

OMNIA LANGUAGE SOLUTIONS S.r.l.
TRADUZIONI - INTERPRETI - CORSI DI LINGUE
Via Corridoni, 17 - 24124 BERGAMO
C. F. e P. IVA 03372760169

Progettazione di Impianto di Trattamento del minerale

e Stima dei Costi

relativi al

Progetto Piombo-Zinco Gorno di Alta Zinc Ltd.

Regione Lombardia.



Redatto da Holland and Holland Consultants.

*9 Nevis Close, Linslade, Bedfordshire, Inghilterra. LU7 2XD
del 31 ottobre 2021.*

Consulenti Tecnici per le Industrie di Trattamento dei Minerali.

HOLLAND AND HOLLAND CONSULTANTS
9 Nevis Close, Linslade, Leighton Buzzard, Bedfordshire,
Inghilterra. LU7 2XD.

Tel: (44)+1525 378294. Cell: (44)+7787368738.

e-mail: Len@holland-holland.uk

<u>Indice.</u>	Pagina
1.0. PREMESSA.	4
2.0. SINTESI E CONCLUSIONI.	5
3.0. PROVE METALLURGICHE.	7
3.1. PROCEDURE PER L'ESECUZIONE DI TEST METALLURGICI.	7
3.1.1. Mineralogia.	7
3.1.2. Prove di pre-concentrazione del minerale metallifero.	7
3.1.2.1. TOMRA.	7
3.1.2.2. Steinert.	8
3.1.3. Comminuzione.	8
3.1.4. Flottazione.	9
3.1.5. Filtrazione.	9
3.1.6. Risultati metallurgici previsti.	10
3.1.6.1. Pre-concentrazione dei minerali.	10
3.1.6.2. Flottazione.	10
3.2. AFFERMAZIONI.	10
3.2.1. Minerale grezzo (R.O.M.).	10
3.2.2. Pre-concentrazione dei minerali.	11
3.2.3. Flottazione.	11
3.2.4. Drenaggio.	11
3.2.5. Pre-concentrazione dei campioni.	11
3.2.6. Altri fattori.	11
3.3. STIMA COMPLESSIVA DI RECUPERO.	12
4.0. PROGETTAZIONE DELL'IMPIANTO.	13
4.1. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO.	14
4.1.1. Deposito di minerale metallifero grezzo.	14
4.1.2. Frantumazione secondaria.	14
4.1.3. Pre-concentrazione dei minerali.	14
4.1.4. Frantumazione terziaria.	14
4.1.5. Residui dalla pre-concentrazione del minerale metallifero.	15
4.1.6. Macinazione.	15
4.1.7. Flottazione.	15

4.1.8. Addensamento e filtrazione degli scarti.	16
4.1.9. Addensamento e filtrazione del concentrato (presso il sito Turbina)..	16
4.1.10. Gestione del concentrato.	17
4.2. CONTROLLO DEL TRATTAMENTO.	17
4.3. STRUTTURE DI LABORATORIO.	17
4.4. SCHEMA DI TRATTAMENTO ED ELENCO DELLE ATTREZZATURE.	18
5.0. SERVIZI E MATERIALI DI CONSUMO.	25
5.1. ENERGIA.	25
5.2. ACQUA.	25
5.3. REAGENTI.	25
5.4. MEZZI IMPIEGATI NELLA FRANTUMAZIONE E PARTI SOGGETTE A USURA.	26
6.0. COSTI DI UTILIZZO.	27
6.1. PERSONALE.	27
6.2. ENERGIA.	28
6.3. MEZZI IMPIEGATI NELLA FRANTUMAZIONE E PARTI SOGGETTE A USURA.	30
6.4. REAGENTI.	30
6.5. PEZZI DI RICAMBIO.	30
6.6. ALTRI COSTI DI TRATTAMENTO.	31
6.7. SINTESI DEI COSTI DI UTILIZZO.	31
7.0. COSTI IN CONTO CAPITALE.	33
Appendice 1: Bilancio materiali per 2220 t/g (800 Kt/a) ex miniera.	36
Appendice 2: Cronoprogramma preliminare del progetto.	38
Figura 1: Schema dell'impianto di trattamento situato presso i siti Z.I.A. e Turbina.	19
Figura 2: Schema dell'impianto di produzione di pasta da riempimento e bilancio materie.	20
Figura 3: Planimetria dell'impianto di trattamento del sito Z.I.A	21
Figura 4: Impianto di trattamento del concentrato e dell'acqua del sito Turbina.	22
Figura 5: Bilancio idrico complessivo.	25

1.0. PREMESSA.

Il Progetto Zinco Gorno (GZP) è detenuto e gestito da Alta Zinc Limited (AZL) tramite la filiale italiana interamente controllata Energia Minerals Italia S.r.l. (EMI).

Lycopodium Limited (LL) con sede a Perth, Australia, ha effettuato, per conto di EMI, uno Studio di Pre-Fattibilità (PFS) relativo al Progetto Zinco Gorno, comprensivo di prove metallurgiche di flottazione effettuate da Grinding Solutions Limited (GSL), azienda con sede nel Regno Unito e dall'australiana ALS (ALS) sotto la supervisione della stessa Lycopodium.

Sempre sotto la supervisione di LL sono stati eseguite ulteriori prove di pre-concentrazione del minerale metallifero, comminuzione, addensamento e filtrazione.

AZL ha deciso di avvalersi dei servizi di Holland and Holland Consultants (HNH), con sede nel Regno Unito, al fine di revisionare la sezione metallurgica del PFS e condividere gli esiti delle prove metallurgiche per definire un design di trattamento comprensivo di stime dei costi di utilizzo e in conto capitale.

La sezione metallurgica del PFS di LL è stata revisionata e i “dati grezzi” (schede di registrazione delle prove di laboratorio) sono stati richiesti a GSL e ALS al fine di predisporre una valutazione indipendente delle conclusioni tratte nel PFS.

Non tutti i risultati riportati nel PFS erano disponibili come “dati grezzi”. Viceversa, risultavano disponibili come “dati grezzi” diverse prove non incluse nel PFS.

La presente relazione fornisce una revisione indipendente della sezione metallurgica del rapporto stilato da LL, comprensiva dei risultati e delle conclusioni delle prove effettuate. Tali conclusioni e i parametri di prova sono stati utilizzati nella definizione di un diagramma di flusso del progetto, dei costi di utilizzo e dei costi in conto capitale, quale stima per la valutazione del progetto.

2.0. SINTESI E CONCLUSIONI.

Lo studio di pre-fattibilità realizzato dall'australiana Lycopodium Limited conferma la fattibilità, in Regione Lombardia, del progetto Gorno di proprietà di AZL attraverso la controllata EMI.

Il progetto prevede un tasso di produzione mineraria di 800.000 tonnellate annue, pre-concentrato, tramite sistema di cernita a sensori, per 520.000 tonnellate annue in ingresso all'impianto di trattamento.

L'impianto di trattamento effettuerà, come prima cosa, i processi di frantumazione e vagliatura convenzionale fino a 70 mm. In seguito, procederà con una fase di pre-concentrazione tramite due impianti di cernita, rispettivamente a +30 mm e +10 mm, in parallelo. I residui di trattamento, costituiti da aggregato sterile, verranno riportati alla miniera sotterranea, mentre i pre-concentrati subiranno un'ulteriore fase di frantumazione a 20 mm prima di essere ricombinati con i materiali fini da -10 mm ai fini dello stoccaggio che precede la macinazione.

Il circuito di macinazione consisterà in un mulino a sfere a singolo stadio per la riduzione del minerale a 110 micron nominali per la flottazione.

Si prevede che ulteriori prove dimostreranno che un materiale calcareo può essere sottoposto a flottazione preliminare, prima di un impianto di flottazione piombo-zinco sequenziale. Nel caso in cui non sia possibile sottoporre il materiale calcareo a flottazione preliminare, questo sarà abbattuto, come confermato dagli esiti delle prove.

I concentrati vengono presso-filtrati per ridurre il contenuto idrico al di sotto dei parametri per il trasporto (TSL), mentre gli scarti verranno addensati a costituire la miscela per la ripiena dei vuoti estrattivi, in sottosuolo.

Di seguito vengono riportate i risultati metallurgici previsti, relativi all'impianto di flottazione:

Tabella 2.a. Risultati metallurgici previsti riferiti all'impianto di trattamento del minerale pre-concentrato.

F-C=T	Grammi	TENORI				RECUPERI			
		Pb	Zn	Fe	Ag	Pb	Zn	Fe	Ag
Alimentazione	1957,75	3,37	12,3	1,42	45	100	100	100	100
Pb Concentrato	66,07	75,7	3,8	0,8	789,5	75,9	1,0	1,9	58,9
Zn Concentrato	366,15	1,1	62,9	0,6	59	6,2	96,0	8,1	24,4
Sterile	1525,53	0,8	0,5	1,6	9,7	18,0	2,9	90,0	16,7

Di seguito si riportano i costi di utilizzo previsti riferiti all'impianto:

Tabella 2.b. Costi di utilizzo previsti dell'impianto.

Sintesi dei costi di utilizzo	Costo €*000	Costo/t estratto	Costo/t macinata
Elemento	Annuo	€uro	€uro
Personale	3.727.949	4,660	7,17
Energia	2.097.485	2,622	4,03
Parti soggette a usura	777.490	0,972	1,50
Pezzi di ricambio	792.800	0,991	1,52
Reagenti	3.083.990	3,855	5,93
Insaccatura di concentrato**	514.800	0,644	0,99
Contingenza	160.000	0,200	0,31
Costi di Utilizzo Totali in euro	10.479.713	13,94	21,45

Di seguito si riportano i costi in conto capitale previsti riferiti all'impianto:

Tabella 2.c. Costi in conto capitale previsti dell'impianto.

