - 2002. - № 4. - С. 4-6.
- Набойченко С.С., Шнейерсон Я.М., Калашникова М.И., Чугаев Л.В.* Автоклавная гидрометаллургия цветных металлов. - Екатеринбург: ГОУ ВПО УГТУ-УПИ, 2009. - Т. 2. - 612 с.
- Намазбаев Ш.Н., Бекмурзаев Б.Б., Намазбайев Н.Н., Раимжанов Б.Р.* Безотходная технология извлечения золота из упорных золотосодержащих руд Кызылкумов // Горный информационно-аналитический бюллетень. - 2014. - № 2. - С. 223-226.
- Некрасов Б.В.* Основы общей химии. - М.: Химия, 1973. - Т. 1. - С. 497-527.
- Новиков В.В., Рубцов С.К., Иноземцев С.Б., Филь В.И.* Объединенный горно-металлургический комплекс Кокпатас–Даугызтау // Горный журнал. - 2003. - № 8. - С. 31-35.
- Образцов А.И.* Основы прогнозирования и поиска золоторудных месторождений // Тр. ИМР. - Т., 1999. - С. 68-74.
- Орлов Ю.К., Афанасенко С.И., Лазариди А.Н.* Доводка гравитационных золотосодержащих концентратов с применением центробежных концентраторов «Итомак» // Горный журнал. - 2000. - № 5. - С. 48-51.
- Петухов О.Ф., Мустакимов О.М., Кольцов В.Н., Эргашев У.А. и др.* Совершенствование технологии противоточной декантационной отмывки кека БИОКС // Горный вестник Узбекистана. - 2010. - № 2. - С. 79-83.
- Петухов О.Ф., Санакулов К.С., Хасанов А.С., Мустакимов О.М.* Окислительно-восстановительные процессы в металлургии. - Т.: Истиклол нури, 2013. - 414 с.

- Питер В.А., Рашидов И.Ш., Оливер И.В., Эргашев У.А.* Установка БИОКС Кокпатаса // Горный вестник Узбекистана. - 2008. - № 3. - С. 12-14.
- Плаксин И.Н., Тэтару С.А.* Гидрометаллургия с применением ионитов. - М.: Металлургия, 1964. - С. 138-139.
- Полькин С.И., Адамов Э.В., Панин В.В.* Технология бактериального выщелачивания цветных и редких металлов. - М.: Недра, 1982. - С. 287.
- Полькин С.И., Панин В.В., Турысбекова Г.С.* Влияние ионов серебра на процесс бактериального выщелачивания / МИСиС. - М., 7 с. - Деп. в ЦНИИцветмет 29.01.85. - № 1254 цм-85.
- Потемкин А.А.* Компания Knelson Concentrators – мировой лидер в производстве гравитационных центробежных сепараторов // Горный журнал. - 1998. - № 5. - С. 77-84.
- Прохоренко Г.А., Сытенков В.Н., Беленко А.П.* Отвалы карьера Мурунтау как перспективная сырьевая база для кучного выщелачивания золота // Теория и практика разработки месторождения Мурунтау открытым способом. - Т.: Фан, 1997. - С. 217-224.
- Развожаева Э.А.* Метод фракционирования нерастворимого органического вещества осадочно-метаморфических пород // Литология и полезные ископаемые. - 1983. - № 3. - С. 133-135.
- Рипан Р., Четяну И.* Неорганическая химия. - М.: Мир, 1972. - Т. 2. - С. 756-757.
- Санакулов К.С.* Вклад Навоийского комбината в региональное развитие и социальную стабильность // Горный журнал. - 2008. - № 8. - С. 4-13.
- Санакулов К.С.* Научно-технические основы переработки отходов горно-металлургического производства. - Т.: Фан, 2009. - 403 с.
- Санакулов К.С.* Обоснование и разработка технологии переработки отходов горно-металлургических производств: Автореф. дисс. докт. техн. наук. - Т., 2009.
- Санакулов К.С., Сытенков В.Н., Шеметов П.А.* Кучное выщелачивание золота из многоярусных штабелей. - Т.: Фан, 2011. - 303 с.
- Санакулов К.С.* Особенности технологии извлечения металла из упорных и особоупорных золото-сульфидмышьяковистых руд // Горный вестник Узбекистана. - 2014. - № 2. - С. 33-36.
- Санакулов К.С., Батыров Б.Б., Пак В.А.* Обзор способов выделения благородных металлов из упорных руд // Горный вестник Узбекистана. - 2010. - № 3. - С. 57-64.
- Санакулов К.С., Шеметов П.А., Мустакимов О.М., Ослаповский С.А., Володин А.И., Петухов О.Ф.* // Патент № IAP 04611 Узбекистана. Радиальный сгуститель. 30.11.2012. UZ.
- Санакулов К.С., Эргашев У.А., Ахатов Н.А.* Усовершенствование технологии сорбционного цианирования продуктов биоокисления на ГМЗ-3 // Горный вестник Узбекистана. - 2012. - № 3. - С. 36-41.
- Седельникова Г.В.* Автоклавное и бактериальное выщелачивание упорных золотосульфидных руд и концентратов // Состояние и перспективы применения в отечественной промышленности / Междунар. совещ. «Плаксинские чтения 2013». - Томск, 2013.
- Седельникова Г.В., Савари Е.Е. и др.* Технология извлечения золота из упорных золотомышьяковых концентратов Албазинского месторождения с использованием бактерий // Горный журнал. - 2005. - № 1. - С. 59-63.
- Смагунов В.Н.* Изучение фазных превращений при обжиге сульфидных минералов, содержащих благородные металлы / Автореф. дисс. канд. хим. наук. - Иркутск, 1982. - 213 с.
- Смирнов В.И., Тихонов А.И.* Обжиг медных руд и концентратов. - М.: Металлургия, 1966. - 255 с.

