

# ОЦЕНКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ВАРИАНТОВ ПЕРЕРАБОТКИ НЕКОТОРЫХ УПОРНЫХ РУД

Авторы:

<sup>1</sup>Марк Эйлмор и <sup>2</sup>Ашраф Джраффер

<sup>1</sup>Bateman Engineering Pty Ltd, Австралия

<sup>2</sup>Bateman Engineering Pty Ltd, Южная Африка

Докладчик и ответственный автор

**Марк Эйлмор**

Mark.aylmore@bateman.com

## АННОТАЦИЯ

Перед золотодобывающими компаниями сегодня встает серьезная задача по определению экономичных технологий переработки более сложных рудных тел по мере истощения запасов менее упорных руд. Применение экономически целесообразных вариантов переработки позволяет золотодобывающим компаниям поддерживать и увеличивать свои запасы золота.

Выбор технологии переработки конкретной руды зависит от таких факторов, как минералогия, содержание драгоценных металлов и форма нахождения золота в руде, соотношение золота к сере и наличие вредных примесей. Компания Bateman Engineering выполнила ряд исследований для содействия добывающим компаниям в оценке дальнейших возможностей по отработке рудных тел.

В настоящей работе приводятся два примера по оценке возможности переработки бедной руды с высоким содержанием карбоната и мышьяка и руды с высоким содержанием серебра. Составлены сметы капитальных и эксплуатационных затрат для различных методов предварительной переработки, затем выполнено сравнение экономических показателей технологий на основании данных смет и содержания сульфидов в руде.

## ВВЕДЕНИЕ

Перед золотодобывающими компаниями сегодня встает серьезная задача по определению экономичных технологий переработки более сложных рудных тел по мере истощения запасов менее упорных руд. Применение экономически целесообразных вариантов переработки позволяет золотодобывающим компаниям поддерживать и увеличивать свои запасы золота.

Упорными считаются золотые руды, по которым не достигается высокое извлечение золота в традиционных циклах цианирования-выщелачивания даже при предварительном тонком измельчении. Причина низкого извлечения золота может заключаться в присутствии углеродистых материалов с природной сорбционной активностью или физического «заключения» золота в сульфидных минералах. Большая часть золотых руд относится к упорным, так как минералы золота содержатся в сульфидах. Данный тип золота обычно представляет собой очень мелкие частицы или золото, заключенное в твердом растворе в сульфидных минералах пирита и арсенопирита (FeAsS). Пирит с содержанием мышьяка называется мышьяковистый пирит и может содержать золото в своей структуре. Часто наблюдается обрамление пирита мышьяковистыми комплексами, а также комплексами в соединении арсенопирит-марказит-пирит. Соединение золота с пиритом зависит от содержания в руде и текстурных особенностей руды. При соседстве с пиритом в арсенопирите обычно наблюдается существенно более высокое содержание золота, чем в пиритовых соединениях. Энаргит (и люзанит) является распространенным медно-мышьяковистым минералом, который может рассматриваться как значимый носитель золота. К менее распространенным минералам относятся халькопирит и прочие сульфиды, и соли сульфокислоты, такие как пирротин, ковеллин, арсениды и антимонит.

Необходимо выполнить предварительную химическую обработку, чтобы золото, заключенное в сульфидном минерале, стало восприимчивым к цианированию. Вне зависимости от используемой технологии процесс обычно предполагает окисление сульфидных минералов с образованием кислоты. Продукты реакции и общая стехиометрия реакции определяются условиями реакции, которые могут варьироваться от мягких при щелочном и биологическом выщелачивании до агрессивных при автоклавном окислении. Содержание золота и серы (сульфиды и элементарная сера) напрямую соотносится с экономическими показателями процесса.

Множество трудов посвящено приемлемости определенных процессов предварительной обработки, таких как автоклавное окисление, биоокисление и обжиг, для конкретных типов руды<sup>(1-4)</sup>. Стоимость новых технологий, таких как Альбион, может оказаться сопоставимой с традиционными технологиями, или даже ниже<sup>(5)</sup>. Наиболее существенным экономическим аспектом является пригодность руды для флотации, где золото можно концентрировать в небольшом выходе по массе и сократить габариты и стоимость установки<sup>(6)</sup>. Кроме того, важным фактором является содержание/управление кислотой, образующейся в процессе окисления. В процессах биологического и автоклавного окисления предполагается полная нейтрализация всего объема кислоты, что требует повышенных эксплуатационных затрат (известняк и известь), также происходит осаждение существенного объема ангидрита, который подлежит утилизации, в то время как при обжиге кислота производится в виде коммерческого продукта.

Bateman Engineering выполнили несколько сравнительных анализов капитальных и эксплуатационных затрат, чтобы горнодобывающие компании могли заложить основы для будущих исследований. В настоящей работе приводятся два примера работ для оценки возможности переработки двух разных рудных тел, расположенных в разных частях света. Из соображений конфиденциальности мы не можем указать название или расположение двух типов руд, поэтому они обозначены как «Руда А» и «Руда Б». Составлены сметы капитальных и эксплуатационных затрат для различных методов предварительной переработки, затем экономические показатели технологий сравнивались на основании данных смет и содержания сульфидов в руде.

В рамках исследования выполнены следующие работы:

- Анализ имеющихся данных по минералогическому составу и результатов испытаний.
- Анализ потенциальных технологических схем для упорного золота.
- Проведение предварительной сравнительной оценки вариантов.
- Разработка предварительной сметы капитальных и эксплуатационных затрат (+/- 40%) по каждой целесообразной технологической схеме.

Границы ответственности по данному объему работ установлены от карьерного питания до разгрузки установки. Предполагается, что инженерные коммуникации, такие как электричество и водоснабжение, предусмотрены на площадке. Следует отметить, что исследование на данном этапе ограничено пределами обогатительной фабрики, и стоимость отработки, связанная с горнодобывающими работами, доступом на площадку и доступом к электросетям и водоснабжению, не включена в работу, но может составить существенную часть затрат.

На основании моделей эксплуатации рудника, по руде А предполагается низкая производительность в 0,6 млн тонн в год, руда имеет высокое содержание мышьяка и карбоната. По руде Б ожидается более высокая производительность в 3,65 млн тонн в год, высокое содержание серебра и низкое содержание мышьяка и карбоната. Для уточнения изменчивости рудных тел требуются дополнительные геометаллургические изыскания, однако проведенные исследования на

концептуальном уровне позволили определить потенциальную целесообразность различных процессов переработки данных руд.

## ХАРАКТЕРИСТИКИ РУДЫ

Для эффективной постановки цели металлургических испытаний и дальнейшего технологического проектирования важно определить и установить характеристики рудного тела в плане минералогического состава и формы нахождения золота и серебра в руде.

### Минералогический состав

Проведен минералогический анализ по обоим типам руды. Предполагаемый усредненный состав двух рудных тел представлен в таблице 1.

Таблица 1: Средний минералогический состав

Минералы	Руда А	Руда Б
	г/т	г/т
Содержание золота	2,25	1,04
Содержание серебра	-	32
	вес. %	вес. %
Арсенопирит	2	0,01
Пирит	1,8	13,8
Медные сульфиды	-	0,15
Кварц и полевой шпат	66,2	72
Доломит	20,0	
Мусковит	5,0	5,84
Оксиды железа	5,0	1,44
Ярозит/алунит	-	2,62
Прочие жильные минералы	-	4,14

Изучение характеристик руды А, добываемой в небольшом объеме, показали, что минеральные соединения состоят из пирита и арсенопирита в качестве основных носителей золота, с содержанием кварца, доломита, мусковита, альбита и гетита в качестве основных жильных минералов. Результаты проведенного изучения формы нахождения золота в руде свидетельствуют о том, что большая часть золота встречается преимущественно в виде очень тонких включений (<10 мкм) или в твердом растворе, связанном с минералами мышьяковистого пирита и арсенопирита. Распределение золота по крупности показано на рисунке 1. Также встречаются прорастания пирротина в другие сульфидные минералы, такие как халькопирит и сфалерит, но они носят незначительный характер. В ходе выполнения работ установлено, что очень небольшое количество золота присутствует в свободной форме. Золото в форме частиц преимущественно встречается в виде включений в зерна пирита и арсенопирита, около 17% находится на периферии сульфидов.

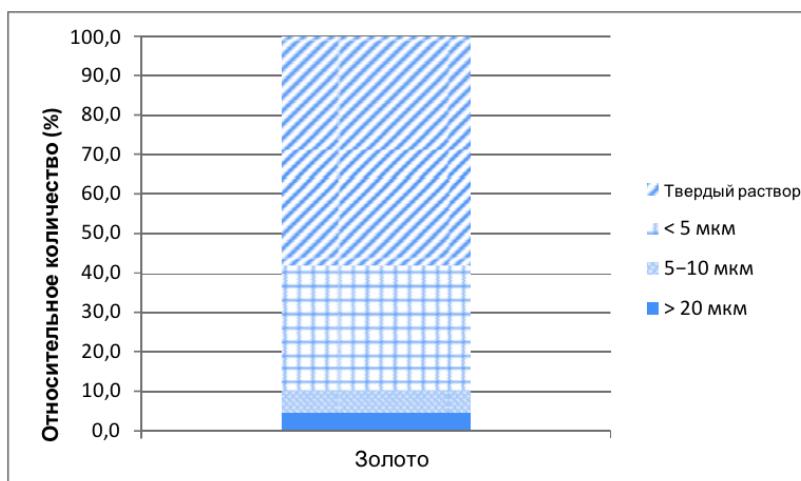
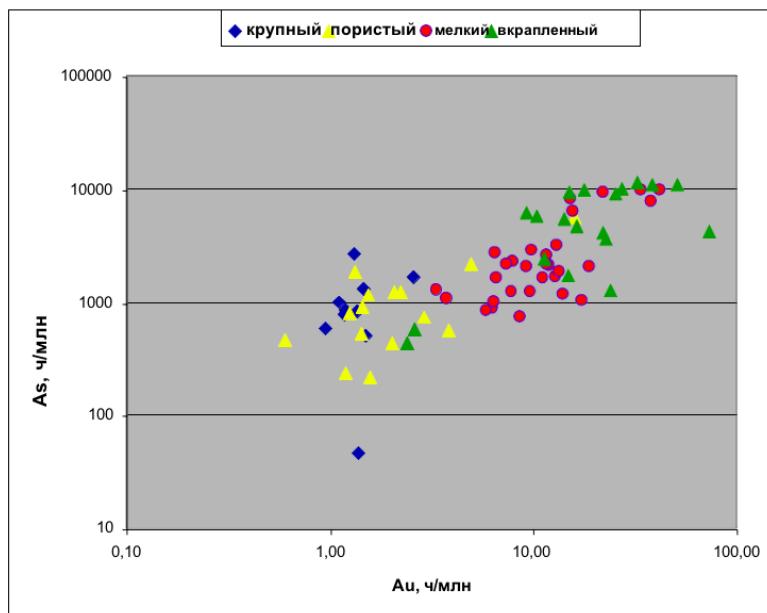


Рисунок 1: Форма золота в руде А

Руда Б, которая добывается в больших объемах, состоит в основном из пирита и небольшого количества медных сульфидных минералов, выполняющих роль носителей золота, основные жильные компоненты представлены кварцем, доломитом, мусковитом, полевым шпатом. Судя по результатам динамического анализа SIMS, большая часть золота в образце представлена микроскопическими частицами, которые встречаются в виде тонко-вкрапленных коллоидных включений ( $<0,5$  мкм) или твердого раствора, связанного с пиритом (в частности, мышьяковистым пиритом,  $FeS_2$  с содержанием As). Четыре различных морфологических типа пирита было выявлено в образце в виде крупнозернистого, пористого, мелкозернистого и вкрапленного пирита. Данных по форме присутствия серебра не имеется, однако в геологических отчетах сообщается о присутствии электрума и теллуридов. Примечательно, что низкое извлечение серебра из флотационного концентрата наблюдается при высоком извлечении сульфидов, это свидетельствует о том, что минералы серебра не соотносятся напрямую с сульфидными минералами. Медленная кинетика выщелачивания по меньшей мере половины серебра может быть обусловлена тем, что серебро связывается с акантитом ( $Ag_2S$ ), который выщелачивается медленно.



**Рисунок 2: Соотношение между измеренной концентрацией микроскопического золота и мышьяка в различных морфологических формах пирита (на основании 74 точечных анализов)**

### Измельчение

Так как добыча обоих видов руды находится на ранних стадиях, наработан ограниченный объем информации по измельчению для определения типоразмера мельниц и мощности для циклов измельчения руды. Для руды А принято значение индекса работы шаровой мельницы по Бонду в 17 кВт.ч/т. Для руды Б принято значение индекса работы шаровой мельницы по Бонду в 15 кВт.ч/т. Требуется проведение дополнительных испытаний измельчения для подтверждения представительности этого значения для перерабатываемых руд. Значения индекса Бонда указывают на то, что цикл измельчения является умеренным потребителем энергии.

### Высвобождение и обогащение

Проведены испытания флотации на обоих образцах, оптимальные условия представлены в таблице 2. Для руды А, которая добывается в небольшом объеме, испытания флотации показали, что большая часть золота может быть переработана путем обогащения сульфидного компонента руды с выходом 9-20% вес., с показателем извлечения золота от 85% до 90%. Кроме того, содержание карбоната в концентрате существенно снижается по сравнению с содержанием в руде, что способствует уменьшению расхода кислоты в процессе окислительной переработки.

Испытания флотации на руде Б, которая добывается в большом объеме, показали, что золото также можно в определенной степени вывести путем обогащения сульфидного компонента в руде до выхода 15-30% вес., с показателем извлечения золота 60-70%. Максимальное извлечение Au, Ag и сульфидов в 70%, 45% и 89% соответственно было получено при крупности 80% класса 70 мкм при существенно более высоком выходе в концентрат (30 вес.%). Содержание Au в концентрате коллективной основной флотации в диапазоне 2-3 г/т считается низким. Попытки повысить извлечение золота и уменьшить массу в концентрате за счет добавления NaSH и сульфата меди оказались безуспешными. Дальнейшие работы по изучению тонкого измельчения и перечистки могут повысить показатели извлечения, однако мелкозернистый характер золотосодержащего пирита

может ограничить эффективность подобного подхода.

**Таблица 2: Извлечение флотации по результатам испытаний**

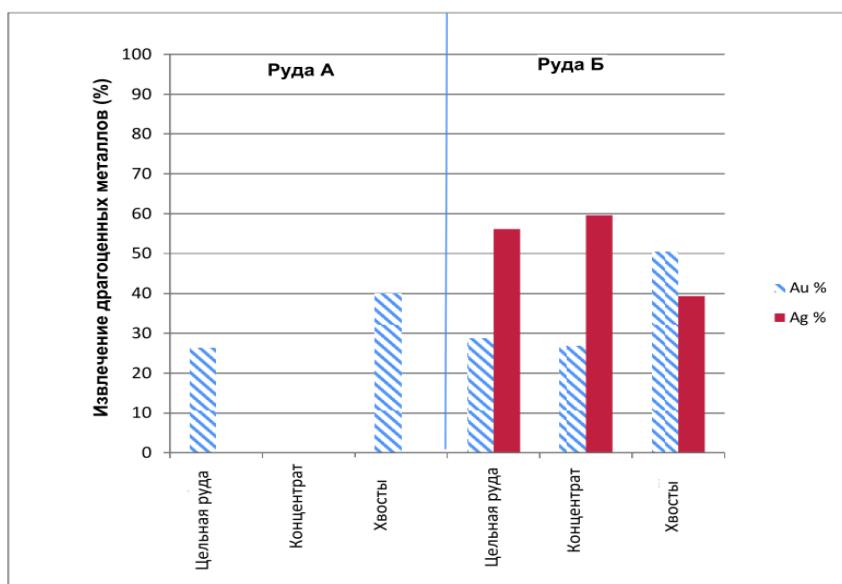
	P80 (мкм)	Реагенты	Au (г/т)	Ag (г/т)	S (%)	As (%)	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup> (%)	Извлечение (%)	Выход (%)
<b>Руда А</b>									
Концентрат	75		22,5	-	12,9	6,96	3,3	Au 90% S 95% As 90% CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	9%
<b>Руда Б</b>									
Концентрат	70		2,6	48	18,5	0,002	-	Au 70% Ag 45% S 87% As 57%	30%

### **Золото, извлекаемое цианированием**

Средние показатели извлечения золота и серебра, полученные по результатам испытаний руды А и Б, показаны на рисунке 3.