Struttura dei Costi in conto Capitale dell'Impianto di Trattamento	€uro * 000
Costi delle attrezzature meccaniche acquistate	15856
Costo delle attrezzature installate	22198
Edifici e sviluppo del sito	17759
Servizi	9990
TOTALE Costi dell'impianto fisico	49946
Ingegneria e costruzione	8741
Contingenza	12487
Costo totale del capitale fisso dell'impianto €	71174

La Figura 1 riporta un diagramma di flusso, mentre l'Appendice 1 include un bilancio del materiale. Il dettaglio dei costi di utilizzo ed in conto capitale è riportato alle sezioni 6 e 7. La durata di realizzazione prevista dell'impianto è di 7 mesi, successiva a una fase di preparazione del sito di 2-3 mesi. Il collaudo metallurgico relativo al livello di studio DFS sarà incentrato sulle prove confirmatorie e di variabilità che si prevede richiedano 6 mesi dall'avvio.

3.0. PROVE METALLURGICHE.

Un ampio programma di prove metallurgiche è stato eseguito nel laboratorio di Grinding Solutions Limited (GSL) con sede in Cornovaglia, Regno Unito, seguito dall'utilizzo di un impianto pilota presso lo stabilimento di Wardell Armstrong International (WAI) in Cornovaglia, supervisionato e diretto da GSL. Un ulteriore programma di test, volto a ottimizzare i parametri di flottazione dei risultati di GSL, è stato completato nel laboratorio ALS di Adelaide, Australia.

Ulteriori prove sono state effettuate in strutture dedicate al settore della mineralogia, a prove di pre-concentrazione, comminuzione e drenaggio, come illustrato di seguito.

Il programma di prove è stato condotto su un campione di 120 tonnellate prelevato dal livello 940m RL della miniera, rappresentativo degli scisti neri mineralizzati di Zorzone. Tutto il campione è stato sottoposto a vagliatura e il materiale avente granulometria di +12 mm a cernita dei minerali. Il prodotto della pre-concentrazione del minerale metallifero è stato miscelato con i materiali fini vagliati, e inviato per le prove metallurgiche. Il test di variabilità è stato limitato a campioni di Zorzone prelevati tramite carotaggio. I restanti depositi di Pian Bracca e Ponente, che all'epoca non erano stati perforati per la valutazione metallurgica, rientreranno in un futuro programma di test.

3.1. PROCEDURE PER L'ESECUZIONE DI TEST METALLURGICI.

Le prove metallurgiche sono state effettuate presso i laboratori GSL in Cornovaglia, Inghilterra, accompagnate da ulteriori test di supporto effettuati nei laboratori ALS di Adelaide, Australia. Entrambi i laboratori sono accreditati e riconosciuti a livello internazionale. Altri laboratori di livello internazionale sono stati utilizzati per le prove di supporto, come specificato di seguito.

3.1.1. Mineralogia.

L'esame mineralogico di undici campioni dalla risorsa Gorno è stato effettuato dal Laboratorio Mineralogico Townend (Australia). La composizione mineralogica ha rilevato che il solfuro di piombo è associato alla galena ad alto contenuto di argento, mentre il solfuro di zinco è associato a sfalerite ad alto tenore di zinco e basso contenuto di ferro. Le curve di rilascio hanno indicato che si possono ottenere recuperi opportuni con una macinazione primaria da 100-150 micron nominali, oltre a una raffinazione a galena che otterrebbe tenori accettabili. La mineralizzazione a ganga era prevalentemente associata a calcite e a miche/argille (fengite).

3.1.2. Test di pre-concentrazione del minerale metallifero.

Il campione globale del minerale di Zorzone grezzo (R.O.M.) è stato diluito con il 15% di roccia di scarto prima di essere trasferito, al fine di rappresentare il tenore medio, per le prove di pre-concentrazione del minerale metallifero.

3.1.2.1. TOMRA.

Le prove di pre-concentrazione del minerale condotte da TOMRA hanno evidenziato che nominalmente il 50% del materiale prelevato di alimentazione del separatore (-70+12,5 mm) può

essere scartato come sterile, con un recupero nominale di metallo del 95%. Il materiale da -70+12,5 mm inviato per la pre-concentrazione del minerale rappresenta nominalmente il 75% del campione globale. Questo campione destinato al separatore del minerale metallifero è stato prelevato presso la sede di TOMRA prima della pre-concentrazione e ha generato un ulteriore 20% di materiale fine. L'opzione di pre-concentrazione di minerale asciutto sarà presa in esame nella successiva fase di prova. Di seguito si riporta la sintesi dei pesi riferiti al programma di prove TOMRA:

Tabella 3.a. Recupero in peso previsto da pre-concentrazione del minerale.

Prodotto	Peso % relativo
Campione prelevato in miniera	85
Aggiunta di sterile	15
Campione vagliato a Gorno	100
Campioni inviati a TOMRA	76
Materiali fini TOMRA per alimentazione al 15%	11
Scarti TOMRA come sterile 50%	32,5
Prodotto TOMRA come pre-concentrato	32,5

3.1.2.2 Steinert.

Le prove condotte da Steinert che si sono sovrapposte a quelle di TOMRA ne hanno avvalorato i risultati. Tuttavia, i test eseguiti da Steinert non hanno esteso le impostazioni del livello di sensibilità in maniera sufficiente da consentire un maggior scarto di materiale di sterile.

I risultati del programma di prove di TOMRA sono stati utilizzati nella previsione metallurgica.

3.1.3 Comminuzione.

Le prove di variabilità della macinazione semi-autogena (SAG) e i test degli Indici di Lavoro dei Mulini a Sfere (BBWi) eseguiti su carotaggi hanno evidenziato che la relativa bassa durezza del tout venant richiede una minore potenza per il circuito di macinazione.

Il test di variabilità SAG ha fornito un valore medio di 5,02kWh/t, variabile tra 4,72 e 5,56 kWh/t, con una dimensione di trasferimento di 1,7 mm.

I test degli Indici di Lavoro dei Mulini a Sfere (BBWi) hanno evidenziato una gamma compresa tra 10,26 e 13,41 kWh/t metrica, con una dimensione del prodotto pari a 100-107 micron e una media di 11,8 kWh/t a 104 micron.

3.1.4 Flottazione.

GLS ha condotto un ampio programma di prove di flottazione per lotti, seguito da una serie di Prove a Ciclo Chiuso (LCT), volti a stabilire i recuperi metallurgici previsti.

Sono stati riscontrati problemi con la ganga calcarea non solforosa (NSG) che ha diluito il concentrato di piombo a tenori relativamente bassi. Tutte le prove erano quindi finalizzate all'abbattimento del materiale calcareo dai concentrati di piombo e zinco.

Secondo quanto riferito, le prove a ciclo chiuso condotte da GLS hanno permesso di ottenere prodotti con un contenuto di piombo pari al 68,7%, un tasso di recupero del 71,6% e un tenore di zinco del 62,9%, con un recupero del 95,9%. A un esame dettagliato dei dati di test, le prove LCT non hanno evidenziato sufficiente stabilità. Successivamente al programma di prove di GLS, sono stati effettuati ulteriori lavori presso la sede di ALS (Adelaide, Australia) sotto la supervisione di Robert Bresca di RFB Consulting.

Il programma di prove di ALS ha consentito di innalzare il diametro del macinato primario a P80 120 μm senza influenzare i recuperi del grezzo. La macinazione del concentrato grezzo di piombo a 30-34 μm si è resa necessaria per ottenere tenori commerciabili a livello dei depuratori. Il programma di prove di ALS ha inoltre ridotto significativamente il regime di reagenti precedentemente sviluppato da GSL. Il programma di prove a ciclo chiuso di ALS è stato condotto sul campione arricchito proveniente dalla pre-concentrazione del minerale metallifero con TOMRA, combinato con i materiali fini vagliati e un campione misto solfuro-ossido. I test eseguiti sulla miscela solfuro-ossido hanno evidenziato una minima interferenza dell'ossido mineralizzato sul rendimento del solfuro mineralizzato. Il programma di prove a ciclo chiuso condotto da ALS ha permesso di ottenere un concentrato di piombo con un tenore del 75,8% di piombo e un recupero del 74,2%, oltre a un concentrato di zinco con un tenore del 63,3% di zinco e un recupero del 96,0%. Le prove a ciclo chiuso LCT 21 condotte nel laboratorio ALS sono state scelte come base per la progettazione dell'impianto di flottazione di Gorno.

Il programma di prove di variabilità condotto su cinque campioni di solfuri è stato effettuato da ALS per definire l'input relativo alle previsioni metallurgiche per tenori variabili di alimentazione.

3.1.5 Filtrazione.

Paterson and Cooke (UK) Ltd (P&C) ha condotto un test di filtrazione su due campioni di concentrato, uno di piombo e uno di zinco, e su un campione di scarti di flottazione. Tali campioni sono stati prelevati nell'ambito della campagna dell'impianto pilota WAI. Il test di filtrazione era finalizzato all'identificazione dei parametri di progettazione degli impianti di drenaggio.

Le prove hanno rivelato che entrambi i concentrati di piombo e zinco possono essere filtrati fino a un contenuto finale di umidità del 10%, mediante un filtro a pressione positiva e ad aria secca. I valori relativi al limite di umidità trasportabile (TML) non sono stati rilevati.

3.1.6 Risultati metallurgici previsti.

Di seguito vengono riportati i risultati metallurgici previsti utilizzati come input nella progettazione dell'impianto.

3.1.6.1 Pre-concentrazione dei minerali.

Sulla base del minerale grezzo (R.O.M.) che rappresenta il 100%, l'impianto riceverà nominalmente il 65% del peso di alimentazione pre-concentrata con un miglioramento nominale pari a 1,55 volte del tenore di alimentazione del R.O.M. Ciò presuppone un'alimentazione con lavaggio al pre-concentratore del minerale.

3.1.6.2 Flottazione.

Sulla base della flottazione dei solfuri mineralizzati, con un separatore di minerale come pre-concentratore, e un'alimentazione nominale della flottazione compresa tra il 3 e il 3,5% di Pb, e tra il 12 e il 12,5% di Zn, i risultati delle prove a ciclo chiuso LCT 21 sarebbero una rappresentazione accettabile della metallurgia prevista.

Tabella 3.b. Metallurgia prevista relativa a un R.O.M. di alimentazione di solfuri.

