

# **Пуск в эксплуатацию и вывод на проектную мощность процесса Albion на золотоизвлекательной фабрике GPM GOLD**

Авторы:

<sup>1</sup>Майк Хурн, <sup>1</sup>Пол Фойгт, <sup>1</sup>Даниэль Малла и <sup>2</sup>Дункан У. Тернер

<sup>1</sup>Glencore Technology, Австралия  
<sup>2</sup>Core Resources, Австралия

Докладчик и ответственный автор

**Пол Фойгт**

paul.voigt@glencore.com.au

## **Автореферат**

Проект золотодобычи GPM Gold расположен в Армении и состоит из Зодского карьера недалеко от границы с Азербайджаном и Ааратской золотоизвлекательной фабрики, использующей цикл CIL и расположенной недалеко от границы с Турцией. Добыча руды на Зодском месторождении началась в 1976 году и была, в первую очередь, направлена на извлечение окисленных поверхностных руд, перекрывающих заложенные глубже упорные сульфидные руды. В результате добычи запасы оксидных руд к настоящему времени почти исчерпаны, а содержание сульфидов в руде, поступающей на Ааратскую золотоизвлекательную фабрику, растет. Показатели извлечения золота и серебра по Ааратской фабрике неуклонно снижались.

Компания GeoProMining, собственник проекта, предприняла расширение Ааратской фабрики, чтобы адаптировать ее к эксплуатации в условиях растущего содержания сульфидов в руде. В 2014 году компания GeoProMining предприняла реконструкцию действующей обогатительной фабрики комбината с целью извлечения сульфидного концентрата из руды, а также внедрила процесс Albion™ с целью окисления упорного концентрата. Компания Glencore Technology (GT) осуществила поставку процесса Albion™ в составе технологического пакета.

В июле 2014 года сообщалось о ходе внедрения процесса Albion™ на комбинате GPM Gold (Hourn, Voigt and Turner, 2014). На момент написания настоящей работы, строительство установки было почти закончено. Настоящая статья содержит текущую информацию о ходе осуществления проекта, в частности о вводе в эксплуатацию и выводе на проектную мощность проекта золотодобычи GPM Gold.

Ввод в эксплуатацию осуществлялся в период с июня по август 2014 года и охватывал следующие технологические установки: мельницу тонкого измельчения IsaMill™ M3,000, установку измельчения известняка производительностью 6 тонн в час, кислородную установку вакуумной короткоцикловой адсорбции производительностью 60 тонн в сутки, сгуститель осадка диаметром 10 м и установку окислительного выщелачивания Albion™ производительностью 12 тонн в час. После завершения ввода в эксплуатацию в течение последующих трех месяцев осуществлялся вывод на проектную мощность, при котором на выходе извлечение золота цианированием превышало 98%.

Hourn, M., Voigt, P., & Turner, D., (2014) Development of the Albion Process plant to treat refractory concentrates from the GPM Gold Project, Proceedings – Hydropocess Conference, 2014.

## Проект золотодобычи GPM Gold

Проект золотодобычи GPM Gold принадлежит компании GeoProMining Gold LLC и находится в Армении. Проект состоит из Зодского карьера недалеко от границы с Азербайджаном и Арагатской золотоизвлекательной фабрики, расположенной недалеко от границы с Турцией. Арагатская ЗИФ оснащена установленными в советский период циклами измельчения и флотации мощностью 1 млн. тонн в год и установленным в 1997 году циклом CIL мощностью 1,5 млн. тонн в год. Золотосодержащая руда, добываемая на Зодском руднике, доставляется на Арагатскую золотоизвлекательную фабрику по железной дороге, находящейся в государственной собственности.

Зодское месторождение было первоначально сложено выветрелыми окисленными рудами, перекрывающими заложенные глубже сульфидные руды. Основными сульфидными минералами являются арсенопирит и пирит. В результате добычи запасы окисленных руд были истощены, поэтому в настоящее время Арагатская ЗИФ перерабатывает значительный объем сульфидной руды с растущим содержанием золота, заключенного в упорных сульфидах.

Запасы Зодского месторождения оценивались в августе 2011 года в размере 14,2 млн. тонн при содержании золота 4,3 г/т. По оценкам, выявленные минеральные ресурсы составляли 28 млн. т руды при содержании золота в руде 4,2 г/т, а прогнозные – 16 млн. тонн руды при содержании золота 4,2 г/т.

Компания GeoProMining осуществляет проект расширения Арагатской ЗИФ, заключающийся в повторном вводе в эксплуатацию существующей флотационной обогатительной фабрики для извлечения из руды сульфидного концентрата и строительстве цикла окисления упорных концентратов с использованием процесса Albion (Houra & Turner, 2012). Процесс Albion будет применен для преобразования сульфидов в оксиды с разрушением сульфидной матрицы и высвобождением золота и серебра для последующего извлечения. Хвосты флотационной обогатительной фабрики и процесса Albion будут после объединения поступать в существующий цикл CIL для извлечения золота и серебра в слитках.

Работы по реконструкции обогатительной фабрики и внедрению процесса Albion были начаты в 2013 году, а ввод в эксплуатацию был завершен в августе 2014 года. Процесс Albion имеет проектную мощность по переработке упорного концентрата обогатительной фабрики до 110 000 тонн в год.

## ГЕОЛОГИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МЕСТОРОЖДЕНИЯ

Зодское месторождение находится в Варденисском районе Западной Армении и залегает в вулканогенных и вулканогенно-карбонатных толщах, нарушенных интрузиями габбро-перидотитов, метаморфизованных в серпентиниты (Konstantinov & Grushin, 1970).

Золотая минерализация связана с карбонатным изменением ультраосновных пород и, как правило, приурочена к зонам гидротермально измененных пород, представленных тальк-карбонатными и кварц-карбонатными образованиями. Руда умеренно твердая со средним индексом абразивности.

Золото встречается в виде свободного самородного золота, мелкодисперсного золота в сульфидах мышьяка, теллуристого золота и вторичного самородного золота, оставшегося после окисления сульфидов и теллуридов. Серебро встречается в самородной форме в кварце, халькопирите и пирите, а также в виде теллуристого серебра.

Среднее содержание серы в рудах месторождения составляет 1,4% в весовом отношении, среднее содержание золота и серебра составляет, соответственно, 4,54 г/т и 4,65 г/т. Среднее содержание мышьяка по месторождению составляет 0,3% в весовом отношении. Большая часть сульфидов представлена относительно крупными минеральными зернами. Доминирующими жильными минералами являются кварц, тальк и хлорит, с незначительными включениями магнезита, доломита и кальцита.

## ИСПЫТАНИЯ НА СТАДИИ РАЗРАБОТКИ ПРОЕКТА

Испытания на стадии разработки проекта золотодобычи GPM Gold начались в 2009 году с порционных флотационных тестов и завершились пилотными испытаниями флотации в непрерывном режиме и процесса Albion в мае-июне 2010 года. Для выполнения программы испытаний по всему рудному телу Зодского месторождения было отобрано примерно 4600 кг образцов сульфидных руд. Образцы были классифицированы по типу руды, пространственному расположению и типу образца и объединены в 163 композитные пробы. Композитные пробы были затем сгруппированы по четырем основным рудным телам, выделенным в ресурсах первичных сульфидных руд, - рудные тела 1, 4, 16 и 23.

Диагностические испытания по выщелачиванию и уточнению характеристик руды (Rohner & Andreatidis, 2010) подтвердили, что с использованием традиционной технологии выщелачивания CIL среднее извлечение золота из усредненной руды за срок отработки месторождения составит всего 48% в весовом отношении и что большая часть упорного золота заключена в минералах мышьяка, таких как арсенопирит и мышьяковый колчедан. Анализ методом лазерной абляции показал, что преобладающая часть пирита имеет высокое содержание мышьяка в кристаллической решетке, составляющее в среднем 0,9% в весовом отношении

Испытания по измельчению были проведены с целью получения параметров моделирования, позволяющих определить производительность существующих на Ааратской ЗИФ циклов дробления и измельчения. Было установлено, что средний индекс дробления Бонда составляет 10 кВт·ч/т, индекс абразивности - 0,085, а неограниченная прочность руды на сжатие - 59 кН. Индекс шарового измельчения Бонда составил 16,5 кВт·ч/т, а индекс стержневого измельчения Бонда - 15,8 кВт·ч/т. Моделирование, выполненное SMMC (Morrell, 2010), подтвердило, что цикл измельчения, принятый на Ааратской ЗИФ, сможет перерабатывать ежегодно от 0,9 до 1 млн. тонн руды, поступающей с Зодского месторождения, при условии незначительных доработок.

На исследуемых пробах были выполнены порционные флотационные тесты и тесты в замкнутом цикле, по результатам которых была составлена и принята для проведения для пилотных испытаний в непрерывном режиме технологическая схема, состоящая из коллективной основной флотации и одной стадии перечистной флотации. Пилотные испытания в непрерывном режиме показали, что из руд Зодского месторождения возможно извлечение 93% сульфидов при массовом извлечении 9 - 10%. Извлечение золота в сульфидный концентрат составило 87%, при извлечении серебра 91%. Содержание сульфидов в концентрате составило 16 - 18%.

Анализ усредненного концентрата пилотной перечистной флотации представлен в таблице 1.

**Таблица 1 Результаты дифракционного рентгеновского анализа концентрата перечистной флотации**

Минерал	Химическая формула	(% в весовом)
Не установлено		20.03%
Арсенопирит	FeAs S	6.78%
Халькопирит	CuFeS2	2.43%
Клинохлор	(Fe,Mg)3Fe3AlSi <sub>3</sub> O <sub>10</sub> (OH) <sub>2</sub>	1.58%
Доломит	CaMg(CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	1.30%
Галенит	PbS	0.40%
Магнезит	MgCO <sub>3</sub>	2.80%
Плагиоклаз (альбит)	NaAlSi <sub>3</sub> O <sub>8</sub>	4.50%
Пирит	FeS <sub>2</sub>	36.63%
Пирротит	FeS	5.60%
Кварц	SiO <sub>2</sub>	3.90%
Тальк	Mg <sub>3</sub> Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> (OH) <sub>2</sub>	17.58%

Хвосты флотации содержали 13% золота, а испытания цикла CIL показали, что при умеренном расходе реагентов из хвостов возможно извлечение 60% золота. Мощность цикла CIL на

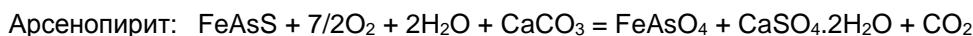
Арагатской ЗИФ значительно превышает потребности проекта (1 млн. тонн в год), поэтому в технологическую схему была включена совместная переработка окисленного флотоконцентрата и хвостов флотации.