При прямом цианировании руды А получены неудовлетворительные показатели извлечения золота, в середине двадцатого процентиля для руды, измельченной до 80% класса 53 микрометров. Проводились испытания по изучению цианирования хвостов, однако содержание золота в хвостах оказалось слишком низким (0,2 г/т). Средний расход цианида составил 2 кг/т.

При прямом цианировании коллективной руды и концентрата руды Б получены неудовлетворительные извлечения Au (27%) и Ag (56%). Расход цианида варьировался от 1,6 до 2,2 кг/т, расход известняка составил от 2,5 до 3,2 кг/т. При цианировании хвостов получены показатели извлечения 50% Au и 40% Ag, расход натрия цианистого и извести составил 0,7 кг/т и 1,5 кг/т, соответственно. Во всех случаях реакция выщелачивания золота и серебра протекала очень быстро, большая часть извлекаемого золота переходила в раствор в течение двух часов. Выщелачивание серебра протекает медленнее, с течением времени наблюдаются признаки потери золота из раствора. Медные минералы, присутствующие в руде Б, не оказывают существенного влияния на расход цианида.



**Рисунок 3: Извлечение драгоценных металлов после цианирования, образцы руды А и Б**

### **Окисление сульфидов - высвобождение золота и серебра**

При переработке большинства упорных золотых руд и сульфидных концентратов требуется определенная степень окисления сульфидов для высвобождения золота, заключенного в виде «твёрдого раствора» или в виде очень тонких включений в золотосодержащие сульфидные минералы. Для разных руд и концентратов требуется разная степень окисления, чтобы «раскрыть» золото для последующего извлечения цианированием.

При проведении испытаний на биоокисление на руде А было обнаружено, что необходимо окислить примерно 80% сульфидов для обеспечения максимального извлечения золота в 92%. Соотношение между извлечением золота и окислением сульфида показано на рисунке 4. Высокое содержание карбоната (12%) в руде А обуславливает большой расход кислоты для процесса кислотного окислительного выщелачивания. Испытания биоокисления на цельной руде показали, что для нейтрализации карбонатов потребовалось дополнительное количество кислоты, либо за счет добавления кислоты, либо за счет дополнительного источника сульфидов. Для руды, прошедшей предварительную переработку в процессе биоокисления, расход цианида оставался высоким, 6 кг/т.

Не проводились испытания по варианту окислительной технологии для руды Б. Судя по тому, что при прямом цианировании получены неудовлетворительные показатели извлечения золота и включение золота в мышьяковистый пирит, потребуется дополнительное окисление сульфидов. Приблизительно 57% серебра подвергается выщелачиванию без дополнительного окисления. В контексте данного исследования, предполагается, что для максимального извлечения золота требуется полное окисление.



**Рисунок 4: Зависимость извлечения золота от окисления сульфидов, необходимого для обеспечения приемлемости руды А и концентрата для цианирования**

Сера представляет собой элемент, который в процессе предварительного окисления преобразуется в сульфат в виде серной кислоты и в меньшей степени, в сульфосоли железа. В этой связи, использование кислорода, расход известняка и извести для регулирования уровня pH напрямую связаны с содержанием серы в перерабатываемой руде или сульфидном концентрате. На данные реагенты/расходные материалы приходится существенная часть эксплуатационных затрат технологии. Стоимость данных трех реагентов/расходных материалов должна оправдываться содержанием золота (плюс извлечение) и получаемой выручкой, чтобы обеспечить коммерческую рентабельность проекта. Следовательно, содержание золота и серы (сульфиды и элементарная сера) напрямую соотносится с экономическими показателями процесса. Несомненно, при снижении степени окисления сульфидов, понизится потребность в кислороде и стоимость энергии.

На рисунке 5 приводится сравнение соотношения золота к сере в цельной руде и концентрате по рудам А и Б, на существующих и бывших производственных установках. Стоит отметить, что соотношение Au:S в руде А находится в середине диапазона, в то время как соотношение по руде Б находится в нижней части схемы. Даже с учетом ценности серебра, руда Б остается малодоходной.

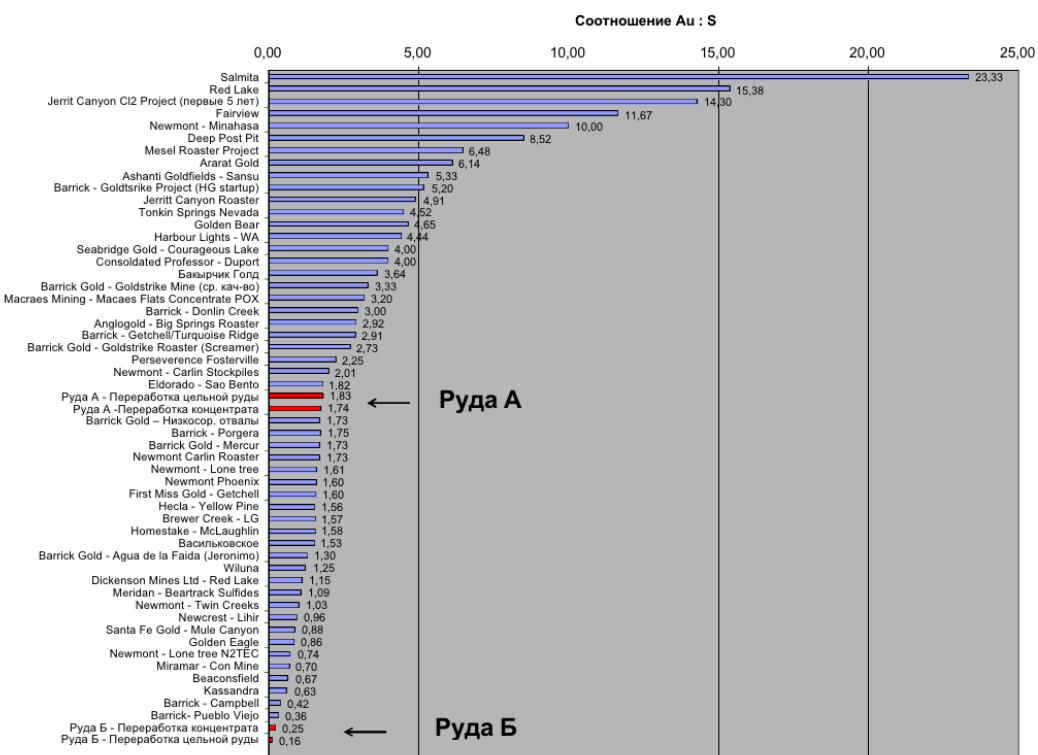


Рисунок 5: Сравнение соотношений золота и серы по двум типам руды на различных производствах по всему миру

С усилением ограничений по утилизации и выбросам, переработка мышьяк-содержащих осадков представляет собой важную задачу при разработке схемы технологического процесса. Написано множество работ по методам удаления и фиксации мышьяка, текущим промышленным практикам и пониманию устойчивости мышьяк-содержащих отходов<sup>(6-11)</sup>. При повышенной температуре под давлением в автоклавных установках обычно образуется скородит ( $FeAsO_4 \cdot H_2O$ ) и арсенат железа типа II ( $Fe_4(AsO_4)_3 \cdot (OH)_x(SO_4)_y$ ). Для получения стабильного ферригидрита, который исторически используется в процессах атмосферного выщелачивания, требуется добавление известняка или извести и поддержание соотношения  $Fe:As > 4:1$  в реакторе осаждения. Текущая практика предполагает утилизацию отходов в виде арсената железа, и хранение на территории предприятия в специально спроектированном защищенном складе. Выброс мышьяка и хранение арсенолита ( $As_2O_3$ ), образуемого в ходе окисления при обжиге мышьяковистых руд является сложной проблемой. Мышьяк необходимо окислить до состояния мышьяка (V) в присутствии перекиси водорода перед добавлением сульфата трехвалентного железа и известняка с получением скородита, пригодного для утилизации.

Следует отметить, что в обоих видах руды, А и Б, присутствует мышьяк, который необходимо удалить для высвобождения золота из сульфидных минералов. В концентрате руды А содержится 6% мышьяка, в руде Б - всего 0,002%.

## ВАРИАНТЫ ТЕХНОЛОГИЙ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ОБРАБОТКИ

Рассматриваемые технологии перечислены в двух таблицах ниже. При определении пригодности процессов учитываются следующие аспекты:

- Экономика - капитальные затраты, эксплуатационные затраты (кроме электричества), стоимость электричества, показатели извлечения золота
- Риск - статус и доступность технологии
- Эксплуатационная пригодность - масштабируемость, эксплуатационная и ремонтная пригодность
- Воздействие – население, окружающая среда, безопасность
- Реализация проекта - инфраструктура и строительная технологичность

С учетом высокого содержания мышьяка в концентрате руды А, процесс обжига рассматривается как экономически нецелесообразный. Добиться фиксации мышьяка в огарке возможно, однако при этом снижается извлечение золота и повышается расход реагентов на последующем этапе цианирования. Необходимо провести испытания, чтобы определить целесообразность подобного подхода. В этой связи вариант применения технологии обжига был исключен из объема оценки. Ультратонкое измельчение руды или концентратов рассматривалось в качестве варианта с низкими капитальными затратами, хотя в данном случае снижаются ожидания по показателям извлечения золота. Результаты исторических испытаний обусловили рассмотрение варианта кучного выщелачивания. Процесс Альбион рассматривался в качестве возможного варианта с учетом его разработки до промышленного масштаба в последние годы.

Для переработки руды Б рассматривалось три традиционных процесса. Следует отметить, что высокое соотношение серебра к золоту в рассматриваемой шихте предполагает благоприятные условия для извлечения драгоценных металлов в процессе Меррилл-Кроу, который рассматривается ниже.

**Таблица 3: Технологии переработки для руды А**

Варианты технологий	Дробление и измельчение	Флотация	Предварительная обработка	Цианирование и извлечение	Ожидаемое извлечение Au (общее)
Бактериальное окисление Кучное выщелачивание цельной руды	Дробление третьей стадии, шабелирование	Нет	Кучное био-окисление с последующим усреднением		70%
Ультратонкое измельчение цельной руды		Нет	Тонкое измельчение руды до 10 мкм		50%
Ультратонкое измельчение концентратов			Тонкое измельчение концентратов до 10 мкм		45%
Обжиг - Концентрат				Переработка продукта в традиционной установке CIL	
Альбион - концентрат	Дробление и измельчение руды до 75 мкм	Флотация с выходом 9%	Тонкое измельчение до 10 мкм Атмосферное выщелачивание с подачей кислорода		83%
Бактериальное чановое выщелачивание концентратов			Бактериальное окисление Нейтрализация и промывка осадка		83%
Автоклавное окисление концентратов			Окисление под высоким давлением Нейтрализация и промывка осадка		85%

Таблица 4: Технологии переработки для руды Б

Варианты технологий	Дробление и измельчение	Флотация	Предварительная обработка	Цианирование и извлечение	Ожидаемое извлечение Au и Ag (общее)
Обжиг концентрата	Дробление руды до 75 мкм	Флотация с выходом 30%	Обжиг в присутствии воздуха и охлаждение осадка	Окисленный концентрат объединяется с хвостами флотации и выщелачивается цианированием. Сепарация твердой/жидкой фазы	81,5% Au 62% Ag
Бактериальное чановое выщелачивание концентрата			Бактериальное окисление Нейтрализация и промывка осадка	Au и Ag в насыщенном растворе выщелачивания извлекаются в процессе Меррилл-Кроу.	81,5% Au 62% Ag
Автоклавное окисление концентрата			Окисление под высоким давлением Нейтрализация и промывка осадка		81,5% Au 62% Ag

### ПРОЕКТНЫЕ ПАРАМЕТРЫ

Общие проектные параметры, принятые на основании вводных данных заказчиков и средних значений, полученных по результатам программы испытаний, представлены в Таблице 5.

Ожидаемая производительность, границы ответственности, плановая доступная технологическая инфраструктура и себестоимость на основании цен на электричество и реагенты были предоставлены заказчиками или получены из других проектов, выполненных компанией Bateman.

Базовый массовый баланс для всех технологических вариантов был рассчитан для определения расходов потоков и состава. При определении типоразмеров руководствовались техническими характеристиками исходя из массового баланса. Цены на оборудование взяты из ценовых предложений поставщиков, наряду с внутренними ценами из баз данных.

**Таблица 5: Физические параметры и данные по установке**

Руда		А	Б	
Данные по срокам и периодам				
	Срок эксплуатации рудника	8	10	лет
	Общая техническая готовность оборудования	91,3	91,3	%
Данные по установке				
	Ресурс	-	50	млн т
	Исходные данные проектирования	600 000	3 650 000	т <sub>руды</sub> /год
	Производительность флотационной установки	54 000	1.095,000	т <sub>конц</sub> /год
Минералогический состав руды				
	Арсенопирит FeAsS	2,0	0,01	%
	Пирит FeS <sub>2</sub>	1,75	12,3	%
	Медные сульфиды (ковеллин, халькопирит, тетраэдрит)	-	0,07	
	Карбонаты	20,0	-	%
	Жильная порода	76,25	86,84	%
	Au	2,25	1,04	г/т
	Ag	нет	32	г/т
Минералогический состав концентрата				
	Арсенопирит FeAsS	20,0		%
	Пирит FeS <sub>2</sub>	18,5	34,7	%
	Медные сульфиды (ковеллин, халькопирит, тетраэдрит)	-	0,06	
	Карбонат	3,3	-	%
	Жильная порода	58,2	87,5	%
	Au	22,5	2,5	г/т
	Ag	-	45	г/т
Данные по индексу работы Бонда				
	Руда	17	15	кВт.ч/т
	Концентрат	30	20	кВт.ч/т

Описание процессов рудоподготовки, цианирования и нейтрализации хвостов, которые применимы к большинству вариантов обогащения, представлены в следующих разделах. Подробная информация по процессам предварительной обработки приводится далее. В данной работе не рассматривается проектирование хвостохранилища.

### Дробление и измельчение

Для руды А, процесс дробления состоит только из первичной щековой дробилки, продукт подается на мельницу ПСИ.

Для руды Б, имеются системы первичного и вторичного дробления для переработки окисленной руды для кучного выщелачивания. В контексте данной работы дробленое питание из вторичной дробилки подается конвейером на грохочение и конусную дробилку с получением частиц крупности 80% класса 2000 микрон.

Для обоих типов руды цикл измельчения состоит из мельницы ПСИ/шаровой мельницы для измельчения материала до крупности 80% класса 75 микрон. Эксплуатация мельницы ПСИ будет осуществляться в открытом цикле, шаровая мельница будет работать в замкнутом цикле с гидроциклонами. Верхний продукт гидроциклона подается либо в цикл флотации, либо на сгуститель для дальнейшей переработки цельной руды.

При реализации варианта кучного выщелачивания цельной руды А, выполняется дробление руды до крупности 100% класса 9 мм перед биовыщелачиванием. Остаток биовыщелачивания измельчается до крупности 80% класса 75 микрон в шаровой мельнице 5 x 5,5 м.

## **Цикл флотации для разных составов концентрата**

Нижний слив сороудерживающей решетки верхнего продукта циклона самотеком попадает в контактный чан, куда добавляется известняк, собиратель и свежая вода, при необходимости. Пульпа из контактного чана подается в последовательно установленные флотомашины основной флотации при предполагаемом времени пребывания 24 минуты. Воздух флотации в каждую флотационную машину подается выделенной воздуходувкой, за счет чего обеспечивается контролируемый поток воздуха в каждую машину. Концентрат из машин основной флотации перекачивается в высокоскоростной сгуститель. Сгущенный флотационный концентрат перекачивается в один из процессов переработки упорных концентратов.