F-C=T	TENORI					RECUPERI			
	Grammi	Pb	Zn	Fe	Ag	Pb	Zn	Fe	Ag
Alimentazione	1957,75	3,37	12,3	1,42	45	100	100	100	100
Pb Concentrato	66,07	75,7	3,8	0,8	789,5	75,9	1,0	1,9	58,9
Zn Concentrato	366,15	1,1	62,9	0,6	59	6,2	96,0	8,1	24,4
Scarti	1525,53	0,8	0,5	1,6	9,7	18,0	2,9	90,0	16,7

A tenori di alimentazione inferiori, i seguenti valori sarebbero più rappresentativi:

Tabella 3.c. Metallurgia prevista relativa a un'alimentazione di solfuri di tenore inferiore R.O.M.

Cicli	TENORI				RECUPERI		
	Grammi	Pb	Zn	Ag	Pb	Zn	Ag
Alimentazione	2445,5	2,13	8,64	29,14	100	100	100
Pb Concentrato	59,7	64,19	3,12	741,2	73,51	0,88	62,08
Zn Concentrato	291	0,78	66,58	33,9	4,38	91,74	13,85
Scarti	2094,8	0,55	0,74	8,2	22,11	7,38	24,07

3.2. AFFERMAZIONI.

Le seguenti affermazioni sono state proposte rispetto a ciascuna sezione del programma metallurgico di prova quando si interpretano i risultati riguardo alla progettazione dell'impianto di trattamento.

3.2.1. Minerale grezzo (R.O.M.).

Il minerale grezzo (Run-of-Mine) sarà prevalentemente costituito da solfuro mineralizzato con solo poca quantità di ossido mineralizzato. Potrebbe esserci l'opportunità di uno studio basato su uno scambio per aumentare la dimensione della frammentazione e ridurre la

produzione di materiali fini durante il trattamento di frantumazione, con conseguente miglioramento della frazione di scarto derivante dalla pre-concentrazione del minerale.

3.2.2. Pre-concentrazione dei minerali.

La diluizione con sterile del 15% aggiunta al campione globale di R.O.M. (da 210t) prima del programma di prove di pre-concentrazione del minerale era rappresentativa del minerale R.O.M. da estrarre in futuro. Qualsiasi scostamento dalla rappresentatività può avere un impatto sul rendimento dell'impianto di trattamento.

3.2.3. Flottazione.

Il programma di prove metallurgiche ha avuto come risultato l'abbattimento dello scisto calcareo per generare concentrati puliti di piombo e zinco. È stato ipotizzato che il futuro programma di prove semplificherà il diagramma di flusso e lo schema dei reagenti richiesti per il circuito di flottazione dell'impianto di trattamento, stabilendo un pre-galleggiamento calcareo. Tuttavia, i tempi di residenza nell'impianto di flottazione e lo schema dei reagenti sono stati utilizzati nelle stime dei costi di utilizzo e in conto capitale.

3.2.4. Drenaggio.

I concentrati e gli scarti generati nell'ambito della campagna dell'impianto pilota sono rappresentativi dei concentrati e degli scarti che saranno generati nell'impianto di trattamento.

3.2.5. Pre-concentrazione dei campioni.

Il campione globale di scisto nero mineralizzato di 210 tonnellate prelevato dal livello 940m RL è considerato rappresentativo della maggior parte della mineralizzazione di Zorzone, che sarà estratta durante i primi anni di funzionamento. Tuttavia, è stato determinato che il campione globale è rimasto esposto in superficie per 10 mesi prima di essere inviato a TOMRA. L'ispezione dei campioni globali ha evidenziato un contenuto di umidità significativamente maggiore e materiali fini che non sono stati rilevati nel fronte minerario da cui il campione è stato prelevato. Sia l'umidità aggiuntiva che i materiali fini sono dannosi per l'efficienza complessiva e i campioni futuri devono essere trasportati e conservati per garantire che non si verifichino ulteriori infiltrazioni d'acqua o danni da trasporto. Ulteriori campioni prelevati da Pian Bracca e Ponente saranno testati durante la successiva fase di prove metallurgiche per completare la variabilità dei recuperi metallurgici e i parametri di progettazione, relativi alla progettazione definitiva del trattamento.

3.2.6. Altri fattori.

Mentre le prove a ciclo chiuso indicano il potenziale relativo ai tenori e ai recuperi dell'impianto definitivo, non è noto se l'acqua proveniente dal drenaggio degli scarti possa essere riciclata in tutto l'impianto. Sono necessari ulteriori test per confermare il sistema di reticolazione e distribuzione dell'acqua. La reticolazione dell'acqua non avrà comunque alcun effetto negativo sulle previsioni metallurgiche.

Tutti i concentrati sono “puliti” e si prevede siano di qualità elevata e che rientrino nel primo quartile del 25% per la commerciabilità globale.

3.3. STIMA COMPLESSIVA DI RECUPERO.

Sulla base del programma di prove di pre-concentrazione del minerale e dei risultati attesi della flottazione, compresa la perdita di Zn che viene riportato al concentrato di Pb, si propone che i valori dei recuperi/perdite riportati in Tabella 3.d. siano usati nel modello finanziario, fino al completamento di un ulteriore programma di test.

Tabella 3.d. Recuperi previsti in peso e metallo.

Flusso	Massa %	Recupero/Perdita di Pb in %	Recupero/Perdita di Zn in %
Alimentazione del minerale	100	100	100
Materiali fini <12,5 mm	30	30	30
Alimentazione dei pre-concentratori	70	70	70
Scarti dei pre-concentratori	35	5	5
Accettazione dei pre-concentratori	35	95	95
Alimentazione del mulino a sfere	$30 + 35 = 65$	98,1	98,1
Concentrato di mica	$5\% \times 65 = 3,2$	0	0
Alimentazione di Piombo	$65 - 3,2 = 61,8$	98,1	98,1
Concentrato di Piombo	$5\% \times 61,8 = 3,1$	$75,9\% \times 98,1 = 74,5$	$1,0\% \times 98,1 = 1,0$
Alimentazione di Zinco	$61,8 - 3,1 = 58,7$	$95,7 - 74,5 = 21,2$	$95,7 - 1,0 = 94,7$
Concentrato di Zinco	$20\% \times 58,7 = 11,7$	$6\% \times 21,2 = 1,3$	$96\% \times 94,7 = 90,9$
Scarti di Zinco	$58,7 - 11,7 = 47,0$	$21,2 - 1,3 = 19,9$	$94,7 - 90,9 = 3,8$

4.0. PROGETTAZIONE DELL'IMPIANTO.

Il programma di prove fornisce opportuni parametri di base necessari all'elaborazione di un progetto di impianto di trattamento commisurato al livello di studio in fase di sviluppo. Il progetto relativo all'impianto di trattamento consentirà di trattare la mineralizzazione prevista della risorsa Zorzone con ulteriori prove condotte su risorse aggiuntive programmate nella successiva fase di sviluppo.

La progettazione dell'impianto di trattamento si basa sulla tecnologia di ultima generazione più adatta con il minimo rischio tecnico, commisurato alla semplicità di utilizzo. Dove conveniente, sarà fornita una strumentazione di controllo per massimizzare l'efficienza del trattamento.

Un sistema di abbattimento polveri sarà installato in tutte le aree di gestione del minerale per prevenire le fuoriuscite, mentre le strutture di contenimento degli impianti ridurranno i livelli di rumorosità al di sotto dei valori di soglia.

L'impianto è stato progettato sulla base di un tasso di produzione mineraria di 800.000 tonnellate annue (800 Kt/a) e di 520 Kt/a nominali, mediante macinazione e flottazione, equivalenti a 1.444 tonnellate giornaliere.

L'attuale impianto di trattamento sarà realizzato all'interno della Zona Industriale di Zorzone (Z.I.A.), situata in Val Vedra, affluente di destra orografica del Rio Parina, alta Val Brembana, sul lato occidentale della miniera di Gorno. La scelta del sito è motivata dall'adiacenza e ubicazione alla stessa altitudine del centro dell'attuale mineralizzazione di Zorzone, situata a 1 km a nord, che consente di ottimizzare il trasporto del minerale all'esterno della miniera e la ripresa in carico per il riempimento in pasta. Tuttavia, la rete stradale limitata della Val Brembana preclude il trasporto di quantità significative di concentrato e di scarti derivanti dalla pre-concentrazione del minerale metallifero all'esterno del sito Z.I.A. Il sito Z.I.A. offre l'ulteriore vantaggio di essere stato classificato per l'uso artigianale e di disporre di collegamenti elettrici, idrici e ad altri servizi di rete.

Fortunatamente, negli anni '70 la miniera di Gorno ha sviluppato un percorso di trasporto su rotaia con la Discenderia Riso-Parina (lungo circa 11 km) che collega il lato ovest della miniera (di Zorzone) al lato est della miniera di Riso, in Val Seriana, tramite il portale situato nella frazione di Riso. Delle due località, la Val Seriana offre migliori collegamenti all'arteria principale (SS 617) che dista solo 3,2 km ed è collegata da una strada piana asfaltata. Al fine di minimizzare la perturbazione del traffico sfruttando i migliori collegamenti stradali dalla Val Seriana, tutto il concentrato e i residui della pre-concentrazione del minerale (sottoprodotti calcarei) lasceranno la miniera attraverso il portale di Riso.

In virtù di questa configurazione l'impianto di trattamento è diviso tra il sito Z.I.A. in cui hanno luogo i trattamenti di frantumazione, macinazione minerale metallifero separato, la flottazione e la produzione di pasta da riempimento; e il sito Turbina (nelle vicinanze di Riso) per quanto concerne l'addensamento e la filtrazione del concentrato. Il sito Z.I.A. e il sito Turbina saranno collegati da due condotte separate per i fanghi di concentrato e da un sistema di trasporto degli sterili (ovvero degli scarti derivanti dalla pre-concentrazione del minerale metallifero) che correranno nel sottosuolo del carreggio Riso-Parina. Le condutture del concentrato saranno dotate di una serie di valvole di isolamento che possono essere chiuse per evitare perdite in caso di guasto alla condotta.

4.1. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO.

Al fine di minimizzare la rumorosità e la perturbazione in superficie all'interno del sito Z.I.A., il frantoio primario che procederà alla frantumazione primaria del minerale estratto a 140 mm, sarà situato in sottosuolo. Dal frantoio sotterraneo, il minerale grezzo (R.O.M.) sarà convogliato in un contenitore chiuso per il minerale grezzo con una capacità di stoccaggio nominale di 1 giorno (2.500 t di capacità utile) presso l'impianto di trattamento situato in superficie del sito Z.I.A. Questa soluzione permetterà una flessibilità operativa tra la produzione mineraria e il programma di lavorazione dell'impianto di superficie.