По результатам тестов, проведенных с целью получения характеристики мельницы IsaMill при работе на композитной пробе концентрата пилотной установки, было установлено, что удельный расход энергии на измельчение концентрата до желаемой крупности 80% класса 10 мкм составляет 59 кВт·ч/т. Существующий цикл работает с большей крупностью измельчения, составляющей около 12 мкм, при удельном расходе энергии 45 кВт·ч/т. До сих пор большая крупность измельчения не оказывала влияния на извлечение драгоценных металлов.

Были проведены масштабные испытания с целью определить оптимальный показатель pH при окислительном выщелачивании тонкоизмельченных концентратов. Было изучено окислительное выщелачивание в слабокислой среде для селективного окисления минералов арсенопирита, а также выщелачивание при более нейтральном pH. Все тесты были проведены при атмосферном давлении с использованием в качестве окислителя газообразного кислорода.

В конечном счете, для цикла окислительного выщелачивания были выбрано выщелачивание при pH, близком к нейтральному. Выщелачивание при pH, близком к нейтральному, позволяет применять в цикле выщелачивания более дешевые конструкционные материалы и получать конечный осадок с более стабильными фазами мышьяка по результатам испытаний в соответствии с протоколом USEPA TCLP. Расход цианида и извести при переработке осадка, полученного при pH, близком к нейтральному, был наименьшим, а извлечение золота и серебра - наибольшим.

Две основные реакции окислительного выщелачивания, наблюдаемые при pH, близком к нейтральному, следующие:



Затем были проведены контрольные лабораторные испытания окислительного выщелачивания на флотационных концентратах, полученных из руд четырех основных рудных тел Зодского месторождения. Результаты порционных тестов по выщелачиванию были использованы при проведении экономического моделирования, предпринятого, чтобы сравнить капитальные и эксплуатационные затраты на процесс Albion при различной степени окисления сульфидов. Моделирование показало, что при окислении сульфидов 70% обеспечивается наибольшая чистая приведенная стоимость проекта при минимальной ставке доходности 10%. Извлечение золота при данной степени окисления составляет 93%.

Затем были проведены пилотные испытания окислительного выщелачивания в непрерывном режиме на усредненном концентрате. Пилотные испытания в непрерывном режиме подтвердили, что для среднего извлечения золота из усредненного питания 93% необходимо окисление сульфидов 70%. Среднее извлечение серебра составило 80%. Для рабочего проектирования цикла окислительного выщелачивания был принят проектный целевой показатель окисления 75%. Расход кислорода, необходимый для достижения проектного показателя окисления концентрата (75%), составил 336 кг/т, а расход известняка - 326 кг/т. Моделирование масс-баланса и теплового баланса показало, что средняя рабочая температура в цикле окислительного выщелачивания составит 96 °C.

## ОПИСАНИЕ ЗОЛОТОИЗВЛЕКАТЕЛЬНОЙ ФАБРИКИ

### Общее описание

Арагатская золотоизвлекательная фабрика эксплуатируется в условиях жаркого сухого лета и холодной зимы при абсолютной максимальной температуре +42°C, абсолютной минимальной -30°C. Район расположения классифицируется как полупустыня и получает в среднем 238 мм осадков. Максимальная 10-суточная глубина снежного покрова составляет 35 см, а проектная снеговая нагрузка - 70 кг/м<sup>2</sup>. Район является сейсмически активным, поэтому фабрика рассчитана на землетрясение магнитудой 7,2 балла. Технологическая схема проекта GPM Gold показана на рисунке 1.

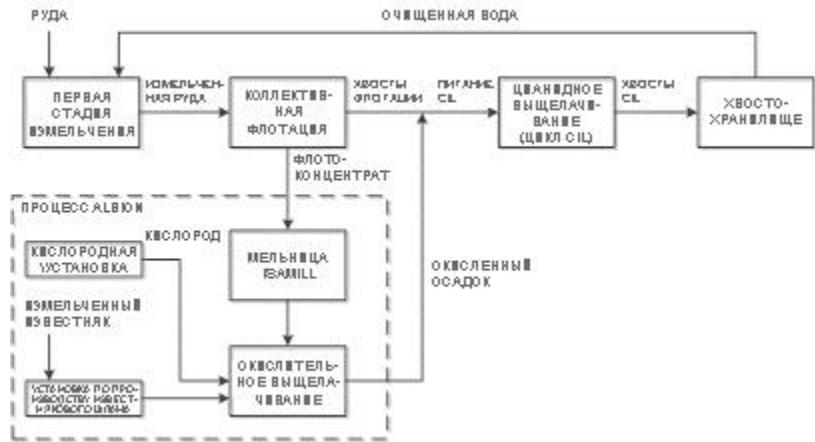


Рисунок 1 - Общая технологическая схема проекта GPM Gold

## Измельчение и флотация

Руду добывают открытым способом на Зодском месторождении и доставляют на склад рядовой руды для усреднения перед дроблением. Дробленую руду доставляют самосвалами к железнодорожному пути и загружают в железнодорожные вагоны для отправки на Ааратскую золотоизвлекательную фабрику. На фабрике вагоны разгружают опрокидывателем в рудные бункера. Из бункеров руду подают с помощью пластинчатого питателя в цикл измельчения.