Для руды А, цикл флотации представлен основной-контрольной флотацией с одной машиной перечистной флотации, где происходит повышение содержания концентрата в соотношении 10:1. Хвосты перечистной флотации возвращаются в питание контрольной флотации. Общий уровень извлечения предположительно достигнет 90%, извлечение по весу составит 9% на основании результатов флотационных испытаний. Хвосты флотации с высоким содержанием остаточного карбоната используются в качестве нейтрализующего материала в процессах кислотного окисления, после чего направляются на хвостохранилище.

При переработке руды Б, уровень извлечения золота и серебра оценивается в 70% и 45%, соответственно, извлечение по весу составит 30% на основании результатов флотационных испытаний. Сгущенные хвосты подаются в цикл цианирования, где проходят переработку вместе с окисленным осадком из установки переработки упорного материала для извлечения золота и серебра.

## **Циклы цианирования и извлечения золота**

### **Осадок руды А**

В циклах цианистого выщелачивания золота запроектировано время пребывания 24 часа. Аналогичная конфигурация цикла будет применяться для переработки цельной руды или концентрата, при этом крупность цельной руды подбирается для обеспечения производительности 75 т/час, крупность концентрата подбирается из расчета переработки 7 т/ч.

Питание установки предварительной обработки упорных руд перекачивается в чан нейтрализации пульпы, если таковой предусмотрен, затем в цикл сорбционного выщелачивания (CIL) для извлечения золота в уголь. Золото извлекается из пульпы выщелачивания с использованием гранулированного угля, после чего выполняется десорбция в цикле элюирования AARL.

Золото, нагруженное на уголь, извлекается в периодическом режиме из резервуара CIL №1 с последующей кислотной промывкой разбавленной соляной кислотой и водой. Насыщенный уголь проходит десорбцию в процессе элюирования AARL. Насыщенный раствор выщелачивания из колонны элюирования поступает в резервуар насыщенного раствора, оттуда перекачивается при установленном расходе в цикл электровиннинга.

Уголь после десорбции проходит термическую реактивацию в регенерационной печи при температуре 700°C. Реактивированный уголь просеивается для удаления мелкой фракции, после чего подается в последний резервуар CIL, где восполняет выведенный из процесса уголь. Мелкодисперсный уголь подается в пруд-отстойник и периодически извлекается и тарируется, после чего направляется на реализацию.

Золото осаждается на катоды из стальной стружки в ванне электровиннинга. Обезметалленный электролит подается в сборный резервуар и перекачивается в резервуар хранения обезметалленного раствора, откуда возвращается в цикл элюирования. Периодически производится очистка ванн от золотосодержащих шламов. Шламы направляются на обжиг и плавку с получением сплава дore для отгрузки.

### **Осадок руды Б**

Процессы «уголь в щелоке» или «уголь в пульпе», традиционно используемые при извлечении драгоценных металлов, не являются благоприятными для извлечения высокого содержания серебра в руде и концентрате. Руды с высоким содержанием серебра и золота лучше поддаются переработке в процессе Меррилл-Кроу. Это обусловлено тем, что для переработки большого количества серебра в традиционной установке CIL<sup>(12)</sup> требуется наличие очень крупных систем десорбции угля и электровиннинга. Приводятся примеры производств в Перу, где технология Меррилл-Кроу применялась на руднике Minera Yanacocha компании Newmont и руднике Pierina компании Barrick. Соотношение серебра к золоту в руде Б составляет 30:1, следовательно, предпочтительно остановиться на технологии Меррилл-Кроу.

В циклах цианистого выщелачивания золота и серебра запроектировано время пребывания 24 часа. Конфигурация цикла подобрана для переработки окисленного концентрата, а также хвостов цикла флотации.

Окисленное питание с установки предварительной обработки упорных руд перекачивается и соединяется с хвостами флотации в контактном чане, где происходит добавление извести, при необходимости, для приведения pH до уровня 10,5, также добавляется цианид, после чего перекачивается в шесть каскадно-расположенных резервуаров.

После выщелачивания насыщенный раствор цианида отделяется и промывается от твердой фазы в трехступенчатом цикле сгущения с противоточной декантацией, который состоит из высокоскоростных сгустителей, выполненных из углеродистой стали диаметром 35 м. Верхний слив насыщенного цианистого раствора из последнего сгустителя противоточной декантации перерабатывается в установке Меррилл-Кроу для извлечения золота и серебра.

Модульная установка Меррилл-Кроу производительностью 940 м<sup>3</sup>/час и установка рафинирования состоит из следующих этапов после цианирования:

- Сепарация твердой/жидкой фазы в трех высокоскоростных сгустителях противоточной декантации диаметром 35 м для удаления насыщенного драгоценными металлами раствора, как описывается в разделе выше.
- Насыщенный раствор осветляется в листовом фильтре для уменьшения взвешенного твердого примерно до 1 мг/л.
- Осветленный раствор проходит деаэрацию в насадочной башне (Кроу) в условиях вакуума.
- Порошковый цинк добавляется в деаэрированный осветленный раствор в потоковом режиме или в резервуаре для осаждения драгоценных металлов из раствора.
- Полученный раствор перекачивается в фильтр-пресс и промывается.
- Фильтрованный осадок собирается и промывается кислотой для удаления цинка.
- Осажденный продукт после кислотной промывки проходит повторную фильтрацию, промывается и высушивается на воздухе.
- Производится плавка продукта с получением сплава серебра и золота, доре.

### **Циклы нейтрализации**

В соответствии с требованиями Международного кодекса использования цианида, хвосты направляются на нейтрализацию, после чего направляются на хранение в хвостохранилище, защищенное пленкой. Слабокислотный диссоциирующий цианид в хвостах выщелачивания нейтрализуется до уровня 0,5 ч/мл CN с использованием системы INCO. Полученный обезвреженный осадок перекачивается на хвостохранилище.

## **ВАРИАНТЫ ПЕРЕРАБОТКИ ДЛЯ РУДЫ А**

### **Ультратонкое измельчение - цельная руда или концентрат**

Общая технологическая схема для цельной руды и концентрата показана на рисунке 6. Шихта из концентрата или цельной руды из цикла измельчения далее измельчается до крупности менее 10 мкм для физического высвобождения золота с использованием либо вертикальной, либо горизонтальной мельницы с перемешиванием, которая состоит из вращающихся перемешивающих устройств, установленных в стационарный корпус мельницы для передачи кинетической энергии мелкой мелющей среде (обычно песок). Права на промышленное внедрение технологии IsaMill™, горизонтальной мельницы с перемешиванием, принадлежат Xstrata Technology. Продукт мельницы затем перерабатывается в традиционной установке цианирования CIL для извлечения золота. Наличие очень тонких включений золота порядка 10 мкм и возможное окисление поверхности сульфидных минералов может способствовать извлечению золота из грубоизмельченного питания.

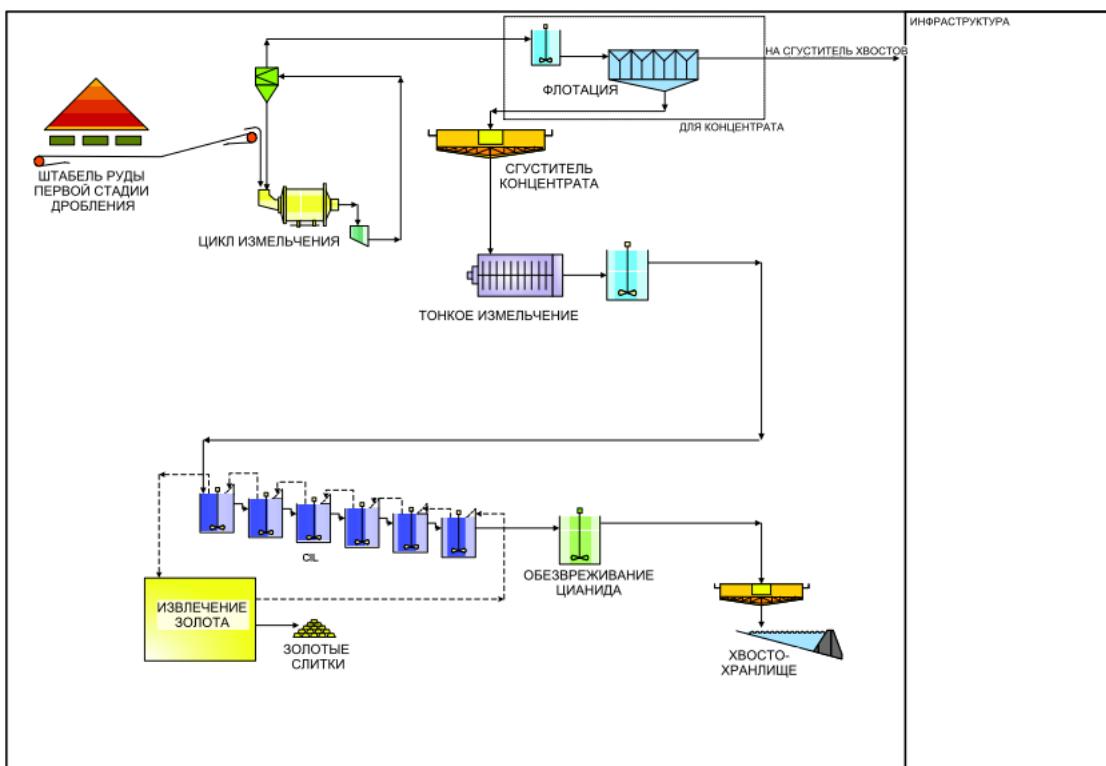


Рисунок 6: Цикл ультратонкого измельчения для цельной руды и концентрат (включая цикл флотации)

### Бактериальное кучное окисление/выщелачивание

Технология биологического кучного выщелачивания может быть использована для окисления сульфидов в цельной руде в открытых штабелях с последующей переработкой в традиционной установке для окисленного золота. Биологическое кучное выщелачивание часто применяется для извлечения основных металлов, однако в данном случае происходит извлечение растворов, а не твердых веществ. Наиболее успешный процесс биологического кучного выщелачивания проведен компанией Newmont на предприятии в Неваде<sup>(13)</sup>. Кучи бедной руды перерабатываются в объеме 3,5 млн тонн в год. Схема бактериального кучного выщелачивания цельной руды показана на рисунке 7.

В ходе процесса упорная руда дробится до крупности -9 мм, после чего конвейером перевозится на участок кучного выщелачивания, построенный на экране с многоразовой изоляцией. Биологический раствор (с содержанием бактериального инокулята и питательных веществ) добавляется к руде на конвейере-штабелеукладчике и циркулирует внутри кучи. Предусматривается фильтрация воздуха в кучах, при этом общая номинальная продолжительность цикла составляет 400 дней, включая 165 дней биологического окисления. Смесь бактерий, состоящих из мезофильных, умеренно термофильных и термофильных видов, распространяется по куче, температура в куче поднимается до 80°C. Биологический раствор возвращается в кучу, а стравленный раствор из оборотного контура нейтрализуется известняком перед сбросом или используется повторно для поддержания умеренного pH и нейтрализации кислоты, образованной в ходе окисления. Мышик осаждается в виде стабильного арсената железа при нейтрализации. После завершения цикла окисления руда промывается и дренируется, после чего производится ее шихтовка.

Окисленная руда извлекается из куч окисления и перерабатывается в традиционной установке выщелачивания цианированием. Процесс не требует высоких капитальных затрат, но ему свойственен относительно высокий технологический риск. Несмотря на это, данная технология может оказаться недорогим простым вариантом.

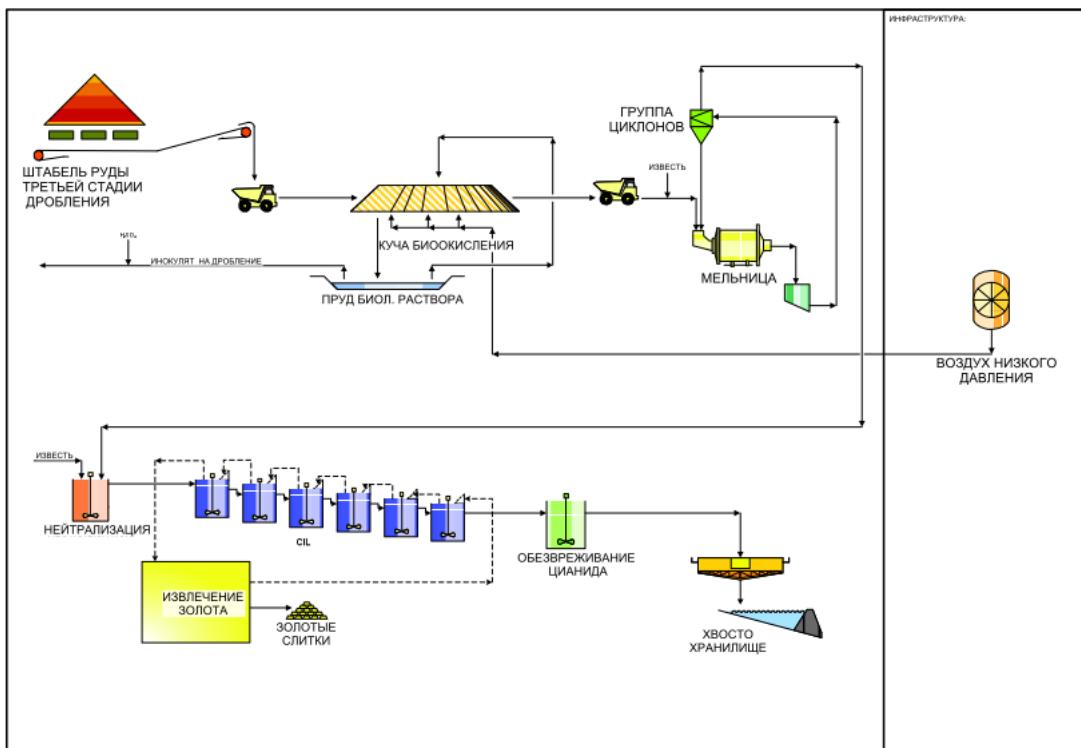


Рисунок 7: Кучное выщелачивание с биологическим окислением - цельная руда

#### Реакторы с перемешиванием BIOX®

В процессе биологического окисления (BIOX®) бактерии используются для окисления сульфидов в больших резервуарах с перемешиванием, после чего выполняется переработка в традиционной установке для окисленных руд. Технология хорошо себя зарекомендовала, особенно для концентратов и на некоторых сходных предприятиях<sup>(14)</sup>. Технологический процесс показан на рисунке 8.

Концентрат крупностью  $P_{80}$  класса 75 мкм подается в цикл биологического окисления, который состоит из нескольких первичных реакторов биологического выщелачивания, установленных параллельно. Частично окисленный продукт на выходе из первичных реакторов объединяется и поступает в группу вторичных реакторов. Конфигурация (обычно три первичных реактора устанавливаются параллельно и два вторичных реактора последовательно) позволяет в два раза увеличить время пребывания в первичных реакторах, что способствует росту и делению бактерий и предотвращает вымывание. Температура поддерживается на уровне 40-45°C при давлении окружающей среды. На охлаждение и аэрацию приходится существенная доля расходов и энергопотребления.

Уровень pH пульпы поддерживается на отметке ниже 2 при общем времени пребывания 3-5 дней. В цикле противоточной декантации происходит разделение твердого и жидкого. Железо, мышьяк и прочие основные металлы переходят в раствор и нейтрализуются известняком и дополнительной известью. Мышьяк осаждается в виде стабильного арсената железа. Осадок промывается и нейтрализуется для цианирования. Золото и серебро выщелачиваются из осадка, после чего извлекаются угле и проходят традиционный процесс электровиннинга.