Совмен В.К., Гуськов В.Н., Майоров А.М. и др. Переработка золотоносных руд с применением бактериального окисления в условиях Крайнего Севера. - Новосибирск: Наука, 2007. - С. 112.

Совмен В.К., Гуськов В.Н., Белый А.В. и др. Переработка золотоносных руд с применением бактериального окисления в условиях Крайнего Севера. - Новосибирск: Наука, 2007. - 144 с.

Совмен Х.М., Аслануков Р.Я. Способ переработки упорных золото-мышьяковых руд и концентратов. Пат. 2234544. Россия. МПК: 7С 22В 11/08 А, 7С 22В 3/18 В. - М., 2004. - № 2003107943/02 от 25.03.2003.

Совмен Х.М., Аслануков Р.Я. Способ переработки упорных золото-мышьяковых руд и концентратов. Пат. 2261928. Россия. МПК: 7С 22В 11/00 А, 7С 22В 3/18 В. - М., 2004. - № 2004109838/02 от 02.04.2004.

Тамбиев П.Г., Голик В.И. К научным основам электрохимического метода извлечения золота из упорных сульфидных руд. // Научный вестник МГГУ. - М., 2012. - № 9. - С. 83-91.

Тедеев М.Н., Коробанов Е.Е. Оценка пригодности месторождений золота для кучного выщелачивания // Горный журнал. - М. - 1996. - № 2. - С. 112-114.

Толстов Е.А., Куканова С.И., Эргашев У.А., Митраков О.Е. Лабораторные исследования по биоокислению сульфидных руд месторождения Кокпатас перколяционным способом // Горный вестник Узбекистана. - 2005. - № 2. - С. 25-27.

Уильям Дж. Кор (US) Крис Джоханссон (US), Джон Шилд (US), Вэнди Шрейдер (US) Способ кучного биоокисления / Патент № 2151208 от 25.10.1997.

Фефелов А.И., Ляпустина Е.М. О скорости процесса обжига флотационного колчедана во взвешенном состоянии // ЖПХ. - 1959. - Т. XXXII. - Вып. 3. - С. 515-523.

Целищев Г.К., Курохтина Н.В., Никитина Е.В., Свиридов А.Н., Аржаткина Л.А., Федоров В.Д. Способ переработки упорных руд и концентратов. / Пат. 2412262. Россия. МПК: С 22 В 11 00, С 22 В 60 02, С 22 В 3 10. - М., 2011. - № 2009130180/02 от 05.08.2009.

Чугаев Л.В., Масленицкий И.Н., Стрижко Л.С. и др. Металлургия благородных металлов. - М.: Металлургия, 1987.

Шамин В.Ю., Куканова С.И., Крюков Ю.М., Кормин А.В. Чановое биоокисление золото-сульфидно-мышьяковистого флотоконцентрата ассоциацией тионовых бактерий в непрерывном режиме // Горный вестник Узбекистана. - 2005. - № 2. - С. 45-49.