Цикл измельчения состоит из двух параллельных линий измельчения. На каждой из линий установлена мельница самоизмельчения первой стадии мощностью 1600 кВт, работающая в замкнутом цикле со спиральными классификаторами; после нее установлены две шаровые мельницы второй стадии измельчения мощностью 630 кВт, каждая из которых работает в замкнутом цикле с циклонами. Шаровые мельницы установлены параллельно. Верхний продукт гидроциклонов шаровых мельниц поступает в расходный бак цикла флотации.

Цикл флотации не использовался в течение более чем 10 лет, поэтому проект предусматривал его ремонт и реконструкцию. Существующее оборудование цикла флотации состояло из двух батарей по пять флотомашин в каждой и двух батарей по четыре флотомашины в каждой. Каждая флотомашина оборудована двумя перемешивающими устройствами мощностью 45 кВт; емкость флотомашины составляет примерно 32 м<sup>3</sup>. Рабочее проектирование, закупка и монтаж оборудования были выполнены компанией GPM и привлеченной ей инжиниринговой компанией независимо от Glencore Technology.

Пульпа подается в расходный бак цикла флотации емкостью 25 м<sup>3</sup> с перемешиванием, откуда верхний слив поступает в первую флотомашину и обрабатывается пенообразователем. Подготовленная пульпа затем поступает самотеком во флотомашины предварительной флотации, которые будут использоваться для предварительной флотации талька и углеродистых шламов. Концентрат предварительной флотации поступает самотеком в зумпф для хвостов, а затем в сгуститель хвостов флотации диаметром 15 м.

Хвосты предварительной флотации поступают самотеком во флотомашину подготовки к основной флотации, которая используется для подготовки пульпы сульфатом меди и коллектором к основной флотации. Подготовленная пульпа подается во флотомашины основной/контрольной флотации, используемые для получения концентрата основной флотации для перечистки. Хвосты основной/контрольной флотации поступают в сгуститель хвостов флотации, откуда сгущенный нижний продукт подается в цикл CIL.

Концентрат основной флотации поступает в цикл перечистной флотации. Две батареи флотомашин перечистной флотации работают последовательно с объединением обеих концентратов перечистной флотации в конечный концентрат. Конечный концентрат перечистной флотации подают в сгуститель флотационного концентрата диаметром 10 м, откуда сгущенный нижний продукт поступает в цикл IsaMill для тонкого измельчения. Хвосты перечистной флотации возвращаются в цикл контрольной флотации.

## Процесс Albion™

Процесс Albion сочетает в себе ультратонкое измельчение и окислительное выщелачивание под атмосферным давлением. Процесс Albion™ был разработан в 1994 году компанией Glencore Technology и запатентован по всему миру. В настоящее время эксплуатируется пять предприятий, применяющих процесс Albion.

Первой стадией процесса Albion является тонкое измельчение концентрата. Выщелачивание большинства сульфидных минералов невозможно в условиях атмосферного давления. Ультратонкое измельчение позволяет создать сильное напряжение в кристаллической решетке сульфидных минералов. Благодаря этому количество дефектов кристаллической решетки и трещин по границам зерен увеличивается на несколько порядков по сравнению с неизмельченными минералами. Создание напряжения снижает энергетический барьер активации, который необходимо преодолеть для окисления сульфидов, и делает возможным выщелачивание в условиях атмосферы. Скорость выщелачивания также увеличивается благодаря увеличению площади поверхности минералов.

Тонкое измельчение также предотвращает пассивирование выщелачиваемого минерала продуктами реакции выщелачивания. Пассивирование происходит, когда продукты выщелачивания, такие как оксиды железа и/или элементарная сера, осаждаются на поверхностях выщелачиваемого минерала. Выпавшая в осадок фаза пассивирует минерал, препятствуя доступу окислителей к поверхности минерала.

После тонкого измельчения концентрата пульпа подвергается выщелачиванию в чанах с перемешиванием, причем для окисления сульфидных минералов в пульпу подается кислород. Выщелачивание проводят при атмосферном давлении и автотермически. Избыточное тепло, производимое процессом окисления, отводится посредством увлажнения отходящих из чана газов.

Средняя номинальная мощность технологической установки Albion составляет 94 007 тонн концентрата перечистной флотации в год, что при использовании расчетного коэффициента 15% применительно к средней мощности дает проектную мощность 108 108 тонн в год. Средняя мощность по золоту и серебру составляет 127 000 и 131 000 унций в год, соответственно.

Расход питания цикла тонкого измельчения IsaMill составляет 12,1 т/ч при проектном расходе питания 13,9 тонн концентрата в час и конечной крупности измельчения 80% класса 11 мкм. В период после пуска в эксплуатацию мощность, потребляемая IsaMill для получения указанной крупности измельчения, составляет, как правило, 800 кВт. Доступная приводная мощность мельницы IsaMill M3000 составляет 1120 кВт, поэтому для цикла сверхтонкого измельчения была выбрана эта мельница. Готовый цикл IsaMill на Арагатской ЗИФ показан на рисунке 2. Текущая крупность измельчения составляет, как правило, 80% класса 11 - 12 мкм при удельном расходе энергии 45 кВт·ч/т, обуславливая извлечение золота на последующих стадиях выше проектного.