Биологическое окислительное выщелачивание можно применять для регулирования степени окисления руды для оптимального извлечения. Технология BIOX® требует существенных капитальных затрат, хотя сам процесс относительно прост и хорошо изучен. Данная технология имеет зарегистрированную торговую марку BIOX®, которая сейчас принадлежит компании Gold Fields, Южная Африка. Аналогичные технологии от южноафриканской компании Mintek и компании BacTech Mining Company имеют примеры промышленной установки.

Испытания на биологическое окисление проводились на руде A. Извлечение золота из окисленного осадка составило 92% при степени окисления 80%. Возможно, происходило также предпочтительное окисление арсенопирита/мышьяковистого пирита для обеспечения уровня извлечения при меньшей степени окисления. Чановское биологическое выщелачивание хорошо подходит для частичного окисления сульфидов. Так некоторые расходы, связанные с энергопотреблением и расходом реагентов, можно сократить по сравнению с полным окислением сульфидов.

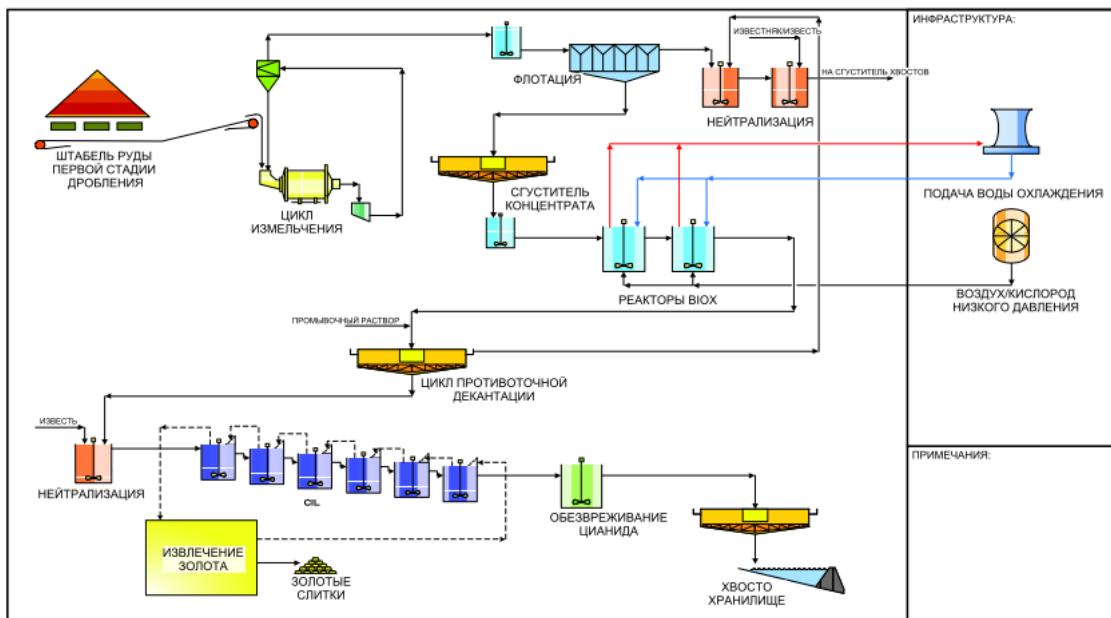


Рисунок 8: Биовыщелачивание в чане с перемешиванием - концентрат

### Процесс Альбион

В технологии Альбион предусматривается ультратонкое измельчение в мельницах с перемешиванием с получением активированного, тонкоизмельченного концентрата при низком расходе энергии. Тонкоизмельченный концентрат выщелачивается в присутствии кислорода при атмосферном давлении в традиционных резервуарах с перемешиванием. Схема технологического процесса показана на рисунке 5.

Процесс Альбион был разработан дочерним предприятием компании MIM, «Hydrometallurgical Research Laboratories» (Лаборатория гидрометаллургических исследований) в середине 1990-х, патент в США был получен в конце 1999 года. Xstrata получила управление MIM в июне 2003 года. С 1995 года в лаборатории «Hydromet Research Laboratories» проводились многочисленные опытно-промышленные испытания для переработки сочетания меди-золота и золота, с производительностью до 50 кг/день. В последние годы компания занимается разработкой до уровня полного промышленного внедрения. Проект Чертеж, который принадлежит European Goldfields, отрабатывается в Румынии. В проекте используется процесс Альбион для выщелачивания золота из флотационного концентрата, произведенного из 3 млн тонн в год руды. Проведены стендовые и опытно-промышленные испытания процесса на базе «Hydrometallurgical Research Laboratories» компании Xstrata в Австралии. В общей сложности 57 предприятий провели испытаний процесса Альбион на базе HRL, 11 прошли на этап полномасштабных опытно-промышленных испытаний.

Сульфидный концентрат, полученный из цикла флотации, подается на тонкое измельчение в мельнице Isamill M1000 с получением продукта  $P_{80}$  класса 10 мкм. Измельченная руда подается на три реактора окисления Альбион, где в пульпу вводится кислород низкого давления. В ходе процесса сульфидная матрица, в которой заключено золото, разрушается с высвобождением ионов трехвалентного железа и серной кислоты. Контроль температуры не осуществляется, она поднимается практически до 100°C. При разрушении сульфидов высвобождается золото. Ионы трехвалентного железа и кислоты нейтрализуются локально за счет постоянного добавления известнякового шлама. Известняк добавляется для поддержания уровня pH выщелачивания в диапазоне 5-5,5. Мышик осаждается в виде стабильного арсената железа. Нейтрализованные оксиды железа (преимущественно гетит) и гипс образуются в процессе, затем перерабатываются в цикле CIL.

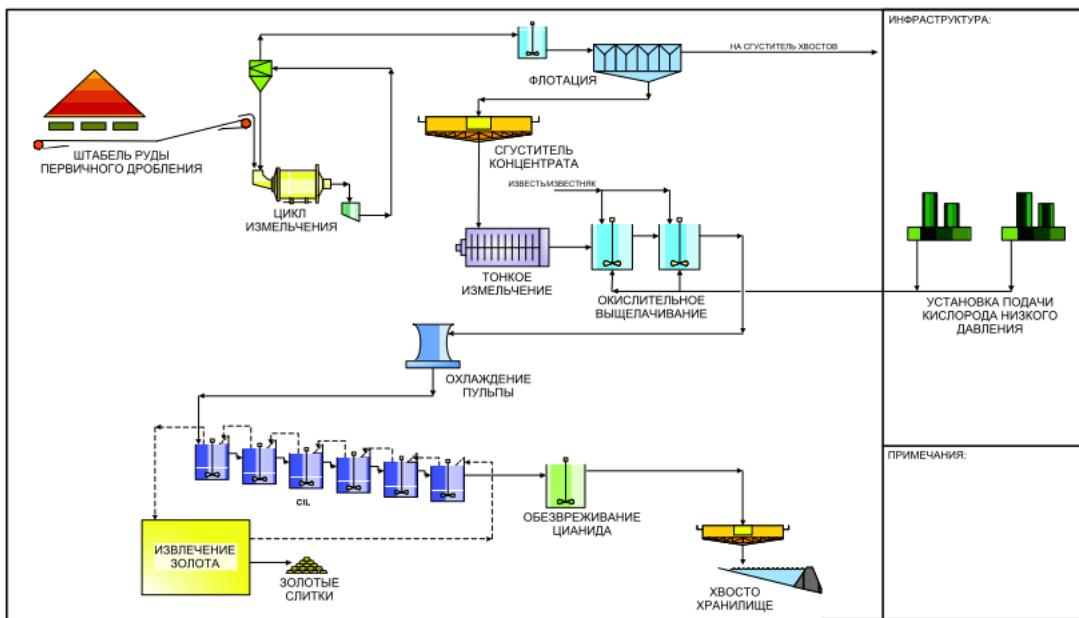


Рисунок 9: Процесс Альбион - концентрат

### Автоклавное окисление

Автоклавное окисление представляет собой высокointенсивный процесс для окисления сульфидов в автоклавах с последующей переработкой в традиционной установке для переработки окисленного золота. За последние 20 лет в промышленную эксплуатацию было внедрено 15 установок автоклавного окисления в золотодобывающей отрасли. Восемь из них спроектированы для переработки концентрата. Первые технологии основаны на проектах, разработанных по патентам Sherritt Gordon. Подходы к устранению эксплуатационных проблем были запатентованы в основном компанией Newmont<sup>(15)</sup>.

Компоновочная схема установки представлена на рисунке 10. Флотационный концентрат подается в расходный бак автоклава, оттуда в сам автоклав. Цикл автоклава включает систему подачи под высоким давлением, автоклав и мешалки, сливную емкость и систему газоулавливания. Рабочая температура в автоклаве составляет 200°C, давление - 3100 кПа, время пребывания составляет примерно 30 – 60 мин. Предполагается практически полное окисление сульфидов, так как частичное окисление считается нецелесообразным. Предполагается, что процесс носит автотермический характер, без необходимости предварительного нагревания пульпы для достижения рабочей температуры. Сульфидные минералы окисляются до гематита, при этом мышьяк осаждается в форме стабильного арсената железа.

Резкое охлаждение избыточного выпара и отходящего газа автоклава выполняется с помощью раствора верхнего слива противоточной декантации. Кислотный раствор слива противоточной декантации нейтрализуется в присутствии хвостов цикла флотации с высоким содержанием карбоната. Использование хвостов для нейтрализации сточных вод позволяет уменьшить расход известняка и снизить затраты.

Пульпа из сливной емкости перерабатывается в трехстадийном цикле противоточной декантации. Все сгустители изготовлены из нержавеющей стали 316L (стенки, днище и гребки). Условный коэффициент отмычки в цикле противоточной декантации поддерживается при эффективности промывки в 99,0%.

Промытый продукт окисления перекачивается в резервуары CIL для традиционного извлечения золота. Не проводилось испытаний по производительности автоклавного окисления на концентрате. Однако, исходя из опыта, предполагается, что извлечение золота может быть немного выше (~2%), чем при биологическом окислении.

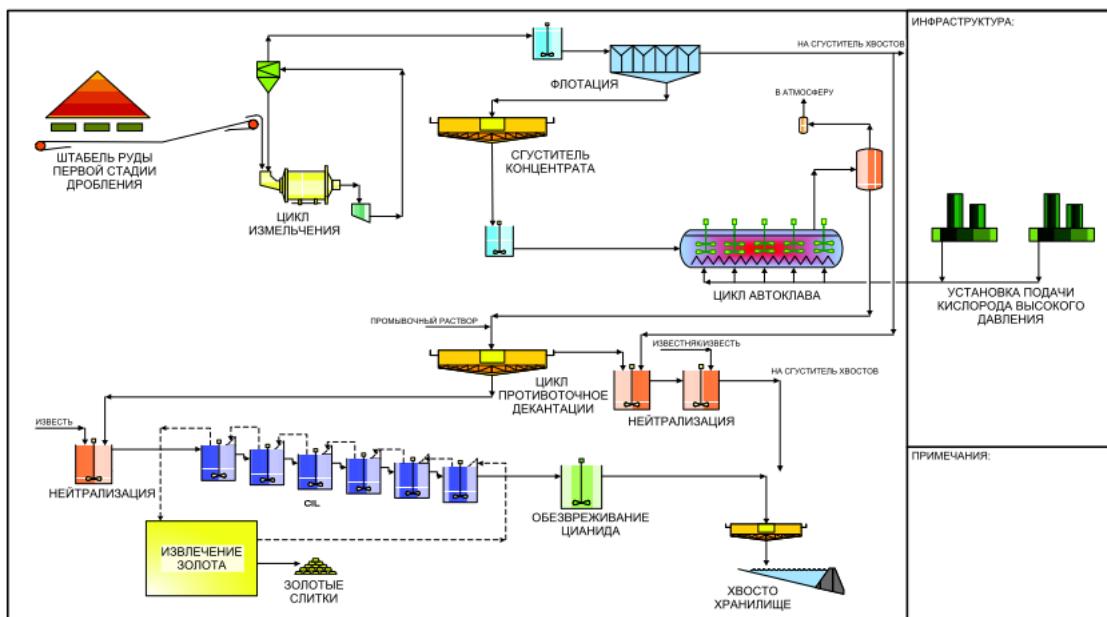


Рисунок 10: Высокотемпературное автоклавное окисление

## ВАРИАНТЫ ПЕРЕРАБОТКИ ДЛЯ РУДЫ Б

### Реакторы с перемешиванием BIOX® - Концентрат

Технологический процесс показан на рисунке 11. Концентрат крупностью  $P_{80}$  класса 75 мкм подается в цикл биологического окисления, который состоит из нескольких первичных реакторов биологического выщелачивания, установленных параллельно. Частично окисленный продукт на выходе из первичных реакторов объединяется и поступает в группу вторичных реакторов. Конфигурация (5 модулей по четыре первичных реактора, установленных параллельно и четыре вторичных реактора последовательно) позволяет в два раза увеличить время пребывания в первичных реакторах, что способствует росту и делению бактерий и предотвращает вымывание. Температура поддерживается на уровне 40-45°C при давлении окружающей среды. На охлаждение и аэрацию приходится существенная доля расходов и энергопотребления.

Уровень pH пульпы поддерживается на отметке ниже 2 при общем времени пребывания 3-5 дней. В цикле противоточной декантации происходит разделение твердого и жидкого. Железо, мышьяк и прочие основные металлы переходят в раствор и нейтрализуются известняком и дополнительной известностью. Мышьяк осаждается в виде стабильного арсената железа и направляется на утилизацию в хвосты.

Промытый продукт окисления перекачивается на установку извлечения драгоценных металлов. Окисленный осадок перерабатывается в цикле известкового кипения, где серебро с содержанием ярозита, образованное в ходе окисления, разрушается с высвобождением серебра. Цикл известкового кипения состоит из четырех каскадно-установленных резервуаров с перемешиванием, где температура поддерживается на уровне 90°C за счет пара, образованного в котле, или в процессе переработки упорной руды. Известь добавляется до получения pH 10,5 (при ~25 °C). Для сохранения тепла в процессе теплообменник передает тепло от пульпы для предварительного нагревания свежего продукта окисления, поступающего в цикл известкового кипения.

Для извлечения серебра и золота, нейтрализованный окисленный осадок вместе с хвостами флотации, направляется в процесс выщелачивания цианированием для извлечения драгоценных металлов. Насыщенный раствор отделяется от твердого в процессе противоточной декантации для извлечения драгоценных металлов в установке Меррилл-Кроу.

Не проводилось испытаний по биологическому окислению концентрата руды Б. Чановое биологическое выщелачивание хорошо подходит для частичного окисления сульфидов. Следовательно, некоторые расходы, связанные с энергопотреблением и расходом реагентов, можно сократить по сравнению с полным окислением сульфидов, если результаты испытаний подтвердят возможность извлечения драгоценных металлов из продукта частичного окисления сульфидов.