Шамин В.Ю., Морозов М.П., Митраков О.Е., Эргашев У.А. Бактериальное окисление золотосодержащего флотоконцентрата перколяционным способом // Горный журнал. - 2008. - № 8. - С. 68-70.

Шамин В.Ю., Эргашев У.А., Петухов О.Ф. Совершенствование сорбционной технологии извлечения золота из углеродистых руд // Горный вестник Узбекистана. - 2004. - № 3. - С. 80-81.

Шейн Я.П., Гудима Н.В. Краткий справочник металлурга по цветным металлам. - М.: Металлургия, 1968. - 252 с.

Шнеерсон Я.М., Чугаев Л.В., Жунусов М.Т., Маркелов А.В., Дроздов С.В. Автокаталитическое доокисление твердого остатка биоокисления флотоконцентрата // Цветные металлы. - 2012. - № 6. - С. 34-37.

Шохин В.Н., Лопатин А.Г. Гравитационные методы обогащения. - М.: Недра, 1980. - 399 с.

Эргашев У.А., Кривошеев Г.С. Исследование по гравитационному извлечению золотосодержащих сульфидов из смешанных руд месторождений Кокпатас и Дау-гызтау // Горный вестник Узбекистана. - 2005. - № 2. - С. 82-84.

Яковлев А.П., Баранов В.М., Нерлов В.А. и др. Способ извлечения благородных металлов из арсенопиритных, пиритных руд и концентратов. Пат. 2040586 Россия. МКП6С 22 В 11/00. / ПО Целинный горно-хим. комб. № 5015639/02; Заявл. 2.7.91. Оpubл. 27.7.95, Бюл. № 21.

Яковлева М.Н., Сидоренко Г.А. О методике подготовки глинистых минералов для рентгеноструктурного анализа // Исследования минерального сырья. - М.: Госгеолтехиздат, 1955.

Ян Ванн Никерк, Оливер И.В. Комплексные решения для переработки упорного золота // Докл. на конф. «Золото и технологии» / 18-я междунар. выставка «Горное оборудование, добыча и обогащение руд и минералов». - Mining World Russi. - М., 2014.

Ян Ванн Никерк. Совершенствование технологии BIOX // Горный вестник Узбекистана. - 2009. - № 3. - С. 69-76.

Adamson Ed. R. Gold Metallurgy in South Africa // Chamber of Mines of South Africa. - Johannesburg, RSA. 1972. - 452 p.

Afenya P.M. Studies in the processing of a carbonaceous gold ore. - Ph. D. Thes. London Univ. 1976.

Afenya P.M. Treatment of carbonaceous refractory gold ores // Miner. Eng. 1991. - V. 4. - P. 1043-1055.

Balaz P., Kurka D., Brancin J. et al. // Bacterial leaching of the mechanically activated purite // Fizykochem. probl. mineralurg. 1991. - № 21. - P. 105-113.

Bhata P., Langhans J.W., Lei K.P.V. Alkaline oxidative leaching of gold bearing arsenopyrite ores // Rept. Invest./Bur. Mines US Dep. Inter, 1989. № 9258. - P. 1-12.

Brierley C.L., Brans R. Selection of BacTech's Thermophilic Biooxidation Process for Youanmi Mine, in: BIOMINE, 94, Applications of Biotechnology to the Minerals Industry, Australian Mineral Foundation, Adelaide, 1994. - Chap. 5.

Brierley J.A. Heap leaching of gold bearing deposits, Theory and operational description in: D.Rawlings (ed.), Biomining: theory, microbes and industrial processes. - New-York, 1997. - P. 103.

Brierley J.A. Microbial Populations in Mineral Biooxidation Processes, in: IBS Biomine, 97 Conference Proceedings, Australian Mineral Foundation, Adelaide, 1997. - Chap. PSC1.1.

Brierley J.A., Hill D.L. Biooxidation process for recovery of metal values from sulfur-containing ore materials. Patent (USA) № 5, 834, 294, Nov. 10. 1998.

Brierley J.A., Wan R.Y., Hill D.L., Logan T.C. Biooxidation – Heap Pretreatment Technology for Processing Lower Grade refractory gold Ores, in: T.Vargas, C.A.Jerez, J.V.Wiertz and H.Toledo (eds), Biohydrometallurgical Processing, University of Chile, Santiago, 1995. - V. 1. - P. 253.