Тонкоизмельченная пульпа затем перекачивается в емкость для измельченного концентрата с перемешивающим устройством. Цикл окислительного выщелачивания состоит из девяти реакторов выщелачивания Albion емкостью 240 м<sup>3</sup>, рабочей высотой 9,4 м и диаметром 5,4 м каждый. Пульпа в каждом из реакторов перемешивается перемешивающим устройством мощностью 160 кВт с двойным рабочим колесом. Кислород подается шестью кислородными эжекторными трубками HyperSparge, установленными в каждом реакторе. Эжекторные трубы HyperSparge показаны на рисунке 3.

pH пульпы в каждом из реакторов поддерживают на уровне 5,0 - 5,5 путем подачи известнякового шлама.



Рисунок 2 - Цикл измельчения IsaMill - Проект GPM Gold



Рисунок 3 - Эжекторные трубы HyperSparge - Проект GPM Gold

Расчетная скорость окисления сульфидов при окислительном выщелачивании составляет 1800 кг/ч. В условиях окислительного выщелачивания, близких к нейтральным, и при расчетном расходе кислорода 3750 кг/ч продуктом реакции окисления сульфидов является сульфат. Все реакторы выщелачивания Albion обеспечивают скорость переноса кислорода 4700 кг/ч. Расчетная эффективность захвата кислорода в цикле выщелачивания составляла 80%. Существующие на данный момент технологические данные показывают, что эффективность захвата кислорода в настоящее время превышает 90%.

Скорость массопереноса кислорода при окислении сульфидных минералов описывается следующим уравнением (Shuler and Kargi, 2002):

$$\text{Скорость переноса кислорода} = K_L a (C_{\text{sat}} - C) \quad (1)$$

где:

$K_L$  = пленочный коэффициент массопереноса кислорода в пульпу,  $\text{м}^* \text{с}^{-1}$

$a$  = удельная площадь поверхности газа,  $\text{м}^2 * \text{м}^{-3} = \text{м}^{-1}$

$C_{\text{sat}}$  = растворимость кислорода в пульпе в состоянии насыщения,  $\text{г}^* \text{м}^{-3}$

$C$  = содержание кислорода в суспензии в установившемся состоянии,  $\text{г}^* \text{м}^{-3}$

" $K_L$ " и " $a$ " обычно объединяют в коэффициент массопереноса системы. Расчетный показатель  $K_L$  реакторов выщелачивания Albion составляет  $0.12 \text{ с}^{-1}$ . Кислород имеет плохую растворимость в воде, и поэтому для ускорения массопереноса необходимы механические устройства, такие как перемешивающие устройства и распределители. В реакторах выщелачивания Albion кислород подается в емкость через сверхзвуковые кислородные эжекторные трубы HyperSparge. Эжекторная система подачи кислорода HyperSparge обеспечивает высокую интенсивность массопереноса кислорода на границе фаз между сверхзвуковой струей газа и пульпой, с которой она сталкивается, что позволяет уменьшить мощность системы перемешивания.

Приводная мощность перемешивающего устройства, необходимая для получения расчетного коэффициента массопереноса, была определена с помощью эмпирической формулы вида (Nielsen and Villadsen, 1994):

$$K_{La} = A * U_s^\alpha * (P_g / (p_{SL} V))^\beta \quad (2)$$

где:

$A$  = константа, соответствующая ионной силе выщелачивающего раствора

$U_s$  = поверхностная скорость газа в реакторе,  $m^*c^{-1}$

$P_g$  = приводная мощность перемешивающего устройства в газированных условиях, Вт

$p_{SL}$  = плотность пульпы,  $kg^*m^{-3}$

$V$  = объем пульпы,  $m^{-3}$

$\alpha, \beta$  = безразмерные эмпирические константы

Параметры  $A$ ,  $\alpha$  и  $\beta$ , используемые в расчете перемешивающего устройства, были определены по результатам более чем 900 лабораторных и пилотных испытаний массопереноса. Данная формула успешно применялась при масштабировании всех эксплуатируемых в настоящее время установок Albion. С помощью формулы было определено, что приводная мощность составляет 120 кВт для каждого реактора выщелачивания Albion.

Время пребывания в цикле окислительного выщелачивания было рассчитано исходя из константы скорости выщелачивания пирита, установленной в ходе порционных тестов по выщелачиванию и тестов в непрерывном режиме. Окисление пирита в условиях pH, близкого к нейтральному, относится к реакциям первого порядка (Singer and Stumm, 1970), что упрощает масштабирование. Масштабирование времени пребывания было основано на методе Хенейна и Бейглера (Henein & Beigler, 1988). Для цикла окислительного выщелачивания было определено расчетное время пребывания, составившее 40 часов.