4.1.1. Deposito di minerale metallifero grezzo.

Dal contenitore del minerale grezzo, il minerale sarà recuperato da appositi alimentatori posti sotto di esso e trasportato all'impianto di frantumazione secondaria in superficie nell'ambito della fase preparatoria della pre-concentrazione del minerale metallifero.

4.1.2. Frantumazione secondaria.

Il minerale grezzo (R.O.M.) sarà recuperato e trasportato a un vaglio a piano singolo di 1,3 m per 2,4 m. Il residuo di vagliatura di +70 mm confluirà direttamente in un frantoio a cono secondario standard HP200 o equivalente, con configurazione "Closed Side Setting" da 30-35 mm funzionante a circuito aperto per produrre materiale di 60-70 mm nominali, adatto alla pre-concentrazione del minerale metallifero. Il prodotto della frantumazione secondaria sarà combinato con il materiale vagliato e sarà trasferito a un vaglio a due piani da 1,8 m per 3,0 m. Il vaglio sarà dotato di un piano superiore con aperture di 30 mm e di un piano inferiore con apertura di 10 mm. Le frazioni fini da -10 mm passeranno attraverso il separatore del minerale metallifero.

4.1.3. Pre-concentrazione dei minerali.

I punti di trasferimento del materiale suscettibili di produrre polveri saranno racchiusi in un'apposita struttura. Un nebulizzatore atomizzato di abbattimento, installato in corrispondenza di ogni punto di caduta, consentirà di prevenire la formazione di polvere all'interno della struttura.

La frazione di 70-30 mm e la frazione di -30+10 mm saranno sottoposte separatamente alla cernita del minerale metallifero per lo scarto dei residui dell'alimentazione. Le frazioni pre-concentrate saranno ricombinate ai fini di vagliatura prima del frantoio terziario.

4.1.4. Frantumazione terziaria.

Il minerale pre-concentrato (la frazione accettata dai pre-concentratori) sarà trasportato a un vaglio con aperture di 10 mm che separerà il materiale di granulometria inferiore a 10 mm dall'alimentazione del frantoio a cono a causa della friabilità di alcune porzioni del tout venant. La frazione superiore a 10 mm sarà frantumata a 10 mm nominali in un frantoio a cono a testa corta da 4 ¼ di piede (oppure HP300 o equivalente) funzionante a circuito chiuso, dotato di

vaglio da 1,8 m per 3,0 m, adatto all'alimentazione del mulino a sfere, e configurazione "Closed Side Setting" (C.S.S.) da 10 mm nominali.

Il prodotto della frantumazione terziaria e il materiale by-pass da -10 mm saranno ricombinati con i materiali fini da -10 mm separati prima dell'unità di pre-concentrazione del minerale metallifero e convogliati per l'alimentazione dell'impianto al contenitore del minerale fine.

4.1.5. Residui dalla pre-concentrazione del minerale metallifero.

La roccia di scarto in uscita dai pre-concentratori di minerali sarà trasportata direttamente al portale della miniera Z.I.A. e quindi all'interno della miniera stessa attraverso la rampa Z.I.A. Da qui il materiale sarà trasferito al livello Riso-Parina e trasportato decauville all'esterno della miniera tramite il portale Riso Parina.

4.1.6. Macinazione.

I contenitori del minerale fine aventi capacità nominale di 1500 t giornaliere costituiranno una riserva cuscinetto compresa tra lo stadio di macinazione e di frantumazione che consentirà di disporre di un tempo adeguato necessario alla manutenzione del circuito di frantumazione e pre-concentrazione. I contenitori saranno scaricati da appositi alimentatori controllati da un pesometro posto sul trasportatore di alimentazione del mulino primario.

Un mulino a sfere primario di 3,7 m per 4,6 m di lunghezza, con un'erogazione di 700 kW al pignone, ridurrà il materiale in ingresso di 10 mm nominali a una dimensione di 110 µm nominali adatta alla flottazione. Lo scarico del mulino alimenterà una batteria di cicloni a circuito chiuso. L'overflow del ciclone a P₈₀110 micron alimenterà l'impianto di flottazione, mentre lo scarico del ciclone verrà trasferito al mulino a sfere per un'ulteriore riduzione dimensionale.

4.1.7. Flottazione.

Un circuito di flottazione sequenziale a tre stadi recupererà la mica calcarea e, successivamente, la mineralizzazione a galena, seguita dalla mineralizzazione a sfalerite.

Il circuito calcareo consisterà in un condizionatore da 10 m³ situato davanti a un banco a 3 celle da 8 m³ per il recupero del concentrato più grossolano. Il concentrato più grossolano sarà pulito su un banco a 3 celle da 1,6 m³, mentre il concentrato finale sarà scartato come scarto finale. Gli scarti più puliti saranno combinati con quelli più grossolani per l'alimentazione del circuito del piombo.

Il circuito del piombo consiste in un singolo condizionatore da 10 m³ situato davanti a un singolo banco a 4 celle da 8 m³ ciascuna che fungono da flottazione di sgrossatura-scavenger. Il concentrato di piombo derivante dalla sgrossatura-scavenger sarà rimacinato a 30 micron nominali in un mulino a sfere di raffinazione di 1,83 m per 3,05 m (110 kW al pignone), situato davanti a un depuratore a due stadi a riciclo in controcorrente. Il circuito di pulitura sarà formato da 3 celle con una capacità di 1,6 m³ ciascuna. Gli scarti del depuratore primario funzioneranno a circuito aperto e passeranno direttamente al condizionatore di alimentazione del circuito dello zinco.

I condizionatori del circuito dello zinco consisteranno in 2 unità da 10 m³ di capacità per il condizionamento dei reagenti a monte di un banco di sgrossatura-scavenger di zinco. Il banco di sgrossatura-scavenger sarà un singolo banco di 6 celle con una capacità di 16 m³. Il concentrato di zinco grezzo sarà pulito in un circuito a due stadi con il riciclaggio dello scarto nel precedente depuratore. Il circuito del depuratore sarà costituito da un singolo banco di 6 celle di 8 m³ di capacità, dotato di 4 celle che fungono da depuratore primario e due celle che operano come depuratore secondario.

4.1.8. Addensamento e filtrazione degli scarti.

I residui del circuito scavenger dello zinco si combineranno con il concentrato calcareo per alimentare un comune addensatore di 30 m di diametro. Lo scarico dell'addensatore sarà parzialmente deviato e 30-35 t/h saranno filtrate in un filtro a pressione positiva VPA2040-22 (o equivalente). Il residuo di filtrazione sarà rimescolato con il restante scarico dell'addensatore con l'aggiunta di cemento quale legante, per formare una pasta ad alta densità da pompare nel sottosuolo come ripieno in pasta cementizia. Sulla base della comune esperienza nel settore, è stata prevista una densità della pasta risultante scaricata nel sottosuolo pari a 1,87 t/m³. Il cemento lega insieme le particelle di scarti a grana fine e ad alta densità in un materiale da riempimento coesivo e l'acqua del trattamento contenuta nei pori microscopici tra le particelle di scarti viene trattenuta in modo permanente all'interno della pasta, con una percentuale molto ridotta (in genere pari al 2/5%) che si separa dal materiale di riempimento una volta posizionato nei vuoti sotterranei. Grazie al legante cementizio e alle caratteristiche di elevata densità/granulometria fine delle particelle di scarti, la pasta risultante dal trattamento è impermeabile all'acqua freatica una volta collocata nel sottosuolo e polimerizzata.

4.1.9. Addensamento e filtrazione del concentrato (presso il sito Turbina).

I due concentrati del circuito di flottazione (piombo e zinco) saranno pompato lungo le opere sotterranee fino al sito di Riso ai fini del drenaggio. E ciò al fine di ridurre il volume di traffico di trasporto sulle strade principali dal sito Z.I.A. La strumentazione del sensore di pressione e le valvole di isolamento, situate a ogni chilometro nominale, saranno incorporate nelle condutture del concentrato per chiudere l'impianto in caso di fuoriuscita. I concentrati saranno trasferiti come liquame contenente il 25% nominale in peso di solidi per mantenere un'adeguata velocità delle condutture ed evitare la sedimentazione. In ragione dei volumi ridotti in esame, la produzione giornaliera di concentrato può essere trasferita tra il sito Z.I.A. e il sito di pompaggio Turbina entro 8 ore. Considerando in particolare la massa di attrazione ridotta verso il concentrato di piombo, è probabile che saranno necessari serbatoi di stoccaggio ad entrambe le estremità delle tubazioni del concentrato per consentire l'installazione di condotte di dimensioni opportune con una velocità di flusso adeguata al funzionamento in batch del pompaggio del concentrato.

Quando il concentrato viene pompato, si otterranno 10 m³ nominali di fango di concentrato di piombo (25% di solidi) e 48 m³ di concentrato di zinco (25% di solidi) per ogni chilometro di condotta sotterranea. Un quantitativo così ridotto sarebbe facilmente gestibile all'interno dell'unità di trasporto di Riso-Parina in caso di fuoriuscita.

A Riso, i concentrati metallici di piombo e zinco saranno addensati separatamente prima dei circuiti di filtrazione per la rimozione dell'umidità residua fino ai livelli limite di umidità trasportabile (TML). Il concentrato di piombo sarà addensato in un addensatore di 8 m di diametro, situato a monte di un filtro a pressione positiva VPA1030-6 o equivalente. Il concentrato di zinco sarà addensato in un comune addensatore del diametro di 16 m, situato a monte di un filtro a pressione positiva VPA1030-35.

L'acqua filtrata sarà riciclata, reimpressa nell'impianto e quindi riutilizzata come acqua industriale, previa conferma dell'idoneità alla flottazione.

4.1.10 Gestione del concentrato.

L'imballaggio dei concentrati finali è stato pensato ai fini dell'impiego di sacchi commerciali sigillati per concentrati della capacità nominale di 2 tonnellate ciascuno. Nominalmente, 15 sacchi saranno caricati in un container trasportato su camion dal sito Turbina. La filtrazione e l'insaccamento del concentrato avranno luogo all'interno di un edificio chiuso adibito alla gestione del concentrato e qualsiasi veicolo in uscita dal fabbricato sarà sottoposto a lavaggio.