Buther G., Laplante A.R. Recovery of Gold carries at the Granny Smith Mine using Kelsey jigs G 1800. – In: Honaker R.O., Fosrest W.R. (Eds). Advances in Gravity Concentration, Society For-Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. Littleton / Colorado. - 2003. - P. 155-164.

Carter R., Camis S. The influence of Roasting Temperature upon Gold extraction bu Cyanidation from gold Ores // Can. Min. and Met. Bull. - 1952. - V. 45, № 479. - P. 160-166.

Chadwick J. Morila makes its Mark / Mining Mag. - 2001. - V. 184. - № 6. - P. 4-7.

Demopoulos G.P. et al. Direct solubilization of refractory gold by pressure chloride leaching // Extr. Met.'89: Pap. Symp., London, 10-13 July, 1989. - London, 1989. - P. 603- 627.

Devison I., Rida A. Trans. Inst. Min. Met. - 1961. - V 70. - P. 737-739.

Edvardsson U. The use of a rotating barrel to the determine bacterial leaching of arsenopyrite/pyrite concentrates // Biorecovery - 1998. - V. 1, - P. 43-50.

Ellis S.J. Bacterial Copper Head Leach Followed by heap Leach Recovery of Gold at Mt. Leyshon Gold Mine, in: BIOMINE, 94, Application of biotechnology to the Minerals Industry, Australian Mineral Foundation, Adelaide, 1994. - Chapter 8.

Emmet R.C.Ir., O'Connor L.T. Аппараты для биохимической обработки металло-содержащих руд. Пат. 3007620 США, МКИ С 22 В 3/02. / EnvirotechCorp. - № 235238; Заявл. 23.08.88; Оpubл. 16.04.91; НКИ 266/168.

Emmet R.C.Ir., O'Connor L.T. Метод и установка биопереработки металлсодержащих руд. Пат. 4974816 США, МКИ С 22 В 3/02. / EnvirotechCorp. - № 51670; Заявл. 26.09.87; Оpubл. 04.12.90; НКИ 266/168; 266/101.

Emmet R.C.Ir., O'Connor L.T., Brox G.H. Аппараты для биовыщелачивания и система. Пат. 4968008 США, МКИ С 22 В 3/02. / EnvirotechCorp. - № 248620; Заявл. 26.09.88; Оpubл. 6.11.90; НКИ 266/168.

Fleet M.E., Mumin A.H. Gold-bearing arsenian pyrite and marcasite and arsenopyrite from Carlin Trend gold deposits and laboratory synthesis // Am. Mineral. 1997. - V. 82. - P. 182-193.

Hans Von Michaelis Innovations in Gold and Silver Recovery: Phase IV / Randol. Colorado, USA: Randol Intern. Ltd, 1992. - Vol. 2. - P. 841-1156.

Henley K. Proc. Int. Conf.: Biomine' 93. Adelaide, Austr. 1993. March 22-23. - P. 5.1-5.13.

Johansson C., Shrader V., Suissa J., Adutwum K. and Kohr W. Use of the GEOCOATM Process for the Recovery of Copper from Chalcopyrite, in: R.Amils and A.Ballester (eds.), Biohydrometallurgy and the environment Toward the Mining of the 21st Century, Elsevier, Amsterdam. - 1999. - P. 569.

Kelsey centrifugal jig – 1980s research in Australia // World Placer Journal. - 2007. - V. 7. - P. 66-161.

Kesse G. Mineral and rock resources of Ghana/Balkema. Rotterdam, Holland. 1985. - 610 p.

King J. A. and Knight D.A. Autoclave operations at Porgera // Hydrometallurgy. - 1992. - № 29. - P. 493-511.

Knelson B. Knelson gold concentrators // Eng. and Mining J. - 1993. - P. 68.

Kontopoulos A. and Stefanakis M. II Precious Metals'89.- M.C.Iha and S.D.Hill. - TMS-AIME, 1989, - P. 179-209.

Larmour C. Commissioning and operation of the pressure oxidation circuit at Porgera, PNG // Extract. Met. Gold and Base Metals. - Melbourne, 1992. - P. 67-71.

Linge H. Proc. South East Asia Gold Symp.: Seagold 91. 1991. - V. 1. - P. 43-49.