Реакторы выщелачивания Albion изготовлены из малолегированной дуплексной стали, имеют диаметр 5460 мм и рабочую высоту от 8100 до 9100 мм. Реакторы выщелачивания Albion были поставлены в виде модульных секций, предназначенных для быстрой сборки на месте монтажа. Каждый реактор собран из 15 панелей, каждая высотой около 2 м и длиной дуги 5,9 м. Эти панели были изготовлены за пределами объекта и доставлены на фабрику в морских контейнерах. Перегородки, стойки для пульпы, крышки емкостей для выщелачивания, платформы для установки перемешивающих устройств и трубы для отходящих газов были поставлены компанией Glencore Technology в составе модульного комплекта. Монтаж цикла окислительного выщелачивания занял минимальное время: все девять реакторов выщелачивания и две емкости для хранения пульпы были собраны за 8 недель. На сборку каждой из последних двух емкостей ушло примерно по три дня. Готовый цикл окислительного выщелачивания показан на рисунке 4.

Верхний слив цикла окислительного выщелачивания будет поступать самотеком по пробоотборнику пульпы в сгуститель диаметром 10 м и сгущаться до 45% твердого вещества по весу перед подачей в цикл CIL. Верхний продукт сгустителя рециркулируется в цикл выщелачивания в зависимости от плотности пульпы, чтобы компенсировать потери от испарения.



**Рисунок 4 - Цикл окислительного выщелачивания - Проект GPM Gold**

Для производства известнякового шлама, используемого для нейтрализации, была построена специальная установка мощностью 6 тонн в час. Известняк для окислительного выщелачивания будет измельчаться до крупности 80% класса 75 мкм в сливной шаровой мельнице мощностью 132 кВт, работающей в замкнутом цикле с циклонами. Верхний продукт циклонов будет поступать в распределительную емкость (150 м<sup>3</sup>) с перемешивающим устройством и подаваться в цикл окислительного выщелачивания по кольцевой магистрали. Известняковый шлам будет поступать к каждому из реакторов выщелачивания Albion по индивидуальной дозировочной линии. В качестве распределительной емкости для известнякового шлама был установлен модульный бак ZipaTank вместимостью 150 м<sup>3</sup> - первый в мире бак этого типа. Бак был собран примерно за 5 дней, после чего внутренние поверхности были покрыты специально подобранный краской. Герметизация швов произошла при первом заполнении емкости. Распределительная емкость для известнякового шлама показана на рисунке 5.



**Рисунок 5 - Емкость для известнякового шлама - Проект GPM Gold**

Две кислородные установки вакуумной короткоциклической адсорбции производительностью 60 тонн в сутки 60 будут работать параллельно, обеспечивая процесс Albion кислородом. Каждая из установок будет подавать кислород чистотой 93% в объемном отношении при максимальном расходе 1745 Нм<sup>3</sup>/ч.

Сгущенный осадок окислительного выщелачивания и сгущенные хвосты флотации будут поступать в смесительный бак емкостью 100 м<sup>3</sup> для усреднения перед подачей в цикл CIL. В цикл CIL будет поступать 137,5 т/ч питания, состоящего из окисленного осадка и хвостов флотации. Будут задействованы все шесть существующих емкостей CIL, обеспечивающих общее время пребывания в цикле CIL, составляющее 41 час. По расчетам, цикл CIL будет потреблять 5,3 кг/т цианида натрия и 10 кг/т извести. Содержание углерода в цикле CIL составит 10 - 15 кг/м<sup>3</sup> при расчетном насыщении углерода 2500 г/т. Общий оборот углерода

составит 7,5 т/сутки; для регенерации углерода будут использованы существующие два цикла элюирования AARL.

Хвосты цикла CIL поступают самотеком на установку нейтрализации цианида, а затем перекачиваются в хвостохранилище. Хвосты будут размещаться в существующем хвостохранилище, расположенном примерно в 6 км от Ааратской золотоизвлекательной фабрики.

Управление технологическим процессом осуществляется с помощью распределенной системы управления (РСУ), установленной в центральной диспетчерской, расположенной между обогатительной фабрикой и процессом Albion. Обучение операторов, занятых непосредственно на производстве и в диспетчерской, было организовано компанией GT и ее субподрядчиками в ходе пуска производства в эксплуатацию. Диспетчерская показана на рисунке 6.



Рисунок 6 - Центральная диспетчерская обогатительной фабрики и процесса Albion.

## СОСТОЯНИЕ ПРОЕКТА И ПРОИЗВОДСТВЕННЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ

Процесс Albion для проекта золотодобычи GPM Gold был поставлен компанией GT по фиксированной цене в виде технологического пакета. Технологический пакет включал рабочее проектирование, механическое оборудование, электрическое оборудование, контрольно-измерительные приборы и аппаратуру, металлоконструкции, платформы, поручни, трубную обвязку и арматуру. Объем поставки включает в себя циклы тонкого измельчения, окислительного выщелачивания и сгущения, а также вспомогательные установки, производящие кислород, известняковый шлам, флокулянт и едкий натр.

Механическая часть проекта была завершена в декабре 2012 года, а большая часть механического оборудования и готовых компонентов была поставлена на объект к маю 2013 года. Общестроительные работы на объекте были завершены в марте 2013 года. Строительство было полностью завершено в апреле 2014 года.

Пуско-наладка была выполнена в апреле-мае 2014 года, ввод в эксплуатацию в рабочем состоянии был начат в мае-июне 2014 года и завершен в августе 2014 года. Руководство и координацию пуска в эксплуатацию осуществляла компания Glencore Technology. Группа, ответственная за пуск в эксплуатацию, состояла из трех представителей Glencore Technology (руководитель/инженер-технолог, инженер-механик, инженер КИП) и выполняла свою работу при поддержке со стороны специалистов по конкретному оборудованию, которых вызывали на объект на важнейших этапах пуска в эксплуатацию. Все прочие виды поддержки оказывал персонал фабрики GPM.