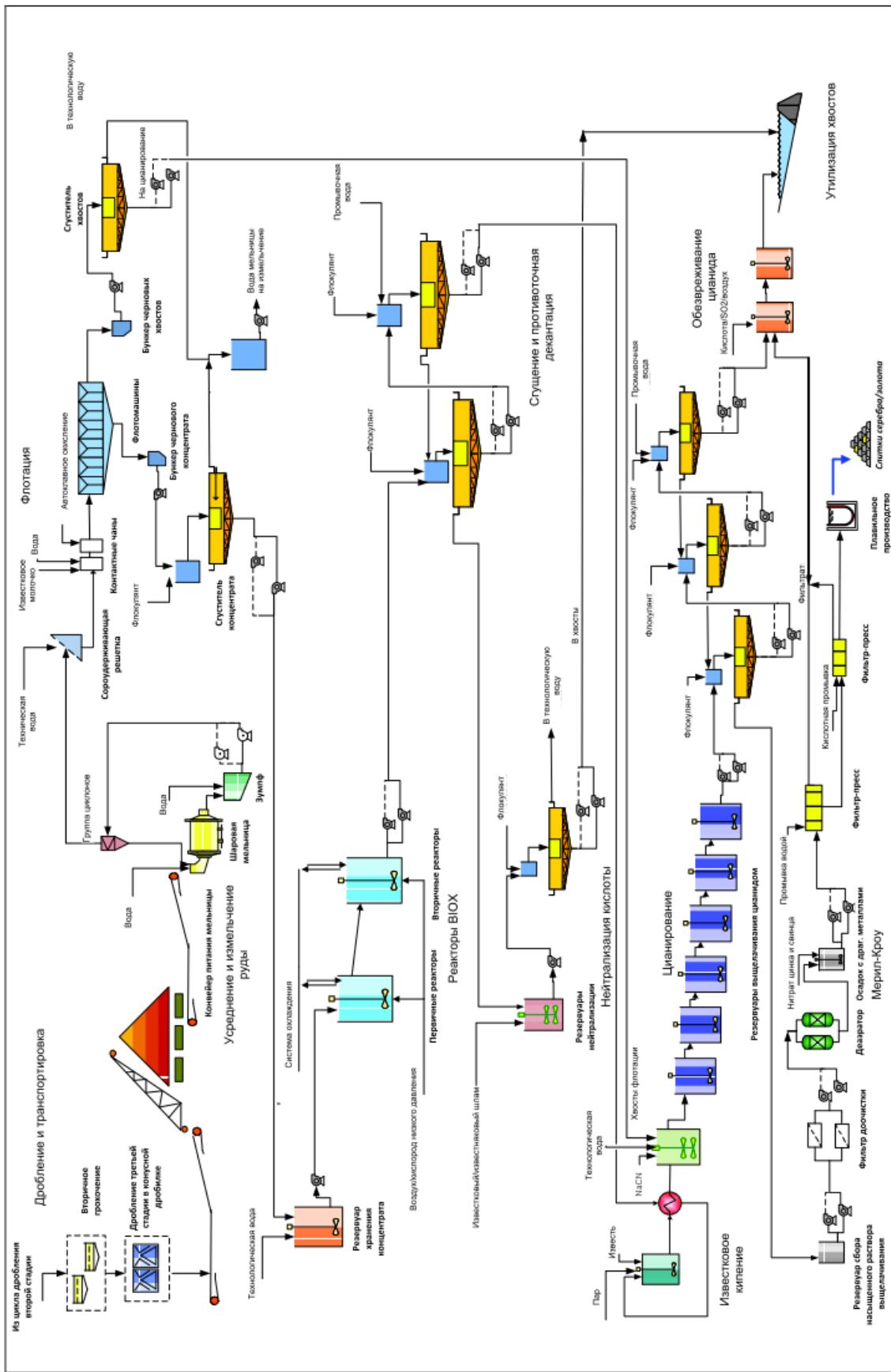


Рисунок 11: Биовыщелачивание в чане с перемешиванием – концентрат

## Автоклавное окисление концентрата

Компоновочная схема установки автоклавного окисления представлена на рисунке 12. Флотационный концентрат подается в расходный бак автоклава, разбавляется и подается в один из двух автоклавов. Цикл автоклава включает систему подачи пульпы под высоким давлением, автоклавы и мешалки, испарительные емкости и систему газоулавливания. Рабочая температура в автоклаве составляет 210-220°C, давление 3100-3300 кГа, время пребывания составляет примерно 30-60 мин. Предполагается полное окисление сульфидов, так как частичное окисление считается нецелесообразным. Предполагается, что процесс носит автотермический характер, без необходимости предварительного нагревания пульпы для достижения рабочей температуры при эксплуатации. Сульфидные минералы окисляются до гематита, при этом мышьяк осаждается в форме стабильного арсената железа. Пульпа из сливного бака перерабатывается на стадии горячего отверждения, которая состоит из четырех последовательно установленных емкостей. Этот процесс используется для преобразования всех базовых сульфатов железа, которые образуются в процессе автоклавного окисления, чтобы сократить расход извести при нейтрализации.

Резкое охлаждение избыточного выпара и отходящего газа автоклава выполняется с помощью раствора верхнего слива противоточной декантации. Пульпа из стадии горячего отверждения перерабатывается в трехстадийном цикле противоточной декантации. Все сгустители изготовлены из нержавеющей стали 316L (стенки, днище и гребки). Условный коэффициент отмыки в цикле противоточной декантации поддерживается при эффективности промывки в 99,0%. Раствор промывки слива из цикла противоточной декантации собирается и нейтрализуется в восьми емкостях. Нейтрализованная вода направляется на хранение и используется на обогатительной фабрике.

Промытый продукт окисления перерабатывается в цикле известкового кипения, где серебро с содержанием ярозита, образованного в ходе автоклавного окисления, разрушается с высвобождением серебра. Также как установка Biox, цикл известкового кипения состоит из четырех каскадно-установленных емкостей с перемешиванием, где температура поддерживается на уровне 90°C за счет пара, образованного в котле или процессе переработки упорной руды. Известь добавляется до получения pH 10,5 (при ~25°C). Для сохранения тепла в процессе теплообменник передает тепло от пульпы для предварительного нагревания свежего продукта окисления, поступающего в цикл известкового кипения. Пульпа известкового кипения перекачивается и соединяется с хвостами флотации в чане подготовки пульпы для цианирования с целью извлечения золота и серебра. После стадии разделения жидкого/твердого, серебро и золото извлекаются из насыщенного раствора цианида в установке Меррилл-Кроу.

Не проводилось испытаний по производительности автоклавного окисления на концентрате.

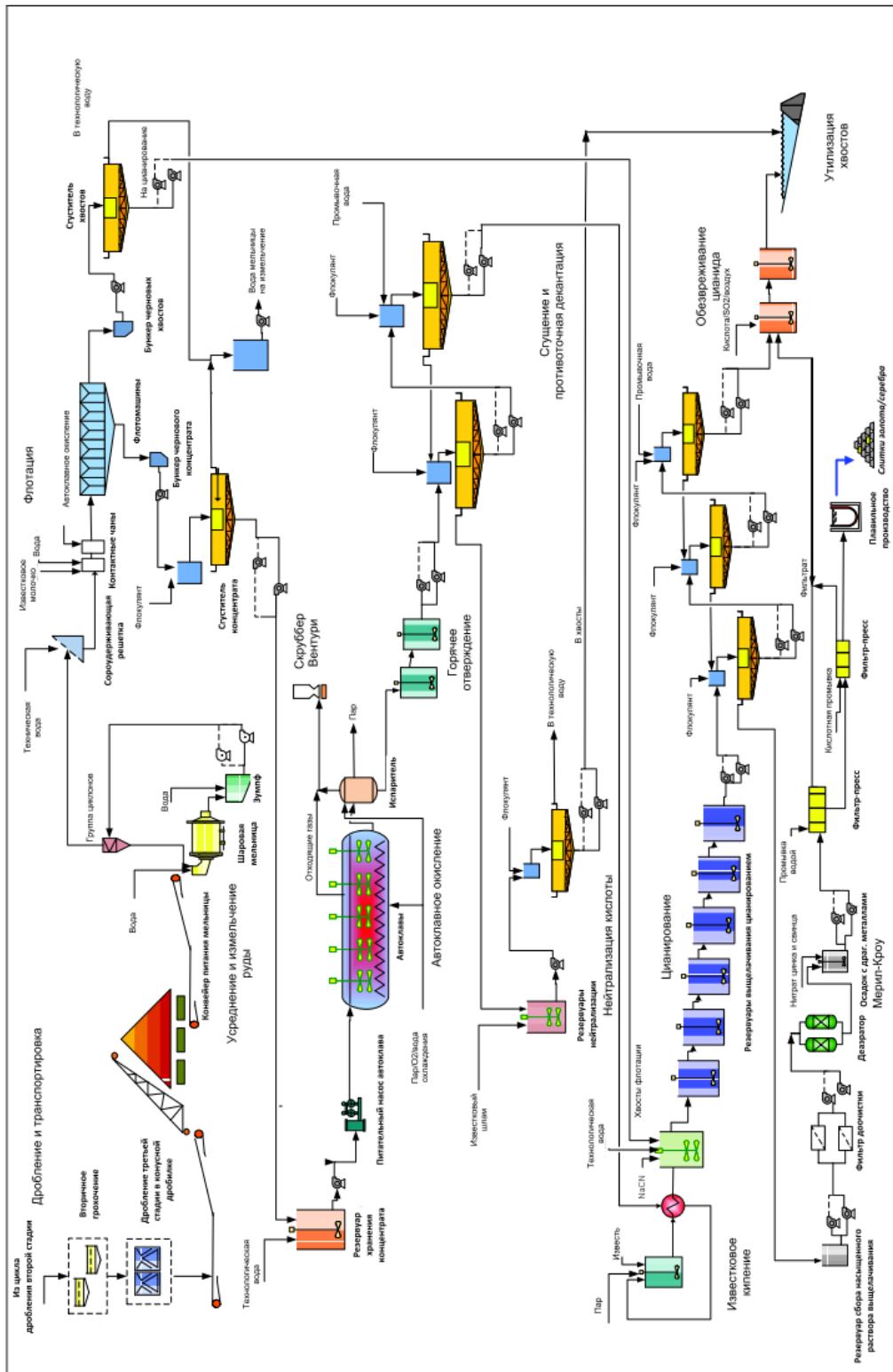


Рис. 12: Высокотемпературное автоклавное окисление концентрата

## Обжиг воздухом – концентрат

Обжиг в окислительной атмосфере с получением пористого огарка, поддающегося выщелачиванию цианированием, традиционно считается наиболее распространенным процессом окислительной переработки упорных золотых руд. Концентрат цикла флотации направляется на сгущение и фильтрацию, после чего становится питанием обжиговых печей. При окислении обжигом применяется сгорание в присутствии воздуха или кислорода для окисления сульфидов, с последующим охлаждением и переработкой в традиционной установке переработки окисленного золота. Существует три технологии обжига: обжиг в циркулирующем кипящем слое в присутствии воздуха или в среде, обогащенной кислородом, и традиционная технология сгорания в кипящем слое. Одной стадии обжига должно быть достаточно, чтобы закрепить мышьяк на уровне, встречающемуся в руде. Это предстоит подтвердить испытаниями.

Концентрат подается в поворотную сушилку, где вступает в контакт с горячими топочными газами обжиговой печи для уменьшения влажности до 5%. Затем поворотная задвижка обжиговой печи направляет высушенный концентрат в камеры кипящего слоя, где сульфидные минералы вступают в реакцию с ожигающим воздухом. Температура в слое поддерживается на уровне от 600 до 650°C, с получением 95% окисления общего объема сульфидов. Для переработки концентрата проект технологии предусматривает две обжиговые печи поставки Sinopec Nanjing Design Institute (SDNI) и одной кислотной установки поставки Noram.

Отходящие газы проходят через котел-утилизатор при содержании 10% SO<sub>2</sub> и 6-7% O<sub>2</sub>, после чего переходят на электрофильтр (ЭФ). ЭФ сокращает количество частиц в газе до ~0,2 г/Нм<sup>3</sup> перед подачей в отделение газоочистки сернокислотного завода. Триокись мышьяка улавливается в ЭФ и возвращается в огарок.

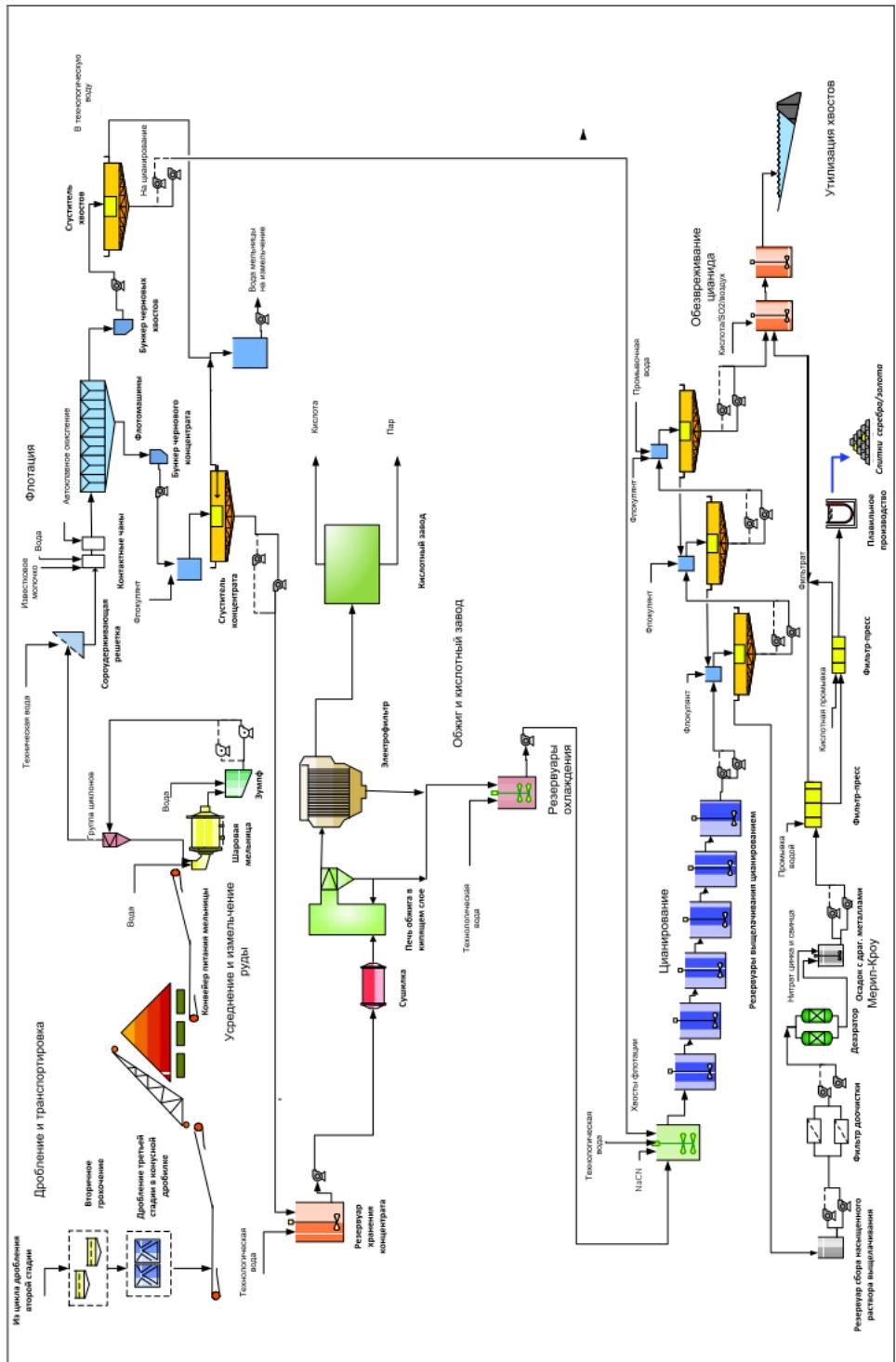
Газ разбавляется воздухом для получения оптимальной концентрации SO<sub>2</sub> для преобразования в процессе двойной конверсии/двойной абсорбции. Номинально, 99,75% SO<sub>2</sub> удаляется и преобразуется в кислоту, концентрация SO<sub>2</sub> в хвостовых газах, выводимых в атмосферу, составляет 250 частей на млн. Происходит адсорбция кислоты в циркулирующем кислотном растворе и 98-98,5% серной кислоты охлаждается в охладителе продукции кислоты, после чего направляется в резервуар для хранения и дальнейшего экспорта.

Водотрубный котел производит насыщенный пар, который используется для производства электроэнергии. Предполагается, что номинальный объем электричества производится в обжиговой печи/сернокислотной установке для использования в технологии. Излишки насыщенного пара низкого давления направляются на цели отопления. В контексте данной работы преимущества производства дополнительной энергии не были включены в общую стоимость технологии.

Охлажденный огарок обжиговой печи распульпивается и перекачивается в цикл выщелачивания цианированием, а золото и серебро извлекаются из насыщенного раствора в установке Меррилл-Кроу.