L'acqua di lavaggio sarà raccolta in un sistema di drenaggio interno e trasferita all'impianto di trattamento acque situato nelle vicinanze del sito Turbina.

Le possibili alternative per il carico del concentrato consistono nella spedizione in massa ai clienti (tramite caricamento diretto di camion coperti) o nel caricamento diretto di appositi container sigillati internamente, in lotti da 30 tonnellate nominali. Ogni metodo di trasporto prevede il caricamento del concentrato all'interno di un edificio chiuso adibito alla gestione del concentrato e il lavaggio dei veicoli in uscita. Si ritiene che l'insaccamento sia attualmente la metodologia più adatta, sebbene ciò sarà confermato al completamento di uno studio alternativo. Si prevede che la produzione giornaliera di concentrato di piombo e di concentrato di zinco si attesterà rispettivamente su circa 48 e 240 tonnellate.

4.2 CONTROLLO DEL TRATTAMENTO.

È prevista l'installazione di un analizzatore per il monitoraggio dei flussi di controllo principali dell'impianto di trattamento e la predisposizione dei campioni riferiti ai turni di lavorazione per analisi chimiche a umido ai fini della contabilità metallurgica.

Il controllo della polvere all'interno delle strutture di movimentazione del minerale si baserà sull'abbattimento polveri mediante acqua nebulizzata ad alta pressione in corrispondenza dei punti di trasferimento.

La sicurezza delle condutture del concentrato che collegano il sito Z.I.A. all'impianto di drenaggio di Riso sarà garantita attraverso il monitoraggio della pressione finalizzato al rilevamento di eventuali fuoriuscite lungo entrambe le tubazioni, provvisto di sistema di chiusura a prova di errore e valvole di isolamento situate a ogni chilometro.

4.3. STRUTTURE DI LABORATORIO.

Un laboratorio metallurgico di base sarà realizzato in loco a supporto del programma di prove necessario all'ottimizzazione dell'impianto e dei test supplementari previsti. Il sito includerà

anche un laboratorio chimico dotato di strutture da adibire alle analisi dei campioni prelevati con cadenza giornaliera e alle analisi chimiche a umido ai fini della contabilità metallurgica.

4.4. SCHEMA DI TRATTAMENTO ED ELENCO DELLE ATTREZZATURE.

Lo schema dell'impianto di trattamento è riportato alla Figura 1, mentre le Figure 3 e 4 rappresentano graficamente il layout di lavorazione. La tabella 4.a. riporta i principali requisiti delle attrezzature meccaniche impiegate nella produzione mineraria di 800 Kt/a, equivalenti a 520 Kt/a prodotte mediante l'impianto di macinazione e le strutture a valle.

Figura 1. Schema dell'impianto di trattamento situato presso i siti Z.I.A. e Turbina.

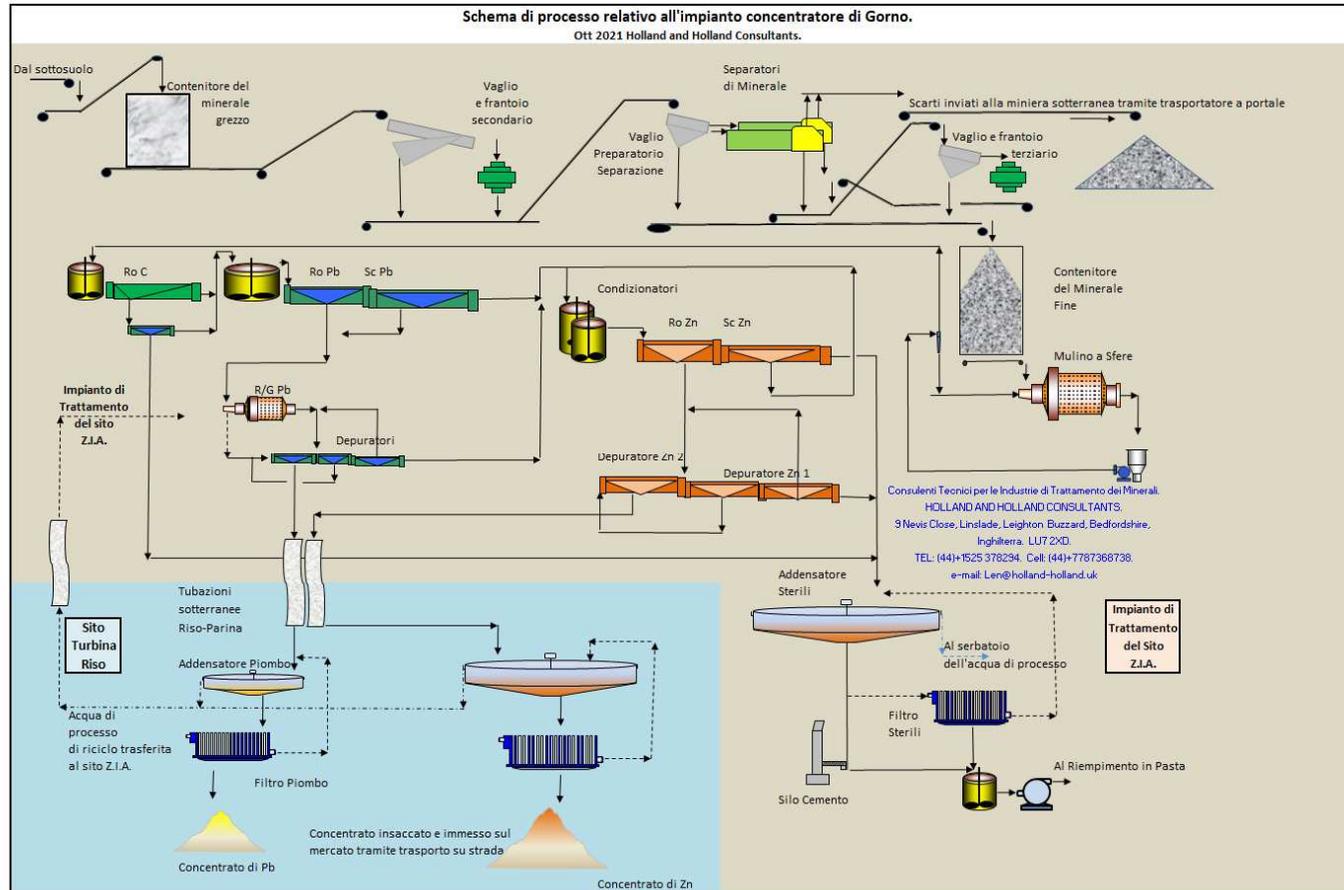


Figura 2. Schema dell'impianto di produzione di pasta da riempimento e bilancio materie.

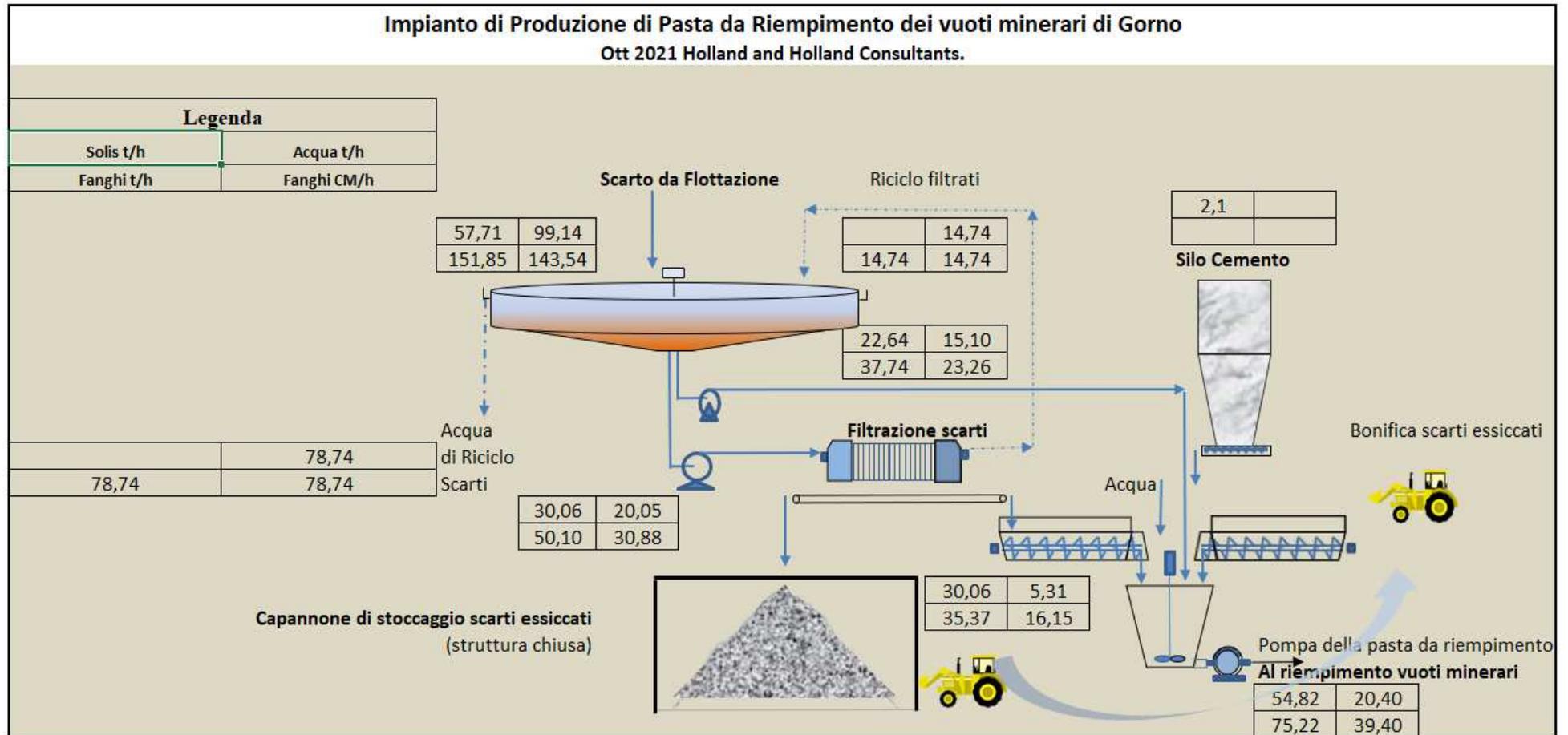


Figura 3. Planimetria dell'impianto di trattamento del sito Z.I.A.