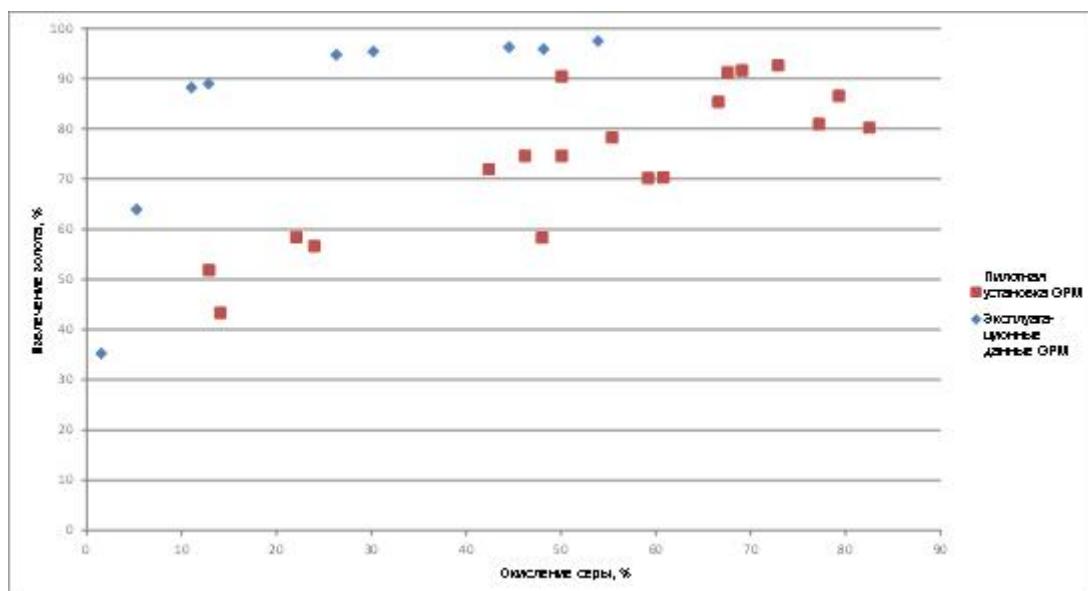
Основная проблема при пуске в эксплуатацию заключалась в неисправности нагнетателя кислородной установки, на замену которого требовалось 12 месяцев. Для проекта были поставлены две кислородные установки, каждая из которых имеет мощность, достаточную для окисления 70% расчетного сульфидного питания, поэтому неисправность нагнетателя

никак не повлияла на мощность фабрики. Нагнетатель будет отремонтирован, и вторая кислородная установка будет пущена к маю 2015 года.

Основная проблема при выводе производства на проектную мощность заключалась в недостаточном количестве и неудовлетворительном качестве питания, поступающего с реконструированной обогатительной фабрики. В настоящее время осуществляется проект, направленный на повышение эффективности обогатительной фабрики, который, как ожидается, будет завершен к октябрю 2015 года.

По состоянию на март 2015 года, реконструированная обогатительная фабрика работала на 60% от проектной мощности благодаря помощи, оказанной GT в марте и позволившей повысить производительность на 30%. Задержки в выводе обогатительной фабрики на проектную мощность не сказались на эффективности процесса Albion, который уверенно обеспечивает извлечение золота на уровне 95% при окислении примерно 50% серы.

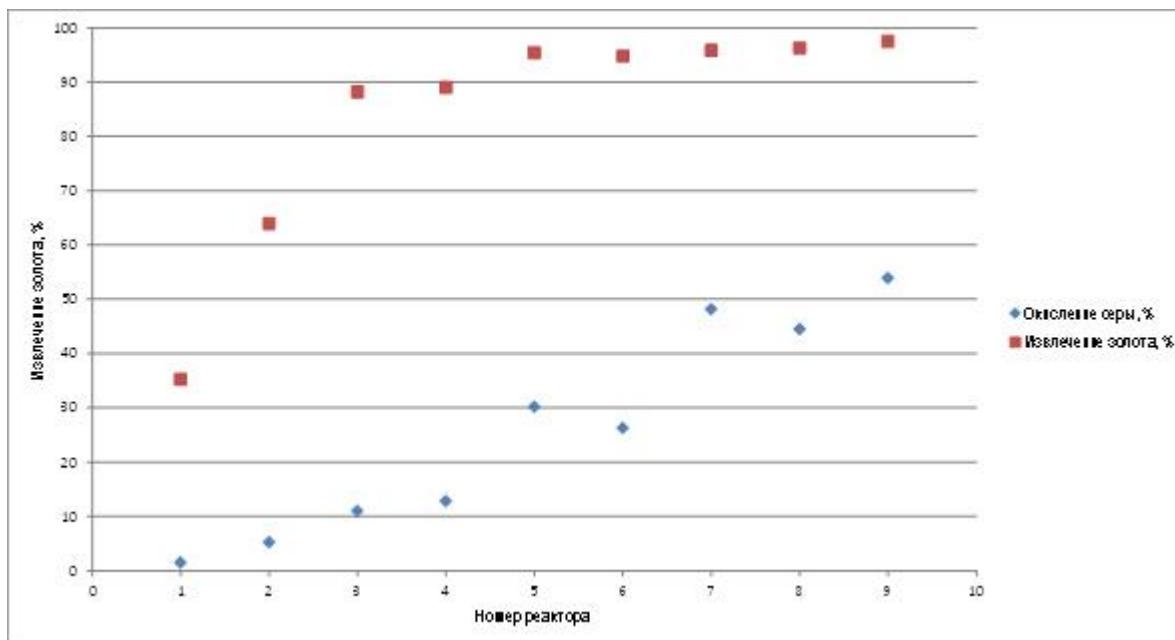
Были собраны технологические данные по девяти реакторам выщелачивания Albion, чтобы определить для каждой емкости показатели окисления серы и последующего извлечения золота. Показатели окисления серы были определены с помощью анализатора серы Leco. Показатели извлечения золота были определены по результатам диагностических тестов в бутылях, проведенных в отношении каждой из отобранных проб в лаборатории GPM, и проверены тестом CIL с перемешиванием в лаборатории в Брисбене. Зависимость между окислением серы и извлечением золота на фабрике по сравнению с результатами пилотных испытаний показана на рисунке 7.