Malone D.J., Storms R. J., Crandall T. E. Commercial benefits of ceramic lining systems used in atmospheric and pressure leach vessels // Hydrometallurgy. - 1995. - V 39. - № 1- 3. - P. 163-167.

Morquez M., Gaspar J., Bessler K.E. and Magelad G. Process mineralogy of bacterial oxidized gold ore in Sro Bento Mine (Brasil) // Hydrometallurgy. 2006. - V. 83. - P. 114-123.

Marsden J., House I. The chemistry of gold extraction. - Elis Horwood. N. Y. - 1993. - 597 p.

Mason P.G. Energy requirements for pressure oxidation of gold-bearing sulphides // Journal of Metals. - 1990. - P. 15-18. Mining Magazine. - April 1991. - P. 247.

Mason P.G. Examining the economics of some pressure oxidation process options П Hydrometallurgy. - 1992. - V. 29. Hi 1-3. - P. 479-492.

Nice R.W. Recovery of Gold from Active Carbonaceous Ores ac McIntyre // Can. Min. Jnl. - 1971. - P. 41-49.

- Pesic B., Smith B.D., Sergeant R.H.* Dissolution of gold with bromine from refractory ores preoxidized by pressure oxidation // EPD Congr. 1992: Proc. Symp. TMS Annu. Meet., San Diego, Calif. - 1992. - Warrandale (Calif.) - P. 99-114.
- PNG boosts interest in Porgera // Eng. and Mining J. - 1993. - V. 194. - № 5. - P. 1.
- Papangelakis V.G., Demopoulos G.P.* On the attainment of stable autothermal operation in continuous pressure leaching reactors: (Pap.) Ernest Peters Int. Symp. Hydromet. Theory and Pract., [Vancouver, 1992] Pt A // Hydrometallurgy. - 1992. - V. 29, № 1-3. - P. 297-318.
- Radtke A.S., Scheiner B.J.* Studies of hydrothermal gold deposition // Carlin gold deposit. - Nevada. - Econ. Geol. 1970. - V. 65. - P. 87-102.
- Sanchez J., Cruells M., Roca A.* Sulfidization-Cyanidation of Jarosite Species Applicability to the Gossan Ores of Rio-Tinto // Hydrometallurgy. - 1996. - V. 42. - P. 35-49.
- Simmons G.L.* Development of low-temperature pressure oxidation at Lone Tree // Miner. and Met. Process. - 1994. - V 11. - № 2. - P. 74-79.
- Stephen R. Hutchins, Michael S. Davidson, James A. Brierley, Corale L. Brierley* Способ обработки руд благородных металлов термофильными микроорганизмами. Пат. 4729788 США, С 22 В 11/04. / Advanced Mineral Technologies, Inc. (США).- Заявл. 23.01.87; №6487; Оpubл. 08.03.88 г.
- Stradthel B.A., Pidgeon L.M.* Thermal Decomposition and Vapour Pressure Measurements on Arsenopyrite and an Arsenical Ore // Can. Min. and Met. Bull. - 1961. - 54, № 596. - P. 883-887.
- Swash P.* A mineralogical investigation of refractory gold ores and their beneficiation, with special reference to arsenical ores // SAIMM J. - 1988. - V. 88. - P. 173-180.
- Schleisinger M.R.* A sampling of highlights from the EPD congress 1994. Aqueous processing // JOM: J. Miner. Metals, and Mater. Soc. - 1994. - V. 46. Me 6. - P. 12.
- Thomas K.G., Pieterse H.J., Brewer R.E., Fraser K.S.* Пат. 5071477 США. МКИ С 22 В 3/44. Process for recovery of gold from refractory ores / American Barrick Resources Corp. of Toronto. - № 518125; Заявл. 03.05.90; Оpubл. 10.12.91; НКИ 75/744.
- Топкая V.A.* Sulphuric acid pressure oxidation of pyrite concentrate from Vail Reef East Gold mine // Proc. 1st Int. Conf. Mod. Process Miner and Miner Process. Beijing, Sept. 22-25, 1992. - Beijing. 1992. - P. 630-635.
- Van Aswegen P.C.* Bio-Oxidation of refractory gold Ores-The GENMIN Experience, in: BIOMINE, 93, Application of Biotechnology to the Minerals Industry, Australian Mineral Foundation, Adelaide, 1993. - Chapter 15.
- Van Aswegen P.C., Marais M.J., Haines A.K.* Design and operation of a commercial bacterial oxidation plant at Fairview. Randol Perth Int. Gold Conf. - 1989. - P. 127-144.
- Vaughan J.P.* The Process Mineralogy of Gold: The Classification of Ore Types // JOM. - 2004. - V. 56. - P. 46-48.
- Weir D.R., Robinson P.C. and King J.A.* Precious metals recovery from pressure oxidized Porgera concentrate // Proc. 115-th Annual Meeting of the AI ME, New Orleans. - 1986. - P. 24.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	3
Глава I. ГЕОЛОГИЧЕСКОЕ СТРОЕНИЕ, МИНЕРАЛЬНЫЕ АССОЦИАЦИИ, ВЕЩЕСТВЕННЫЙ СОСТАВ И ЗОЛОТОНОСНОСТЬ СУЛЬФИДНЫХ РУД МЕСТОРОЖДЕНИЙ КОКПАТАС И ДАУГЫЗТАУ	11
Месторождение Кокпатас	11
Месторождение Даугызтау	20
Минералогические исследования проб золотосодержащих руд месторождений Кокпатас и Даугызтау	24
Выводы по главе I	33
Глава II. ИССЛЕДОВАНИЕ МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПЕРЕРАБОТКИ ЗОЛОТОСУЛЬФИДНЫХ РУД	34
Классификация упорных руд и общие принципы их переработки	34
Способ переработки золотосодержащих руд и концентратов различными методами выщелачивания	38
Обзор опыта внедрения технологии кучного выщелачивания по переработке золотосодержащих руд	43
Окислительный обжиг сульфидных золотосодержащих руд и концентратов	72
Автоклавное окисление сульфидных руд и концентратов	81
Бактериальное окисление сульфидных минералов	89
Выводы по главе II	104
Глава III. РАЗРАБОТКА МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПЕРЕРАБОТКИ ОКИСЛЕННЫХ И СМЕШАННЫХ РУД. БАКТЕРИАЛЬНОЕ ВСКРЫТИЕ СУЛЬФИДНЫХ ЗОЛОТОСОДЕРЖАЩИХ РУД КУЧНЫМ СПОСОБОМ	107
Повышение производительности мельничных блоков	108
Совершенствование сорбционной технологии извлечения золота	114
Особенности переработки окисленных руд месторождения Даугызтау	118
Изучение гравитационного концентрирования золотосодержащих сульфидов и оксидов железа	121
Бактериальное вскрытие сульфидных золотосодержащих руд кучным способом	127
Выводы по главе III	140
Глава IV. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ БАКТЕРИАЛЬНОГО ВСКРЫТИЯ СУЛЬФИДНЫХ МИНЕРАЛОВ	141
Теоретические основы бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов	141
Кинетика бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов	147
Механизм бактериального окисления и выщелачивания сульфидных минералов	153
Технология бактериального выщелачивания упорных золотомышьяковых концентратов	157