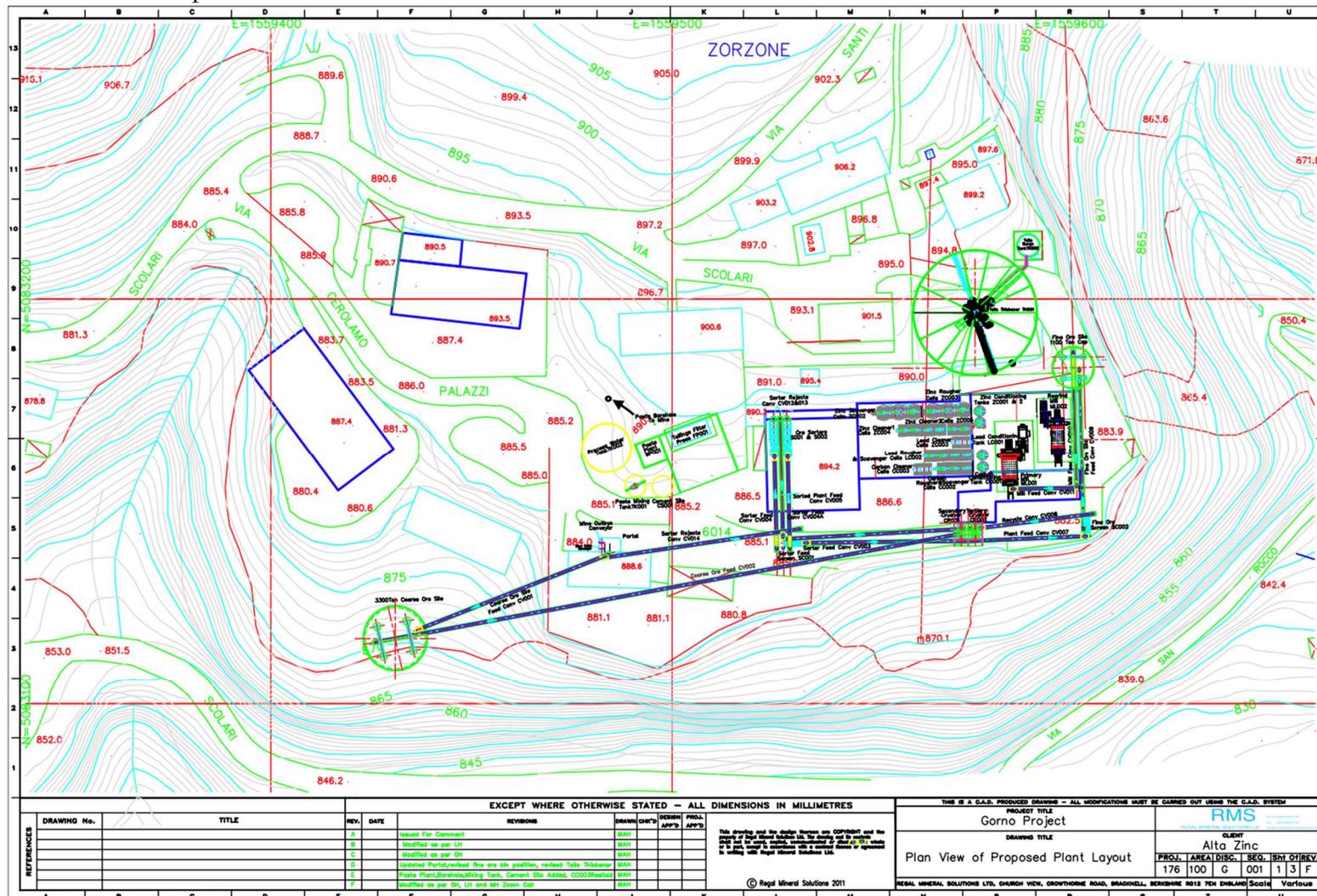


Figura 4. Impianto di trattamento del concentrato e dell'acqua del sito Turbina

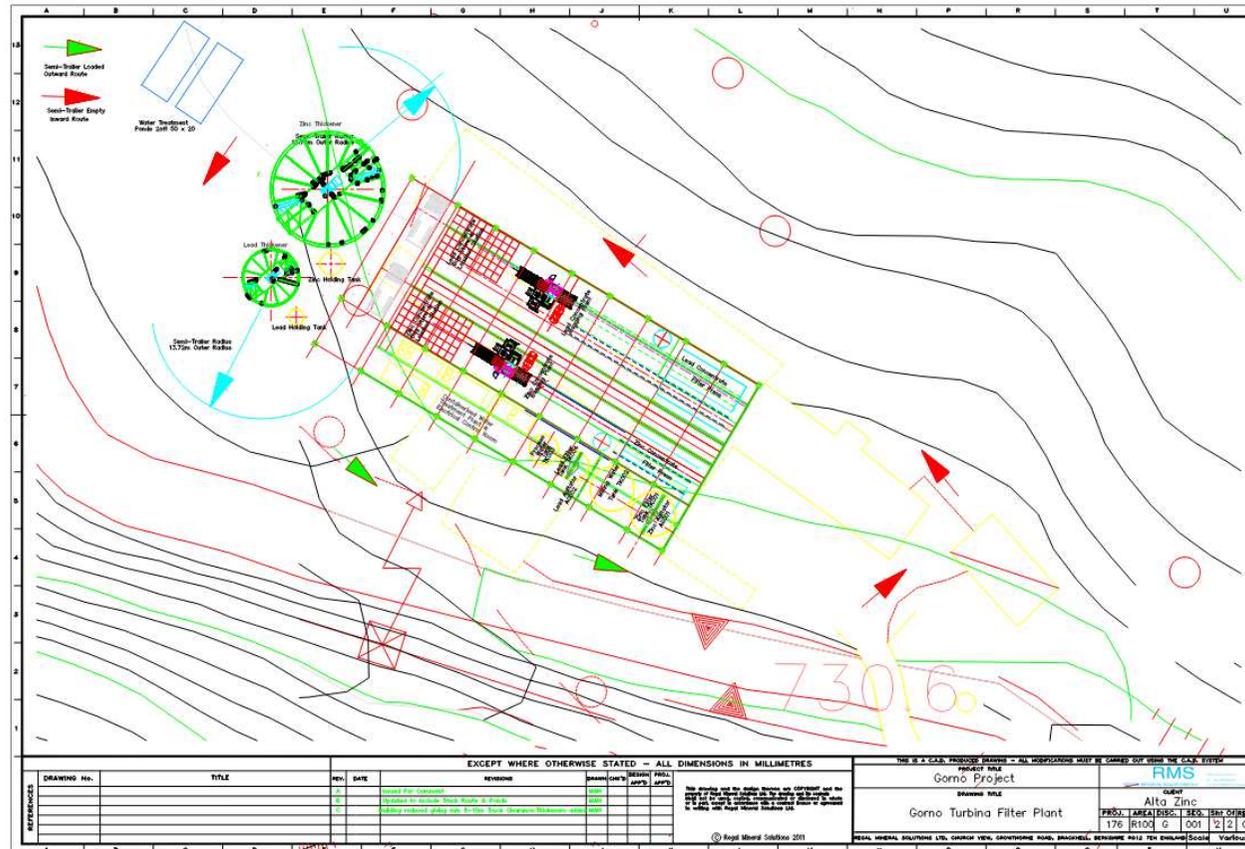


Tabella 4.a. Elenco delle principali attrezzature meccaniche.

Voc e		Dimensione	Numero
N.	Attrezzatura		Richiesto
1	Trasportatore del R.O.M.		1
2	Contenitore del minerale grezzo		1
3	Alimentatore		4
4	Metal Detector		1
5	Vaglio DD	1,8*3 m	2
6	Frantoio secondario	HP200	1
7	Frantoio terziario	HP300	1
8	Pre-concentratore del tout venant		2
9	Trasportatori di riciclo		7
10	Trasportatore FOB		1
11	Contenitore del minerale fine	1.500 t	1
12	Pesometro		1
13	Trasportatore del Mulino a sfere		1
14	Mulino a sfere	3,7*4,5 m	1
15	Pompe del mulino	150/100	2
16	Ciclone	375 mm	2
17	Condizionatore	10 m ³	1
18	Ro+Sc Carbonio	8 m ³	3
19	Depuratori C	1,4 m ³	3
20	Condizionatori	10 m ³	0
21	Ro+Sc Celle Pb	8 m ³	4
22	Mulino di raffinazione Pb	1,8*3 m	1
23	Ciclone R/G	150 mm	3
24	Depuratori di Pb	1,4 m ³	3
25	Condizionatori di zinco	10 m ³	2
26	Ro+Sc Celle Zn	16 m ³	6
27	Depur. Zn a cella singola	8 m ³	4
28	Depur. Zn a 2 celle	8 m ³	2
29	Addens.	7.6m Dia	1

	Concentrato di Pb		
30	Addens. Concentrato di Zn	15,2 m Dia	1
31	Addens. scarti	30,5 m Dia	1
32	Filtro Concentrato di Pb	VPA1030-6	1
33	Filtro Concentrato di Zn	VPA1030-35	1
34	Filtro scarti	VPA2040-22	1
35	Pompe circuito flottazione		20
36	Serbatoi reagenti		8
37	Collettori		8
38	Pompe dosatrici		30
39	Analizzatore di flusso		1
40	Pesa a ponte concentrato		1
41	Gru		6
42	Silo cemento		1
43	Pompa per pasta da riempimento	75 bar	2

5.0 SERVIZI E MATERIALI DI CONSUMO.

Le utenze e i materiali di consumo richiesti sono stati calcolati a partire dai parametri derivati durante le prove metallurgiche.