Ввиду отсутствия проведенных испытаний показатели извлечения Au и Ag в процессе обжига были взяты из диапазона значений, которые предположительно присущи пиритовой шихте. В то время как в ходе обжига получают относительно инертный огарок, что приводит к пониженному расходу цианида за счет полного окисления серы, контроль выбросов As и SO<sub>2</sub> представляет собой сложную задачу и приводит к увеличению капитальных затрат и сложности эксплуатации. Добиться фиксации мышьяка в огарке возможно, однако при этом снижается извлечение золота и повышается расход реагентов на последующем этапе цианирования. Кроме того, такие вопросы, как спекание и заключение в гематите также могут приводить к понижению извлечения. Необходимо провести испытания, чтобы определить целесообразность подобного подхода.

Рис. 13: Обжиговая печь – концентрат





## СМЕТА КАПИТАЛЬНЫХ И ЭКСПЛУАТАЦИОННЫХ ЗАТРАТ ПО КАЖДОЙ РАССМАТРИВАЕМОЙ ТЕХНОЛОГИИ

### Исходные данные для составления сметы

Конкретные факторы, которые рассматривались в экономических аспектах технологии, включают следующие показатели:

- Содержание в концентрате
- Минералогический состав
- Принятая технологическая схема
- Стоимость энергии
- Ставки заработка плат
- Транспортные тарифы
- Наличие существующей инфраструктуры и земельного участка

Данные параметры разбиваются и впоследствии учитываются в смете капитальных и эксплуатационных затрат, аналогичная методика применяется для руд А и Б.

#### *Смета капитальных затрат*

Точность сметы капитальных затрат была определена как «уровень предпроектного анализа/концептуального исследования». Это соответствует смете класса 4 согласно руководству Bateman, где степень точности составляет +/- 30%.

На запатентованные технологии получены сметы поставщиков. Расценки на технологию чанового биологического окисления получены через компанию Gold Fields Ltd, стоимость процесса Альбион предоставлена компанией Xstrata. Капитальные затраты на процессы дробления, измельчения, автоклавные процессы, противоточной декантации, CIL, рафинирование золота, сгустители и установки обезвреживания хвостов основаны на недавних исследованиях при аналогичных объемах производства. Заложен резерв на повышение цен, где это применимо, для поправки текущих цен. Стоимость установки Меррилл-Кроу получена у компании FLSmidth Salt Lake City.

Непрямые затраты были рассчитаны из расчета возведения временных сооружений, расходов на первое наполнение и смазочные вещества, запасные части на пуско-наладку и запуск, управление проектированием, закупками и строительством и непредвиденные расходы.

Не предусматривался резерв на инфраструктуру, экологические исследования, расследования, получение разрешений или обязательств, стоимость получения разрешения, юридические издержки, приобретение земельных участков или землеотвода и стоимость переселения населения.

#### *Смета эксплуатационных затрат*

Эксплуатационные расходы составлены с точностью  $\pm 40\%$ . Эксплуатационные затраты на трудовые ресурсы рассчитаны исходя из графика рабочей силы, составленного Bateman, стоимость каждой должности основана на базовом окладе, предполагаемом в определенном регионе.

Потребление реагентов и расходных материалов основано на допущениях по результатам испытаний и расчетных значениях моделей массового баланса. Цены, включая тарифы на электричество, были предоставлены заказчиками. Стоимость реагентов и электричества приводится в таблице 6.

Таблица 6: Предполагаемая стоимость реагентов и электричества

Местные реагенты	Руда А	Руда Б	Единица
Известь	130	121	\$/тонн
Известняк	25	75	\$/тонн
Серная кислота	390	125	\$/тонн
Натрий цианистый	2660	2250	\$/тонн
<b>Электроэнергия</b>			
Стоимость энергии	0,08	0,10	\$/кВт.ч

Энергопотребление рассчитано на основании процессов установок. Расходы на техобслуживание технологического участка оценивались в виде процента от общих прямых капитальных затрат на механическое оборудование участка. Непредвиденные расходы заложены в размере 10% для учета непредвиденных эксплуатационных расходов, которые должны учитывать обычный уровень неизвестных факторов, свойственных ранним этапам проектирования.

## Сравнительные сметы по руде А

Сводная информация исходных данных проектирования, эксплуатационных и капитальных затрат по всем шести вариантам технологической переработки представлены в таблице 7. Сметы капитальных и эксплуатационных затрат по каждому из рассматриваемых вариантов представлены в графическом формате на следующих рисунках.

**Таблица 7: Сравнение рассматриваемых технологий переработки упорного золотосодержащего материала, руда А**

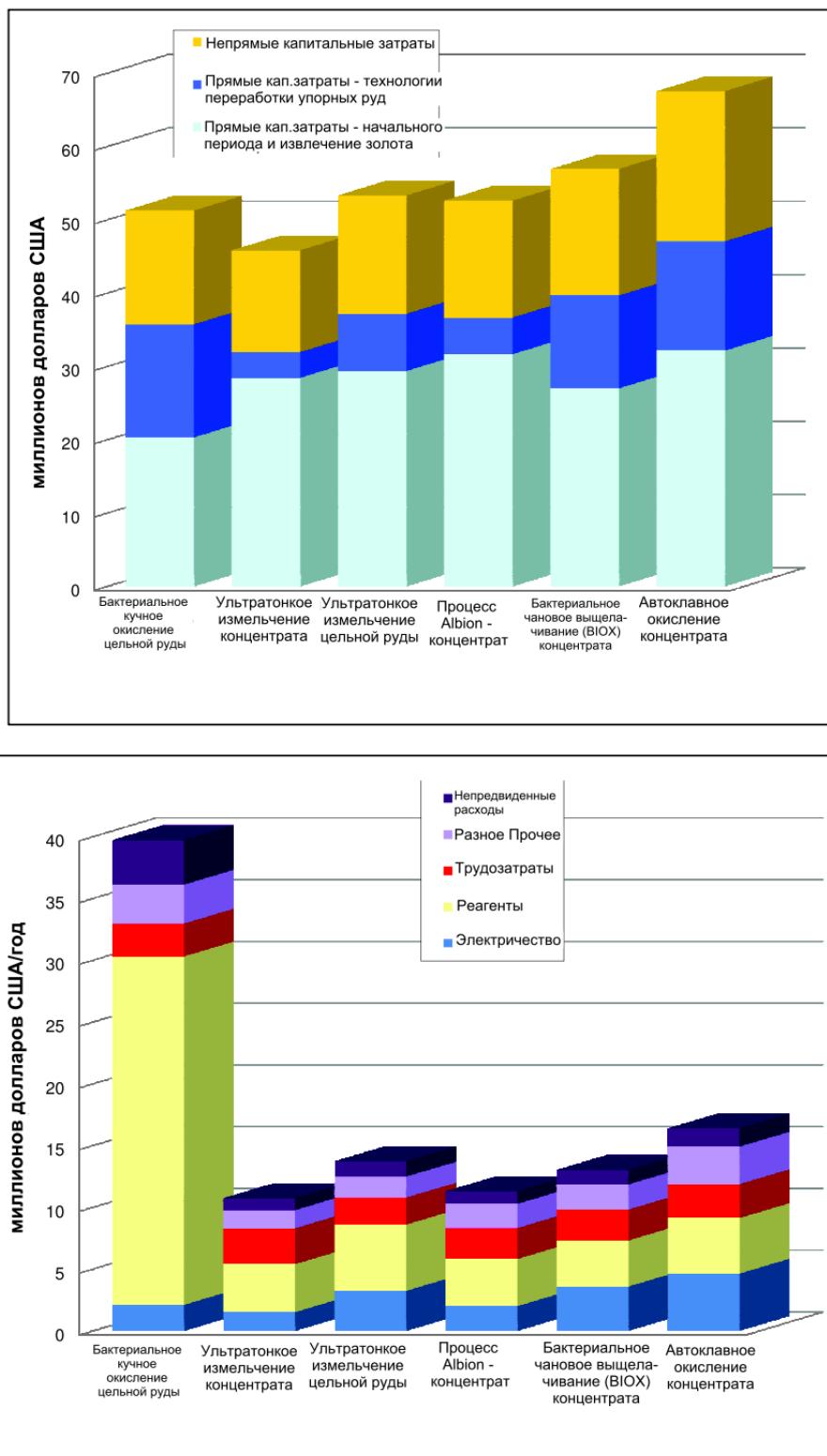
Сравнение рассматриваемых технологий переработки упорного золотосодержащего материала, руда А						
ВАРИАНТ	1	2	3	4	5	6
ТЕХНОЛОГИЯ	Бактериальное кучное окисление цельной руды	УТИ концентрат	УТИ цельной руды	Альбион - концентрат	Бактериальное чановое выщелачивание (BIOX) Концентрат	Автоклавное окисление Концентрат
Проектные параметры установки						
Объем руды, тонн/год	600 000	600 000	600 000	600 000	600 000	600 000
Выработка концентратов, тонн/год	0	54 000	0	54 000	54 000	54 000
Au в питании, унций/год	43 403	39 062	43 403	39 062	39 062	43 403
S в питании, тонн/год	7 401	6 942	7 401	6 942	6 942	6 942
СО3 в питании процесса, тонн/год	71 946	1 080	71 946	1 080	1 080	1 080
Конечная крупность измельчения (P <sub>80</sub> ), мкм	150	10	10	10	75	75
Окисление серы, %	60	2	2	80	80	95
Общее извлечение Au, %	70	45	50	83	83	85
Производство кислоты, т/год	13 599				1 057	1 057
Чистый объем кислоты для процесса, т/год	56 859					
Энергопотребление, кВт.ч/т руды	43,9	31,6	67,5	41,7	74,8	96,6
Годовые эксплуатационные затраты						
Трудозатраты, млн дол. США/год	2,6	2,9	2,2	2,5	2,5	2,7
Реагенты, млн дол. США/год	28,2	3,9	5,4	3,8	3,7	4,5
Энергопотребление, млн дол. США/год	2,1	1,5	3,2	2,0	3,6	4,6
Разное, млн дол. США/год	3,2	1,5	1,7	2,0	2,0	3,0
<b>Итого, млн дол. США/год</b>	<b>36,1</b>	<b>9,8</b>	<b>12,5</b>	<b>10,3</b>	<b>11,9</b>	<b>14,9</b>
Непредвиденные расходы, млн дол. США/год	3,6	1,0	1,2	1,0	1,2	1,5
<b>Итого, эксплуатационных затрат, млн дол. США / год</b>	<b>39,7</b>	<b>10,8</b>	<b>13,7</b>	<b>11,3</b>	<b>13,0</b>	<b>16,4</b>
Капитальные затраты						
Прямые капитальные затраты - Затраты начального периода и извлечение золота, млн дол. США/год	20,32	28,45	29,38	31,67	27,00	32,17
Прямые капитальные затраты - технологии переработки упорной руды, млн дол. США	15,42	3,50	7,80	5,00	12,67	14,91
<b>Всего прямых капитальных затрат, млн дол. США</b>	<b>35,74</b>	<b>31,95</b>	<b>37,18</b>	<b>36,67</b>	<b>39,67</b>	<b>47,07</b>
<b>Всего непрямых капитальных затрат, млн дол. США</b>	<b>15,55</b>	<b>13,90</b>	<b>16,17</b>	<b>15,95</b>	<b>17,26</b>	<b>20,48</b>
<b>Всего, млн дол. США</b>	<b>51,3</b>	<b>45,9</b>	<b>53,3</b>	<b>52,6</b>	<b>56,9</b>	<b>67,6</b>
Движение денежных средств						
Произведено золота, унций/год	30 382	17 578	21 701	32 344	32 344	36 719
Эксплуатационные расходы	дол. США/унц.	1 308	612	633	350	403
относительно унций Au						

По технологии бактериального кучного выщелачивания цельной руды и ультратонкого измельчения планируется перерабатывать 600 000 тонн в год, производительность остальных процессов составляет 54 000 тонн флотационного концентрата в год. Выход цикла флотации составит 9% по весу при извлечении 90% золота, содержащегося в руде.

Конечный гранулометрический состав в процессе бактериального выщелачивания крупнее, чем в других процессах для цианирования. В процессах ультратонкого измельчения, включая Альбион, крупность измельчения составляет 10 микрометров, для процессов бактериального чанового и автоклавного окисления предусматривается крупность 75 микрометров.

В процессе кучного выщелачивания будет достигнуто окисление всего 60% сульфидных минералов ввиду фильтрации и пассивации поверхности в куче. Технология ультратонкого измельчения предполагает физическое уменьшение размера частиц, предусматривается некоторое окисление поверхности. Процессы Альбион и бактериальное чановое выщелачивание предусматривают регулирование окисления сульфидов до 80%, чтобы добиться максимального извлечения золота без излишнего окисления. В процессе автоклавного окисления степень окисления сульфидов сложно контролировать, в контексте этой работы, закладывается 95% сульфидов.

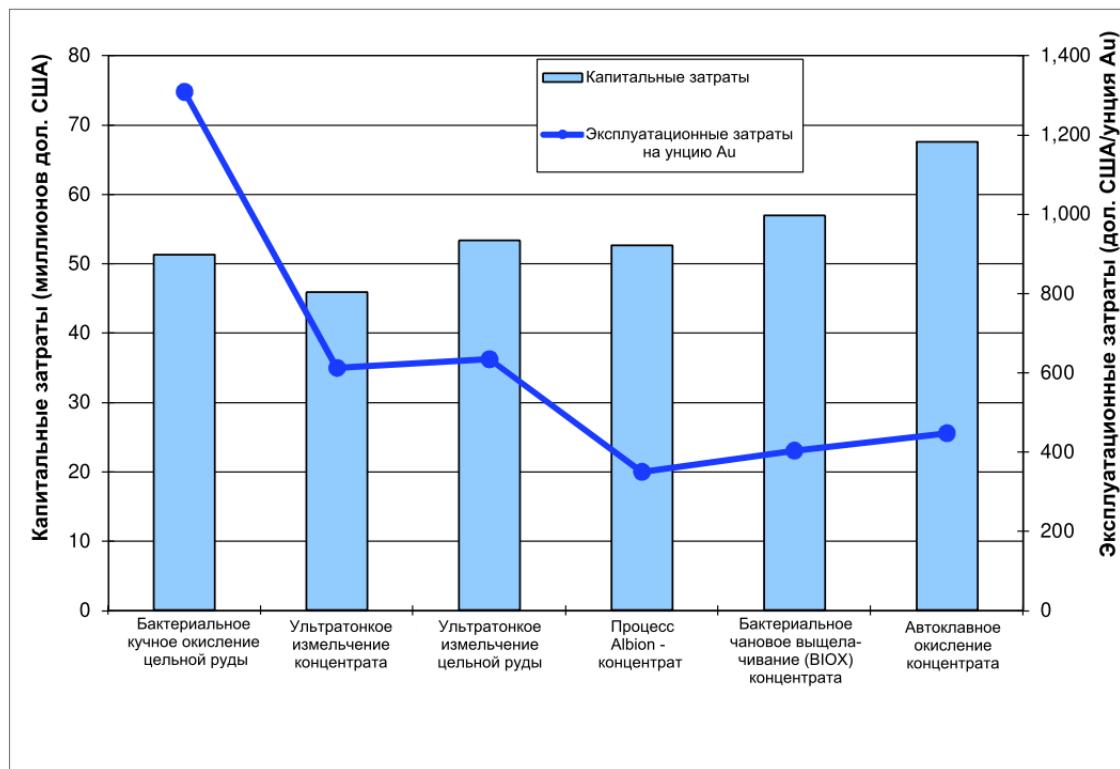
Извлечение золота оценивается на основании ограниченного объема испытаний биологического окисления. В данной работе не рассматривается извлечение золота из хвостов после переработки концентрата. Предполагается низкое содержание в хвостах и экономичная переработка упорной руды. Следовательно, общее извлечение золота принимается из расчета 90% извлечения из цикла флотации для процессов переработки концентрата. В процессе автоклавного окисления предположительно уровень извлечения золота будет на 2% выше результатов бактериального чанового выщелачивания.