	Методы интенсификации процессов бактериального окисления и выщелачивания	172
	Выводы по главе IV	178
Глава V.	СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ЧАНОВОГО БИООКИСЛЕНИЯ СУЛЬФИДНЫХ КОНЦЕНТРАТОВ. ВНЕДРЕНИЕ ТЕХНОЛОГИИ БИООКИСЛЕНИЯ ДЛЯ ПЕРЕРАБОТКИ УПОРНЫХ РУД КЫЗЫЛКУМОВ	179
	Описание технологического процесса биоокисления	204
	Уточнения параметров и показателей работы установки чанового биоокисления для упорных руд Кызылкумов	218
	Полупромышленные испытания технологической схемы в ОАО ИРГИРЕДМЕТ	223
	Выводы по главе V	230
Глава VI.	ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПЕРЕРАБОТКИ УПОРНЫХ ЗОЛОТОСУЛЬФИДНЫХ РУД	231
	Совершенствование технологии противоточной декантационной отмывки кека биоокисления	231
	Разработка и внедрение технологии извлечения золота из сгущенного продукта нейтрализации слива противоточной декантационной отмывки биокека на ГМЗ 3	237
	Образование роданидов в процессе цианидного сорбционного выщелачивания золота и пути снижения их воздействия на процесс	240
	Исследования и полупромышленные испытания по доизвлечению золота из хвостов «Кемикс» путем их нагрева	245
	Пенообразование в реакторах биоокисления	248
	Усовершенствование технологии сорбционного цианирования продукта биоокисления на ГМЗ 3	251
	Выводы по главе VI	262
Глава VII.	ИССЛЕДОВАНИЯ ПО ОБЖИГУ ПРОДУКТА БИООКИСЛЕНИЯ ГМЗ 3	263
	Результаты лабораторных исследований по обжигу продукта биоокисления и последующему сорбционному цианированию золота из огарка	263
	Опытно-промышленные испытания по обжигу продукта биоокисления на ГМЗ 3	267
	Промышленное испытание схемы фильтрации, сушки и обжига продукта биоокисления на ГМЗ 3	272
	Выводы по главе VII	281
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ	283
	ЛИТЕРАТУРА	286