5.1 ENERGIA.

La potenza richiesta dall'impianto di trattamento è stata derivata dalla potenza del motore dell'attrezzatura meccanica principale considerando fattori relativi alla normale pratica industriale applicati in termini di disponibilità e utilizzo.

Tabella 5.a. Energia riassuntiva richiesta:

Tipo di potenza	Unità	Richiesto.
Energia installata	kW	4.145
Assorbimento tipico	kW	2.761
Utilizzo annuale di energia elettrica	MWh	19.788

5.2 ACQUA.

I requisiti idrici sono stati estrapolati dal bilancio materie dell'impianto con riferimento all'impianto in funzione e in equilibrio come mostrato nella Figura 5 e riportato nel dettaglio nella Tabella 5.b.

Figura 5. Bilancio idrico complessivo.

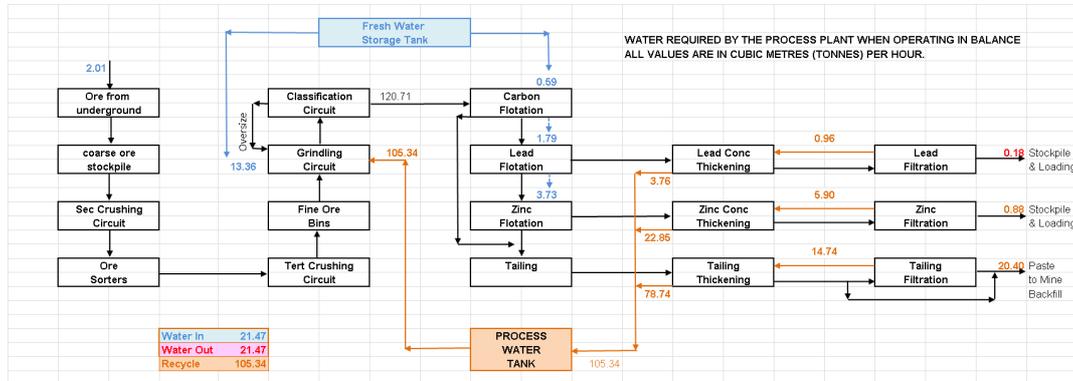


Tabella 5.b. Requisiti idrici di trattamento.

Tipo di acqua utilizzata	Utilizzo m ³ m/h	Uso m ³ m/g	Uso m ³ m/a
Aggiunta di acqua dolce all'impianto	21,5	516	172.000
Acqua persa nei prodotti	21,5	516	172.000
Ricircolo dell'acqua di trattamento	105	2.520	910.000

5.3 REAGENTI.

I consumi di reagenti e gli utilizzi annuali dei reagenti sono basati sui valori relativi alle prove a ciclo chiuso 21 - ALS e sui dati riportati nella tabella 5.c.

Tabella 5.c. Consumo di reagenti.

Denominazione	Simbolo	USO	
		Kg/t	t annue
Calce	CaO	0,905	453
Solfato di zinco	ZnSO4	0,75	375
Abbattitore	CMC	0,9	475
Erogatore	MIBC	0,11	55
Collettore	SIBX	0,21	105
Condizionatore	MBS	0,45	225
Attivatore	CuSO4	0,50	250
Flocculante	n/d	0,01	5,2

5.4 MEZZI IMPIEGATI NELLA FRANTUMAZIONE E PARTI SOGGETTE A USURA.

Le parti soggette a usura abbinata ai frantoi e ai mulini si basano sull'abituale prassi unitamente ai dettagli riportati nella tabella 5.d.

Tabella 5.d. Parti soggette a usura richieste dall'impianto di trattamento.

Parti soggette a usura	Ore sostituzione	Consumo in kg/kWh	Tonnellate/anno	Unità/anno
Mezzi impiegati nel mulino a sfere		0,064	359	
Fodere del mulino a sfere		0,064	51	
Mezzi impiegati nell'impianto di raffinazione		0,064	47	
Fodere dell'impianto di raffinazione		0,064	7	
Vagli	1.500			15,3
Fodere del frantoio	500			23

6.0. COSTI DI UTILIZZO.

I costi di utilizzo dell'impianto di trattamento sono stati calcolati come costi elementari a partire dai primi fondamentali relativi al personale, al fabbisogno energetico, ai materiali di consumo, ai pezzi di ricambio e ai reagenti. Tutti i costi sono espressi in € per tonnellata di materiale grezzo (R.O.M.). I costi relativi alla manodopera e all'energia sono stati localizzati e gli altri costi sono stati calcolati ai prezzi unitari di settore.

6.1. PERSONALE.

I requisiti del personale basati su tre turni di lavoro di otto ore ciascuno hanno richiesto l'impiego di quattro squadre per l'utilizzo dell'impianto su base continuativa. I costi della manodopera locale e gli oneri salariali sono stati utilizzati nel calcolo dei costi annuali complessivi e dei costi unitari per tonnellata. La sintesi dei costi del personale è riportata nella tabella 6.a, inclusiva del funzionamento dell'impianto, della manutenzione e del laboratorio di analisi presso i due siti operativi (Z.I.A. e Turbina/Riso).

Tabella 6.a. Personale necessario per le operazioni di trattamento.

	Personale			Totale	Annuale	Annuale	Costo
		N./turno	Turni	N.	€	€	
					Per persona	Totale	€/t
1	Responsabile Impianto	1	1	1	156.020	156.020	0,20
2	Segretario	1	1	1	43.350	43.350	0,10
3	Metallurgista Senior	1	1	1	76.135	76.135	0,05
4	Metallurgista Junior	1	1	1	69.045	69.045	0,09
5	Tecnico di Laboratorio Met.	2	1	2	48.635	97.270	0,12
6	Capo Turno	1	4	4	61.003	244.012	0,31
7	Operatori	3	4	12	55.485	665.820	0,83
8	Operai	4	1	4	44.220	176.880	0,22
9	Smaltimento scarti	0	4	0	44.220	0	0
10	Campionatori	1	4	4	44.220	176.880	0,22
11	Prep. Campioni	1	2	2	48.635	97.270	0,12
12	Miscelatore di Reagenti	2	1	2	55.485	110.970	0,14
13	Chimico Resp. Analisi	1	1	1	76.135	76.135	0,10
14	Chimici	2	2	4	69.045	276.180	0,35
15	Tecnici	1	1	1	48.635	48.635	0,06
16	Manovali	1	1	1	44.220	44.220	0,06
17	Sovrintendente manutenzione	1	1	1	59.062	59.062	0,07
18	Elettricista	3	1	3	56.150	168.450	0,21

19	Meccanico	3	1	3	56.150	168.450	0,21
20	Lavoratori del metallo	3	1	3	56.150	168.450	0,21
21	Manovali	3	1	3	44.220	132.660	0,17
22	Ingrassatori	1	4	4	56.150	224.600	0,28
23	Operatori sito Riso	1	4	4	55.485	221.940	0,28
24	Operai	1	4	4	44.220	176.880	0,22
25	Insaccamento	1	1	1	48.635	48.635	0,06
			TOTALE	67		3.727.949	4,66

6.2 ENERGIA.

I requisiti energetici relativi all'impianto di trattamento sono stati elaborati a partire dalla potenza dell'attrezzatura installata secondo gli standard industriali applicati per l'assorbimento, la disponibilità e l'utilizzo della potenza di esercizio al fine di determinare il fabbisogno energetico complessivo dell'impianto. Tali valori sono riportati nel dettaglio nella Tabella 6.b. al costo unitario di 0,106 €/kWh, inteso come costo locale dell'energia ad uso industriale in vigore nella Regione Lombardia

Tabella 6.b. Requisiti di potenza.

Voc e		Dimensione	Numero	kW	kWh	Costo
N.	Attrezzatura		Richiesto	Installati	Anno	Annuale in €
1	Trasportatore R.O.M.		1	75	323.190	34.258
2	Contenitore del minerale grezzo		1	10	43.092	4.568
3	Alimentatore		4	25	287.280	30.452
4	Metal Detector		1	5	17.237	1.827
5	Vaglio DD	1,8*3 m	2	20	149.386	15.835
6	Frantoio secondario	HP200	1	145	624.384	66.232
7	Frantoio terziario	HP300	1	220	948.124	100.491
8	Pre-concentratore di minerali		2	100	861.840	91.335
9	Trasportatori di riciclo		7	35	703.836	74.607
10	Trasportatore FOB		1	55	158.004	16.748
11	Contenitore del minerale fine	1500 t	1	30	152.053	16.118
12	Pesometro		1	2	10.137	1.075
13	Trasportatore mulino a sfere		1	25	126.711	13.431
14	Mulino a sfere	3,7*4,5 m	1	800	8.614.272	595.113
15	Pompe del mulino	150/100	2	25	120.042	12.724

16	Cycloni	375 mm	2	0	0	0
17	Condizionatore	10 m ³	1	10	58.482	6.199
18	Ro+Sc Carbonio	8 m ³	3	15	228.080	24.176
19	Depuratori C	1,4 m ³	3	6	91.232	9.671
20	Condizionatori	10 m ³	0	10	0	0
21	Ro+Sc Celle Pb	8 m ³	4	15	304.106	32.235
22	Mulino di raffinazione Pb	1,8*3 m	1	100	740.772	78.522
23	Cycloni R/G	150 mm	3	0	0	0
24	Depuratori Pb	1,4 m ³	3	6	91.232	9.671
25	Condizionatori di zinco	10 m ³	2	10	116.964	12.398
26	Ro+Sc Celle Zn	16 m ³	6	35	1.064.372	112.823
27	Depuratore Zn a cella singola	8 m ³	4	15	304.106	32.235
28	Depuratore Zn a 2 celle	8 m ³	2	15	152.053	16.118
29	Addensatore Concentrato di Pb	7,6 m Dia	1	7,5	38.013	4.029
30	Addensatore Concentrato di Zn	15,2 m Dia	1	10	50.684	5.373
31	Addensatore scarti	30,5 m Dia	1	22	111.506	11.820
32	Filtro concentrato di Pb	VPA1030-6	1	125	731.025	77.489
33	Filtro concentrato di Zn	VPA1030-35	1	250	1.462.050	154.977
34	Filtro scarti	VPA2040-22	1	350	2.046.870	216.968
35	Pompe circuito di flottazione		20	15	1.040.364	110.279
36	Serbatoi di reagenti		8	7.5	137.894	14.617
37	Collettori		8	0	0	0
38	Pompe dosatrici		30	1	152.053	16.118
39	Analizzatore di flusso		1	25	146.205	15.498
40	Pesa a ponte concentrato		1	2,5	8.618	914
41	Gru		6	25	147.744	15.661
42	Silo cemento		1	15	23.085	2.447
43	Pompa per pasta da riempimento	75 bar	2	150	400.140	42.415
	kW installati	4.145			Totale €	2097485
	Fabbisogno op. in kW	2.761			€/t R.O.M.	2,62

6.3 MEZZI IMPIEGATI NELLA FRANTUMAZIONE E PARTI SOGGETTE A USURA.

Le parti soggette a usura richieste consistono nell'acciaio utilizzato sia nel circuito di frantumazione che in quello di macinazione. I tassi riconosciuti di consumo del settore sono stati usati per determinare le tonnellate di acciaio necessarie, mentre i costi unitari internazionali sono stati utilizzati nel calcolo dei costi totali complessivi riportati nella tabella 6.c.