**Рисунок 14: Графическое представление капитальных (а) и эксплуатационных (б) затрат по руде А**

В отношении руды А, высокие эксплуатационные затраты на бактериальное кучное выщелачивание связаны с высоким расходом кислоты на нейтрализацию карбоната в руде. Результаты ранних испытаний предполагают либо добавление кислоты, либо добавление пирита в кучу для нейтрализации содержащегося в руде карбоната. Использование хвостов флотации (с содержанием карбоната) в качестве нейтрализующего материала сокращает расходы на известняк в процессах переработки концентрата. Бактериальное чановое выщелачивание и автоклавное окисление требует немного больше мощности по сравнению с другими процессами.

Сравнение эксплуатационных затрат на унцию извлеченного золота и капитальных затрат на технологию показано на рисунке 15. Для обеспечения рентабельности процессов ультратонкого измельчения по сравнению с другими технологическими вариантами переработки концентрата, необходимо добиться показателей извлечения золота 81,2% по концентратору или 78,4% по цельной руде. Для подтверждения фактических параметров извлечения золота следует провести испытательные работы.



**Рисунок 15: Сравнение ориентировочных эксплуатационных расходов на унцию золота относительно капитальных затрат по шести рассматриваемым технологиям**

### Сравнительные сметы по руде Б

Сводная информация исходных данных проектирования, эксплуатационных и капитальных затрат по всем шести вариантам технологической переработки представлена в таблице 8. Сметы капитальных и эксплуатационных затрат по каждому из рассматриваемых вариантов представлены в графическом формате на следующих рисунках.

Таблица 8: Сравнение рассматриваемых технологий переработки упорного золотосодержащего материала, руда Б

ВАРИАНТ	1	2	3
<b>ТЕХНОЛОГИЯ</b>	<b>Обжиг воздухом - концентрат</b>	<b>Бактериальное чановое выщелачивание концентрата</b>	<b>Автоклавное окисление концентрата</b>
Объем руды, тонн/год	3 650 000	3 650 000	3 650 000
Au в руде, унций/год	124 388	124 388	124 388
Ag в руде, унций/год	3 755 120	3 755 120	3 755 120
Выработка концентрата, тонн/год	1 095 000	1 095 000	1 095 000
Au в концентрате, унций/год	87 072	87 072	87 072
Ag в концентрате, унций/год	1 689 804	1 689 804	1 689 804
S в концентрате, тонн/год	202 985	202 985	202 985
Конечная крупность измельчения ( $P_{80}$ ), мкм	75	75	75
Окисление серы, %	95	95	100
Общее извлечение Au, %	81,5	81,5	81,5
Общее извлечение Ag, %	62,0	62,0	62,0
Производство кислоты, т/год	590 558	590 558	621 640
Энергопотребление, кВт.ч/т руды	56,4	115,1	84,7
<b>Годовые эксплуатационные затраты</b>			
Трудозатраты, млн дол. США/год	4,5	4,0	4,1
Реагенты, млн дол. США/год	12,5	79,2	75,9
Энергопотребление, млн дол. США/год	19,9	42,0	30,9
Разное, млн дол. США/год	36,3	33,6	38,2
<b>Итого, млн дол. США/год</b>	<b>73,1</b>	<b>158,8</b>	<b>149,2</b>
<b>Непредвиденные расходы, млн дол. США/год</b>	<b>7,6</b>	<b>15,9</b>	<b>14,9</b>
<b>Итого, эксплуатационных затрат, млн дол. США/год</b>	<b>80,8</b>	<b>174,7</b>	<b>164,1</b>
<b>Капитальные затраты</b>			
Прямые капитальные затраты - затраты начального периода, млн дол. США	115,7	119,4	135,8
Прямые капитальные затраты - технологии переработки упорной руды, млн дол. США	124,4	136,0	136,6
<b>Прямые капитальные затраты, млн дол. США</b>	<b>240,0</b>	<b>255,4</b>	<b>272,4</b>
<b>Непрямые капитальные затраты, млн дол. США</b>	<b>108,3</b>	<b>115,4</b>	<b>122,8</b>
<b>Всего, млн дол. США</b>	<b>348,3</b>	<b>370,8</b>	<b>395,2</b>
<b>Доход</b>			
Произведено золота, унций/год	101 377	101 377	101 377
Произведено серебра, унций/год	2 326 297	2 326 297	2 326 297
<b>Эксплуатационные затраты на унцию драгоценных металлов #</b>			
<b>дол. США /унц. Au эквивалента (с Ag)</b>	<b>580</b>	<b>1 205</b>	<b>1 132</b>

#Стоимость серебра переводится в Au эквивалент на основании соотношения текущей цены на Au и Ag

Все три технологии предполагают переработку 1 095 000 тонн флотационного концентрата в год. На основании результатов ограниченных испытаний выход из цикла флотации составит 30% по весу с извлечением 70% золота и 45% серебра во флотационный концентрат. Окисленный остаток из цикла переработки упорного материала соединяется с хвостами флотации и направляется на цианирование.

Предполагается, что извлечение золота и серебра из окисленных концентратов составит 95% и 90% соответственно при применении всех трех технологий. Извлечение золота и серебра из хвостов флотации составит 50% и 39%, соответственно, исходя из результатов испытаний. В результате получаем извлечение золота и серебра в размере 81,5% и 62%, соответственно. Окисление серы принимается на уровне 95%, кроме автоклавного окисления, где данный показатель достигает 100%.

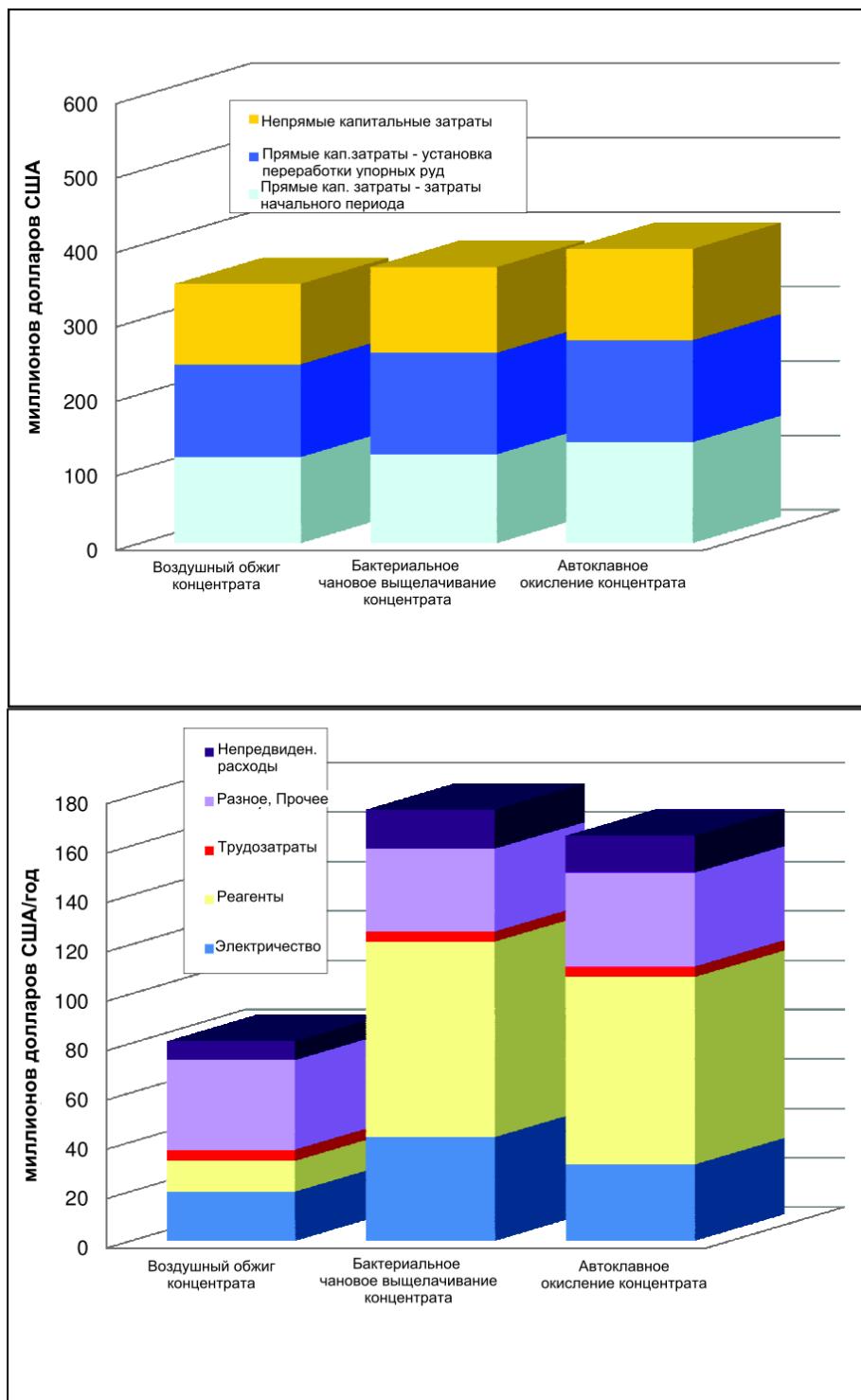
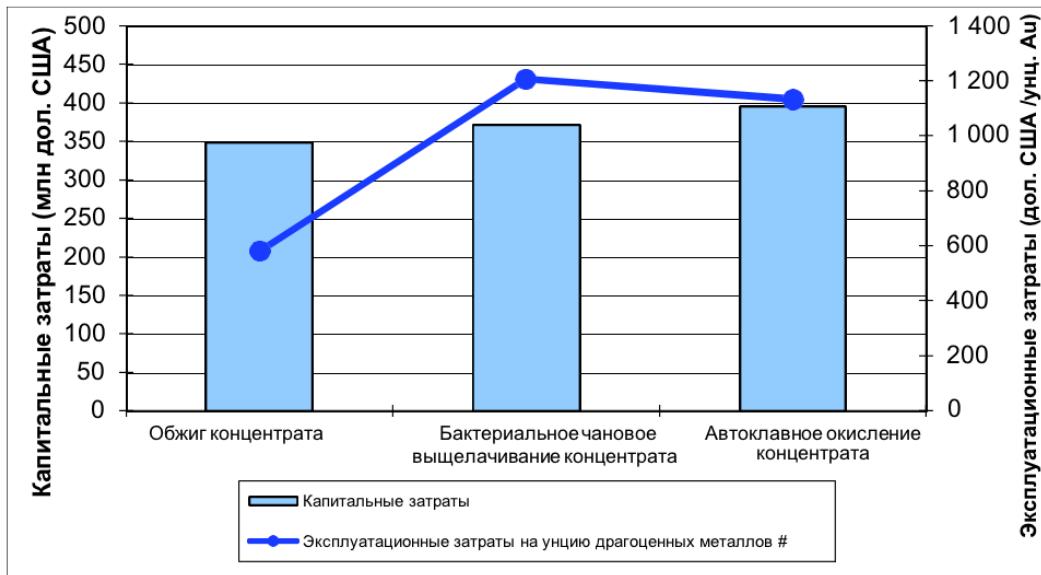


Рисунок 16: Графическое представление капитальных (а) и эксплуатационных (б) затрат по руде Б

Для руды Б, эксплуатационные затраты на бактериальное чановое выщелачивание и автоклавное окисление приблизительно в два раза превышают расходы на технологию обжига. Бактериальное чановое выщелачивание и автоклавное окисление являются более энергоемкими процессами, по сравнению с обжигом, и предполагают более высокие затраты на реагенты, связанные с использованием известняка для нейтрализации.

Чтобы сравнить расходы трех процессов переработки упорных концентратов, общие эксплуатационные затраты были выражены в виде эксплуатационных затрат на унцию произведенного золота с учетом серебра. Унции полученного серебра были преобразованы в унции золотого эквивалента исходя из соотношения средней цены на золото в 1600 дол. США/унцию и серебра 30 дол. США/унцию. Сравнение эксплуатационных затрат на унцию золота и капитальных затрат на технологию показано на рисунке 17. Эксплуатационные затраты существенно выше, для

обеспечения рентабельности и рациональности отработки рудного тела потребуется руда с более высоким содержанием. Капитальные затраты по всем трем рассматриваемым процессам не отличаются, при этом затраты на обжиг ниже всего. Сравнение капитальных затрат соответствует ранним исследованиям<sup>(6)</sup>.



# Стоимость серебра переводится в Au эквивалент на основании соотношения текущей цены на Au и Ag

**Рисунок 17: Сравнение ориентировочных эксплуатационных расходов на унцию золотого эквивалента (Au+Ag) относительно капитальных затрат по трем рассматриваемым технологиям**

Предполагается, что самые низкие эксплуатационные расходы на унцию золота достигаются при обжиге, за ним следует автоклавное окисление. Если при обжиге осуществляется нейтрализация образованной кислоты, это повышает общие эксплуатационные затраты с 80,8 млн долларов США до 128,5 млн долларов США. Исходя из того, что не предусматривается реализация кислоты, возникают упущеные выгоды, что повышает эксплуатационные расходы на унцию золота до 909 млн долларов, что немного лучше, чем автоклавное окисление, где этот показатель достигает 1 132 млн долларов США. Однако содержание сульфидной серы в концентрате (19%) считается граничным показателем для автогенного протекания обжига с небольшим подводом дополнительного тепла. Следовательно, содержание сульфидов необходимо оптимизировать при флотации в сторону повышения содержания сульфидов. В качестве альтернативы выполнению обжига при низком содержании сульфидов, питание необходимо дополнительно осушить для удаления влаги, что повлечет дополнительные капитальные и эксплуатационные затраты. На процесс биологического окисления потребуются самые высокие расходы, что обусловлено высокими затратами на энергопотребление и использование известняка.

Необходимо провести испытания, чтобы определить фактические показатели извлечения драгоценных металлов при различных технологических вариантах, и степени окисления сульфидов, необходимой для высвобождения и извлечения золота и серебра из концентрата.

При обжиге уровень мышьяка в питании низкий, судя по образцу, на котором проводились флотационные испытания, и мышьяк улавливается в газе и фиксируется в огарке. Мышьяк может быть закреплен в виде арсената железа в огарке при обжиге, однако обычно это приводит к пониженному извлечению золота (и серебра) на следующей стадии цианирования. Для переработки концентратов с высоким содержанием мышьяка, может потребоваться двухэтапный обжиг, что повлечет увеличение капитальных затрат на 25%. При применении технологии обжига предполагается возможность реализации кислоты по цене 125 долларов США/тонну.

В процессах бактериального чанового выщелачивания окисление сульфидов можно контролировать для достижения максимального извлечения золота и серебра без излишнего окисления. Уменьшение потребности в окислении существенно сократит эксплуатационные затраты. При обжиге и автоклавном окислении, частичное окисление сульфидов сложно контролировать.