КУВАНДИК САНАКУЛОВ



Родился в 1957 г. в Самаркандской области. Окончил Ташкентский политехнический институт им. Абу Райхона Беруни по специальности «Металлургия цветных металлов» в 1979 г., получив квалификацию инженера-металлурга.

К.Санакулов трудился на руководящих должностях в производственном объединении «Узбекзолото», Государственном комитете Республики Узбекистан по драгоценным металлам, ОАО «Алмалыкский ГМК». Постановлением Кабинета Министров от 10 июня 2008 г. К.Санакулов назначен генеральным директором Государственного предприятия «Навоийский горно-металлургический комбинат».

Глубокое знание производства, огромный опыт и склонность к научно-исследовательской работе позволили

К.Санакулову возглавить крупные проекты по развитию медной и золотодобывающей промышленности и эффективному использованию отечественных минерально-сырьевых ресурсов.

В 2010 г. К.Санакулов защитил диссертацию на соискание ученой степени доктора технических наук на тему: «Обоснование и разработка технологии переработки отходов горно-металлургических производств» по специальности 05.15.08 – «обогащение полезных ископаемых».

К.Санакулов имеет более 175 научных трудов, 9 монографий, учебников и учебных пособий, 18 авторских свидетельств и патентов на изобретение. Он является крупным специалистом в области переработки отходов горно-металлургических производств.

Кувандик Санакулов – член Сената Олий Мажлиса Республики Узбекистан.

УЛУГБЕК АБДУРАСУЛОВИЧ ЭРГАШЕВ



Родился в 1963 г. в Бухарской области. В 1986 г. окончил Ташкентский политехнический институт им. Абу Райхона Беруни по специальности «Металлургия цветных металлов» и получил квалификацию инженера-металлурга.

В 1989-1992 гг. учился в аспирантуре Уральского политехнического института, защитил диссертацию с присвоением звания кандидата технических наук.

Трудовую деятельность в НГМК начал инженером-технологом Центральной научно-исследовательской лаборатории Навоийского горно-металлургического комбината. В настоящее время работает главным технологом Северного рудоуправления НГМК.

С 2000 г. У.А.Эргашев занимается проблемами по повышению эффективности переработки упорных золотосодержащих руд месторождений Кокпатас и Дугызтау.

Автор более 15 научных публикаций и патентов Республики Узбекистан.

Улугбек Абдурасулович – крупный специалист в области технологии обогащения полезных ископаемых, предан своей профессии. Воспитывает троих детей.

**Санакулов Кувандик,
Эргашев Улугбек Абдурасулович**

ТЕОРИЯ И ПРАКТИКА ОСВОЕНИЯ ПЕРЕРАБОТКИ ЗОЛОТОСОДЕРЖАЩИХ УПОРНЫХ РУД КЫЗЫЛКУМОВ

Утверждено к печати Ученым советом ГП «НГМК»

**Редактор, технический редактор Т.Г.Кочергина
Корректор Х.М.Вашурина
Верстка и оригинал-макет Е.П.Мясоедова
Обложка Н.Сагдуллаев**

Лицензия АИ № 233 от 13.05.2013 г. Подписано в печать 20.12.2014 г. Формат 70/108^{1/16}.
Бумага кн.-журн. Гарнитура «Arial». Печать трафаретная (ризография).
Усл. печ. л. – 37,25. Уч.-изд. л. – 40. Тираж 300. Заказ №34.

Адрес электронной почты: grniimr@evo.uz
Адрес редакции ГП «НИИМР»: г. Ташкент, ул. Т.Шевченко, 11а.

Отпечатано в типографии ГП «НИИМР».
г. Ташкент, ул. Т.Шевченко, 11а.