**Рисунок 7 - Зависимость между окислением серы и извлечением золота. Сравнение результатов пилотных испытаний и фактических эксплуатационных показателей.**

Результаты тестов отдельных компонентов питания пилотной установки согласуются с данными показателями окисления и соответствующими показателями извлечения золота.

Профиль окисления серы и извлечения золота был составлен по девяти реакторам выщелачивания вдоль технологической линии. Данные представлены на рисунке 8.



**Рисунок 8 - Профиль окисления серы и извлечения золота в цикле выщелачивания. Фабрика эксплуатируется в режиме пониженной мощности.**

На рисунке 8 показан профиль окисления серы и извлечения золота в цикле выщелачивания. Хотя работает только одна кислородная установка, она производит достаточно кислорода, чтобы повысить производительность при увеличении объема питания, поступающего с обогатительной фабрики.

В настоящее время потребление кислорода составляет примерно 215 кг/т концентрата, что ниже проектного значения 336 кг/т по причине более высокого по сравнению с проектным использованием кислорода и более низкого уровня окисления питания по сравнению с проектными показателями.

Расход извести является в настоящее время очень низким вследствие высокого вовлечения жильных минералов, расходующих кислоту, во флотоконцентрат. Стабилизация состава питания при полной мощности позволит лучше проанализировать расход извести.

Расход цианида в цикле CIL находится в пределах ожидаемого по результатам пилотных испытаний. В настоящее время цикл CIL расходует от 1,8 до 2,2 кг цианида натрия на тонну питания, состоящего из осадка выщелачивания и питания флотации.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Процесс Albion™ был успешно пущен в эксплуатацию на проекте компании GeoProMining за 14 недель. Процесс обеспечивает извлечение золота свыше 95% в цикле цианидного выщелачивания, потребляя 1,8 - 2,2 кг цианида на тонну питания, состоящего из осадка выщелачивания и хвостов флотации.

Процесс работает в режиме пониженной мощности из-за недостаточного объема поступающего концентрата, поскольку наращивание добычи происходит медленнее, чем планировалось. GT продолжает работать совместно GPM над повышением мощности обогатительной фабрики. В конце апреля 2015 года, компания GPM при поддержке GT добилась увеличения мощности обогатительной фабрики на 30%. Пуск второй кислородной установки запланирован на июнь 2015 года, а на полную мощность процесс должен выйти к июлю 2015 года. После вывода процесса на полную мощность, когда станут доступны более полные данные о производственных показателях, включая потребление кислорода и извести, а также окисление серы, использование кислорода и извлечения золота, будет опубликован новый отчет.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Hourn, M., & Turner, D., (2011) Commercialisation of the Albion Process, Proceedings - ALTA Gold Conference, 2012.
2. Hourn, M., Voigt, P., & Turner, D., (2014) Development of the Albion Process plant to treat refractory concentrates from the GPM Gold Project, Proceedings – Hydroprocess Conference, 2014.
3. Konstantinov, M., & Grushin, V. (1970) Geologic Position of the Zod-Agduzdag Gold-ore Node in Transcaucasia. International Geology Review, 12(12), 1447-1453.
4. Rohner, R., Andreatidis, J. (2010) Bankable Feasibility Report, Geopromining Gold LLC, Zod Upgrade Project Volume 3, Metallurgy And Processing.
5. Singer, P., & Stumm, W. (1970) Acidic Mine Drainage: The Rate Determining Step. Science, 167, P.1121-1123.
6. Nielsen J, & Villadsen J. (1994) Bioreaction Engineering Principles. New York: Plenum Press. P 295–342.
7. Shuler, M., & Kargi, F. (2002) Bioprocess Engineering: Basic Concepts, 2nd Ed. Englewood Cliffs, Nj: Prentice-Hall. P 171.
8. Henein H., & Biegler, L. (1988) Optimization Of Reactor Volumes For Topochemical Reactions, Trans. Inst. Min. Metall., 97, Pp.C215-223.
9. Morrell, S. (2010) Estimates of the Throughput of the Ararat Comminution Circuit