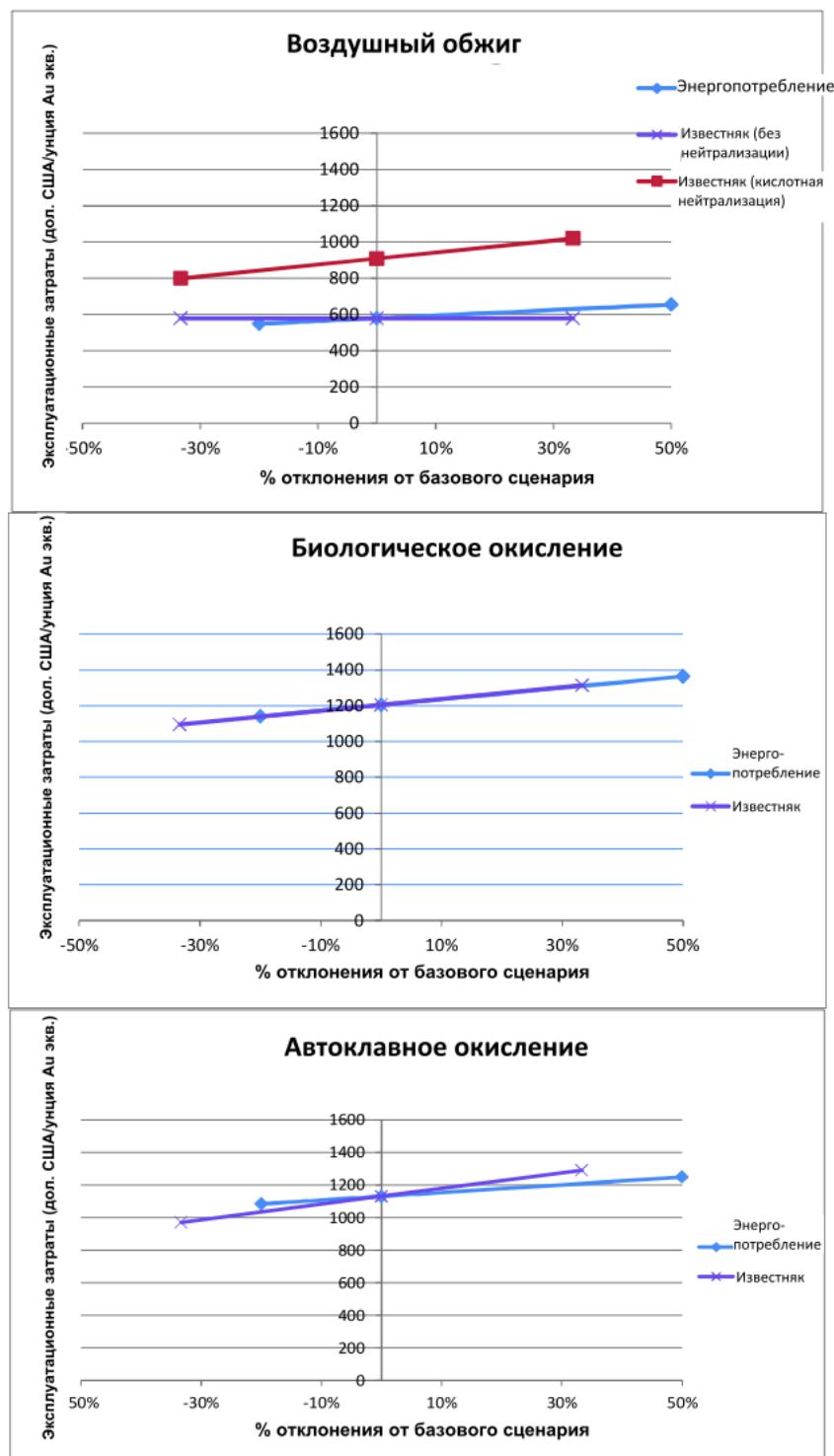
Степень высвобождения серебра чувствительна к количеству добавляемой извести на этапе известкового кипения<sup>(16)</sup>. Следовательно, степень извлечения серебра из процессов предварительной переработки следует дополнительно изучить.

## Чувствительность

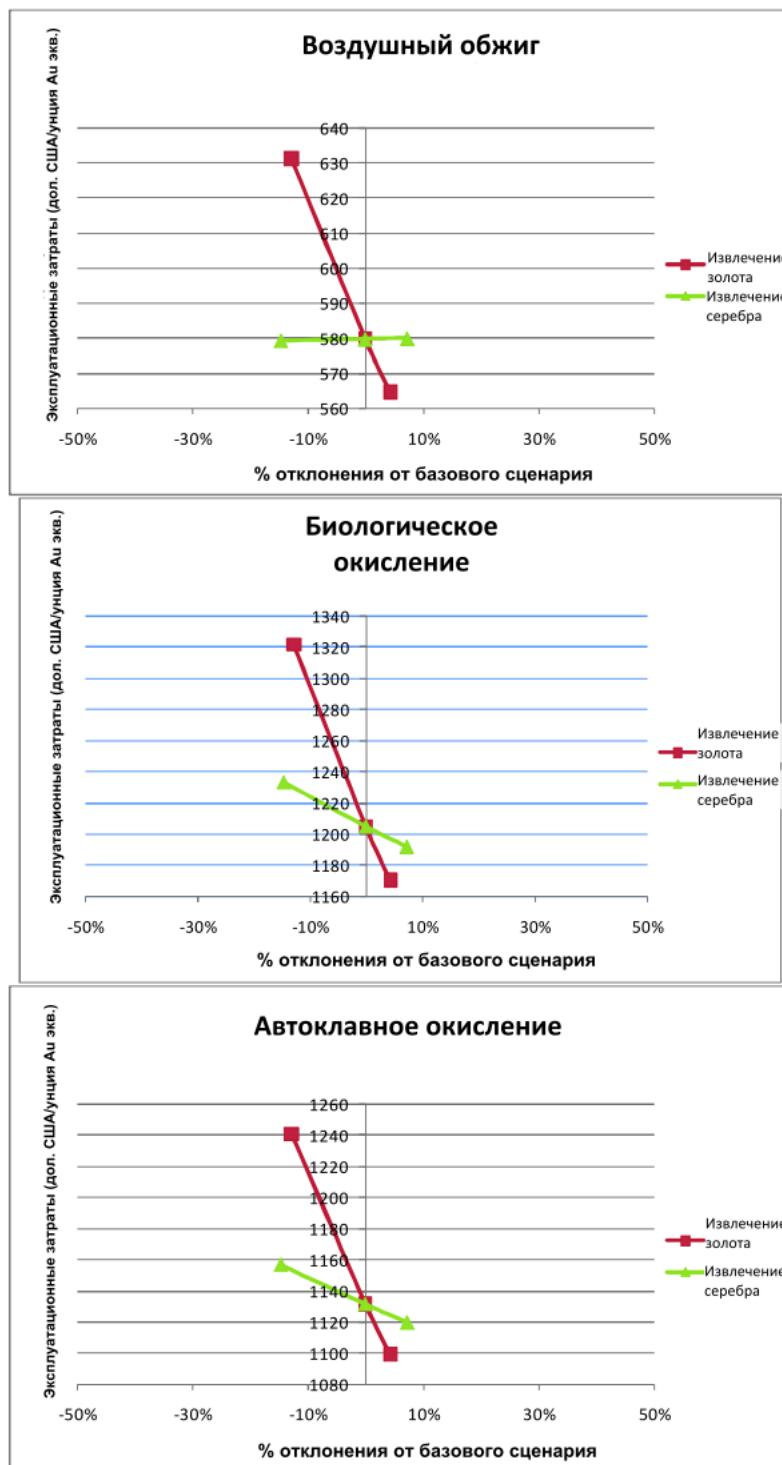
С использованием модели анализа стоимости технологий были изучены аспекты чувствительности общей стоимости технологии для руды Б к стоимости электричества и известняка. Применялись разные значения базовых ставок (энергопотребление 0,10 дол./кВт.ч, известняк 75 дол./тонну) вплоть до  $\pm 50\%$ , и рассчитывались эксплуатационные расходы на унцию золота. Результаты анализов по всем трем рассматриваемым вариантам технологий представлены на рисунке 18. Кроме того, проведена оценка воздействия колебания показателей извлечения золота и серебра по выщелачиванию окисленного концентрата цианированием на эксплуатационную рентабельность. Извлечение золота и серебра из хвостов принимается без изменений, на уровне показателей, полученных при испытаниях. Вариабельность результатов извлечения золота и серебра представлена на рисунке 19.

Общая стоимость известняка не влияет на процесс обжига, кроме случаев нейтрализации кислоты. В этом случае эксплуатационные расходы обжиговой печи приближаются к автоклавному окислению и биологическому окислению. Стоимость известняка имеет намного большее влияние, чем стоимость электричества, для автоклавного окисления. При этом стоимость энергопотребления и известняка при биологическом окислении следует аналогичным тенденциям. Наличие и стоимость известняка оказывает существенное влияние на целесообразность автоклавного окисления и процесс биологического окисления.

Ожидаемые колебания в извлечении золота в процессах переработки упорных материалов оказывают существенное влияние на эксплуатационную рентабельность. В некоторых работах отмечается, что при обжиге достигается меньший показатель извлечения золота, чем при автоклавном и биологическом окислении<sup>(17)</sup>. Даже если заложить понижение извлечения золота на 10% (-13% от базового сценария), вариант обжига все равно имеет более низкие показатели эксплуатационных затрат на унцию золота, по сравнению с другими двумя технологиями. Исходя из опыта, можно предположить, что извлечение золота может оказаться немногого выше (~2%) при автоклавном окислении, по сравнению с биологическим окислением.



**Рисунок 18: Анализ чувствительности цен на электричество и известняк по трем рассматриваемым технологиям (базовый сценарий, электричество 0,10 дол./кВт.ч, известняк 75 дол./тонну)**



**Рисунок 19: Анализ чувствительности по извлечению золота и серебра по всем трем рассматриваемым технологиям (при условии, что вариабельность извлечения золота и серебра присутствует только для окисленного концентрата, базовый сценарий извлечение Au 95%, Ag 90%)**

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ И ВЫВОДЫ

Концептуальное изучение различных технологических цепочек проведено на двух различных рудных телах. Золото на обоих месторождениях заключено в мышьяк-содержащие сульфидные минералы и требует предварительной обработки перед извлечением.

Для переработки руды А, с высоким содержанием мышьяка и карбоната и производством в объеме 0,6 млн тонн в год, рассматривалось пять вариантов технологий. Высокое содержание карбоната исключает целесообразность кучного биологического окисления. Капитальные затраты на щелочной процесс Альбион, бактериальное чановое выщелачивание и автоклавное выщелачивание находятся приблизительно на одном уровне.

Для переработки руды Б с высоким содержанием серебра и производством в объеме 3,65 млн тонн в год рассматривались три традиционные технологии. Эксплуатационные затраты оказались существенно выше ввиду низкого соотношения золота к серебру, что усложняет переработку руды Б. Капитальные затраты на все три процесса существенно не отличаются. Эксплуатационные расходы на обжиг составляют половину от затрат на биологическое окисление и автоклавное окисление. Однако воздушный обжиг предполагает возможность реализации кислоты, образованной из  $SO_2$ . Кроме того, предполагается, что мышьяк в концентрате можно удержать и стабилизировать в огарке.

Данные сметы были предоставлены заказчикам, с достаточно подробным описанием вариантов для оценки целесообразности проекта. Требуется проведение дополнительных геометаллургических исследований и изучения формы нахождения золота в руде для обоих рудных тел. Перед выполнением инженерных изысканий необходимо провести комплексные испытания по всем вариантам.

## ПРИЗНАТЕЛЬНОСТЬ

Авторы выражают признательность двум горнодобывающим компаниям за разрешение опубликовать сведения. Также благодарим компании Goldfields и Xstrata за предоставленную информацию.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Thomas, KG (2005) Pressure Oxidation Overview, Developments in Mineral Processing Vol 15, MD Adams, Elsevier, p 346-369 [Обзор автоклавного окисления. Разработки в обогащении полезных ископаемых]
2. Thomas, KG and Cole AP (2005) Roasting Developments – especially oxygenated roasting, Developments in Mineral Processing Vol 15, ed MD Adams. [Разработки в области обжига - в частности кислородного обжига]
3. Jones, D.L. Knoerr, S. and Mansanti J. (1990) Processing Options for Buckhorn Sulphide Ore, Gold 90, p261-273. [Варианты переработки сульфидной руды Бакхорн]
4. Fraser KS (1991) Processing of Refractory Gold Ores, KS, Walton, Wells, Minerals Engineering Vol 4 1991 Adams. [Переработка упорных золотых руд]
5. Hourn, M., Rohner, P., Bartsch, P., Ngoviky, K., (2005) Benefits of using the Albion process for a North Queensland project, and a case study of capital and operating cost benefits versus bacterial oxidation and pressure oxidation" Xstrata Technology Report (2005) [Преимущества применения технологии Альбион на проекте в Северном Квинсленде и практический анализ преимуществ в разрезе капитальных и эксплуатационных затрат в сравнении с бактериальным и автоклавным окислением]
6. Filippou, D. & Demopoulos, G.P. (1997): Arsenic Immobilization by Controlled Scorodite Precipitation. Journal of Metals, December, pp 52-55. [Связывание мышьяка за счет контролируемого осаждения скородита]
7. Fujita, T., Taguchi, R., Abumiya, M., Matsumoto, M., Shibata, E. & Nakamura, T. (2008): Novel atmospheric scorodite synthesis by oxidation of ferrous sulphate solution. Part I. Hydrometallurgy, Vol 90, pp 92-102. [Инновационная технология атмосферного синтеза скородита путем окисления раствора сульфата двухвалентного железа. Часть I]
8. Fujita, T., Taguchi, R., Abumiya, M., Matsumoto, M., Shibata, E. & Nakamura, T. (2008): Novel atmospheric scorodite synthesis by oxidation of ferrous sulphate solution. Part II. Effect of temperature and air. Hydrometallurgy. Vol 90, pp 85-91. [Инновационная технология атмосферного синтеза скородита путем окисления раствора сульфата двухвалентного железа. Часть II. Воздействие температуры и воздуха]
9. Harris, B. (2003): The removal of arsenic from process solutions: theory and industrial practice. Hydrometallurgy 2003, Vol 2, pp 1889-1902, TMS, Canla. [Удаление мышьяка из технологических

растворов: теория и промышленная практика]

10. Litz J. F. and Carter, R. W. (1990) Economics of Refractory Gold Ore Processes, 119th TMS Annual Meeting February 18-22, 1990. [Экономика процессов переработки упорных золотых руд]
11. Riveros, P.A., Dutrizac, J.p. & Spencer, P. (2001): Arsenic disposal practices in the metallurgical industry. Canadian Metallurgical Quarterly, Vol 40, No 4 pp 395-420. Canada [Методы утилизации мышьяка в металлургической отрасли]
12. Singhania, S., Wang, Q., Filippou, D. & Demopoulos, G.P. (2005): Acidity, valency and third ion effects on the precipitation of scorodite from mixed sulfate solutions under atmospheric pressure conditions. Met and Mat Trans. B 37B, 189-197. [Воздействие кислотности, валентности и третьего иона на осаждение скородита из смешанных сульфатных растворов в условиях атмосферного давления]
13. Millard M (2005) Processing of High Silver Ores Developments in Mineral Processing Vol 15, MD Adams, Elsevier. [Разработки в области обогащения полезных ископаемых для переработки руд с высоким содержанием серебра]
14. Logan T. C., Seal, T. Brierley. (2007) Whole ore heap Biooxidation of sulphidic Gold Bearing Ores, Biomining (ed D E Rauling and Johnson D B) Springer-Verlog Berlin, Heidelberg, 2007 p112-138. [Кучное биологическое выщелачивание цельной руды применительно к сульфидной золотосодержащей руде]
15. Aswegen PC, van Niekerk J and Olivier W (2008) The Biox process for the treatment of Refractory Gold Concentrates, Biomining (ed D E Rauling and Johnson D B) Springer-Verlog Berlin, Heidelberg, 2007 p [Процесс биологического окисления для переработки упорных золотосодержащих концентратов]
16. Simmons, G.L. (1996) Pressure oxidation process development for treating refractory carbonaceous ores at Twin Creeks. Randol Gold Forum, 1996. [Разработка процесса автоклавного окисления для переработки упорных углеродистых руд на руднике Твин Крикс]
17. Collins, M.J. Yuan, D. . Masters, M. Kalançey R. and Yan L. (2011) Pilot Plant Pressure Oxidation Of Refractory Gold-Silver Concentrate World Gold 2011 Proceedings of the 50<sup>th</sup> Annual Conference of Metallurgists of CIM Montreal, QC, Canada (Edited by G. Deschenes, R. Dimitrakopoulos, J. Bouchard). [Опытная установка автоклавного окисления упорного концентрата с содержанием золота и серебра]
18. Ketcham V. J, O'Reilly J.F and Vardillt W.D. (1993) The Lihir Gold Project; Process Plant Design Minerals Engineering, Vol. 6, Nos. 8-10, pp. 1037-1065. [Золотодобывающий проект Лихир; Проектирование технологической установки]