Tabella 6.c. Requisiti e costi dell'acciaio soggetto a usura.

Parti soggette a usura	Ore	Uso	Costi totali	
	Sostituzione	Kg/kWh	€	€/t
Mezzi impiegati nel mulino a sfere		0,064	359.313	0,449
Fodere del mulino a sfere		0,009	151.585	0,189
Mezzi impiegati nell'impianto di raffinazione		0,064	47.409	0,059
Fodere dell'impianto di raffinazione		0,009	20.001	0,025
Vagli	1.500		38.304	0,048
Parti soggette a usura del frantoio	500		160.877	0,201
	TOTALE		777.490	0,972

6.4 REAGENTI.

I consumi dei reagenti sono stati basati sul test a ciclo chiuso i cui risultati sono stati utilizzati per la previsione metallurgica. I costi internazionali riferiti ai reagenti sono stati estrapolati dalla base operativa di una miniera di metallo esistente. I costi dei reagenti sono riportati nella Tabella 6.d.

Tabella 6.d. Consumo e costi relativi ai reagenti.

Reagente	Utilizzo kg/t	Costo annuale in €	Costo €/t R.O.M.
CaO	0,905	70.590	0,088
ZnSO4	0,75	1.150.500	1,438
CMC	0,95	494.000	0,618
MIBC	0,11	228.800	0,286
SIBX	0,21	273.000	0,341
MBS	0,45	152.100	0,190
CuSO4	0,50	715.000	0,894
Floc	0,01	26.000	0,033
		TOTALE	3,855

6.5 PEZZI DI RICAMBIO.

I pezzi di ricambio richiesti per la manutenzione dell'impianto sono stati quantificati al 5% del costo annuale dell'attrezzatura meccanica principale o a 0,99 euro per tonnellata frantumata.

6.6 ALTRI COSTI DI TRATTAMENTO.

Un accantonamento di 0,20 €/tonnellata frantumata è incluso in varie voci relative all'impianto di trattamento.

La stima dei costi dell'impianto di trattamento include anche un'indennità per l'insaccamento del concentrato. Da qui la necessità di una verifica della scelta del trasporto in massa in container nell'ambito di uno studio basato su uno scambio di prossima realizzazione.

6.7 SINTESI DEI COSTI DI UTILIZZO.

Di seguito viene riportata la sintesi consolidata dei costi di utilizzo relativi all'impianto di trattamento indicante un costo di 13,94 euro per tonnellata estratta dalla miniera, o di 21,45 euro per tonnellata macinata. La sintesi include anche un costo di insaccamento del concentrato che dipenderà dai futuri studi basati su uno scambio.

Tabella 6.e. Sintesi dei costi di utilizzo.

Sintesi dei costi di utilizzo	Costo €*000	Costo/t estratta	Costo/t macinata
Elemento	Annuo	€uro	€uro
Personale	3.727.949	4,660	7,17
Energia	2.097.485	2,622	4,03
Parti soggette a usura	777.490	0,972	1,50
Pezzi di ricambio	792.800	0,991	1,52
Reagenti	3.083.990	3,855	5,93
Sacchi di concentrato**	514.800	0,644	0,99
Contingenza	160.000	0,200	0,31
Costi di Utilizzo Totali in euro	10.479.713	13,94	21,45

**Dipendente dal metodo di trasporto e dal riciclo dei sacchi.

7.0 COSTI IN CONTO CAPITALE.

I costi in conto capitale complessivi relativi all'impianto di trattamento sono stati elaborati a partire dai costi delle principali attrezzature meccaniche, fattorizzati secondo gli abituali standard di settore per calcolare il costo del capitale installato. I fattori utilizzati per determinare i costi d'installazione sono stati marginalmente modificati sulla base dei costi unitari dei materiali di costruzione ritenuti rappresentativi della zona della Regione Lombardia in cui ha sede il sito.

Ai costi del capitale installato sono stati applicati fattori standard riconosciuti a livello internazionale, commisurati al livello di studio, per determinare un costo in conto capitale complessivo relativo all'impianto di trattamento in esame, pari a 71,2 milioni di euro, comprensivo di una contingente pari al 25% di 12,5 milioni di euro. La stima dei costi delle attrezzature meccaniche è riportata nella tabella 7.a., mentre la sintesi dei costi in conto capitale è rappresentata nella tabella 7.b.

Tabella 7.a. Costi delle principali attrezzature meccaniche.

Arti colo		Dimensione	Numero	Costo FOB	Totale
No	Attrezzatura		Richiesto	€*000	€*000
1	Trasportatore R.O.M.		1	180	180
2	Contenitore del minerale grezzo		1	500	500
3	Alimentatore		4	75	300
4	Metal Detector		1	125	125
5	Vaglio DD	1,8*3 m	2	150	300
6	Frantoio secondario	HP200	1	185	185
7	Frantoio terziario	HP300	1	240	240
8	Pre-concentratore di minerali		2	600	1200
9	Trasportatori di riciclo		6	250	1500
10	Trasportatore FOB		1	300	300
11	Contenitore del minerale fine	1500 t	1	240	240
12	Pesometro		4	75	300
13	Trasportatore mulino a sfere		1	250	250
14	Mulino a sfere	3,7*4,5 m	1	1.500	1.500
15	Pompe del mulino	150/100	2	35	70
16	Cycloni	375 mm	2	12,5	25
17	Condizionatore	10 m ³	1	25	25
18	Ro+Sc Carbonio	8 m ³	3	87	261
19	Depuratori C	1,4 m ³	3	45	135
20	Condizionatori	10 m ³	0	25	25

21	Ro+Sc Celle Pb	8 m ³	4	82,5	330
22	Mulino di raffinazione Pb	1,8*3 m	1	150	150
23	Cycloni R/G	150 mm	3	10	30
24	Depuratori Pb	1,4 m ³	3	45	135
25	Condizionatori di zinco	10 m ³	2	25	50
26	Ro+Sc Celle Zn	16 m ³	6	140	840
27	Depuratore Zn a cella singola	8 m ³	4	82,5	330
28	Depuratore Zn a 2 celle	8 m ³	2	90	180
29	Addensatore Concentrato di Pb	7,6 m Dia	1	150	150
30	Addensatore Concentrato di Zn	15,2 m Dia	1	250	250
31	Addensatore scarti	30,5 m Dia	1	800	800
32	Filtro concentrato di Pb	VPA1030-6	1	550	550
33	Filtro concentrato di Zn	VPA1030-35	1	650	650
34	Filtro scarti	VPA2040-22	1	1.000	1.000
35	Pompe circuito di flottazione		20	20	400
36	Serbatoi di reagenti		8	25	200
37	Collettori		8	10	80
38	Pompe dosatrici		30	7,5	225
39	Analizzatore di flusso		1	1.000	1.000
40	Pesa a ponte concentrato		1	500	500
41	Gru		3	45	135
42	Silo cemento		1	150	150
43	Pompa per pasta da riempimento	75 bar	1	500	500
	kW installati	4145			
	Fabbisogno op. in kW	2761			
			Costo totale €*000		15.856

Tabella 7.b. Struttura dei costi in conto capitale dell'impianto.

Struttura dei Costi in conto Capitale dell'Impianto di Trattamento	€uro * 000
Costi delle attrezzature meccaniche acquistate	15.856
Costo dell'attrezzatura installata	22.198
Edifici e sviluppo del sito	17.759
Servizi	9.990
TOTALE costi dell'impianto fisico	49.946
Ingegneria e costruzione	8.741
Contingenza	12.487
Totale costi in capitale fisso dell'impianto in €	71.174

Appendice 1.
Bilancio materiali per 2220 t/g (800 Kt/a) ex miniera.

DESIGN FOR MATERIALS BALANCE LCT 21										
		Calc Wt	Grades			Recoveries				
			Pb	Zn	Ag	Pb	Zn	Ag		
Pb Con Cycle 5		3.33	75.8	3.73	810	74.2	1.0	59.0		
Pb Clnr 1 Conc		4.18	67.2	5.9	743	82.6	2.0	68.0		
Pb Ro+Sc		8.30	41.3	10.9	483	100.9	7.3	87.8		
feed		100	3.4	12.3	45	100	100	100		
Zn Con Cycle 5		18.66	1.04	63.30	58.00	5.7	96.0	23.8		
Zn Clnr 1 Conc		19.55	1.24	60.66	58.36	7.2	96.4	25.1		
Zn Ro+Sc		23.41	1.54	51.04	54.01	10.7	97.1	27.9		
Gorno MASS BALANCE Rev 1 13-07-21										
100 TPH 2220 Tonnes per DAY										
Crushing Circuit.										
Stream No	Description	D.M.T.P.H.	SOLIDS			WATER		PULP		
			%	S.G.	C.M.P.H.	T.P.H.	C.M.P.H.	T.P.H.	S.G.	C.M.P.H.
1	Plant feed	200.00	97.00	2.950	67.80	6.19	6.19	206.19	2.787	73.98
2	Fines in feed	40.00	97.00	2.950	13.56	1.24	1.24	41.24	2.787	14.80
3	Crusher feed	160.00	97.00	2.950	54.24	4.95	4.95	164.95	2.787	59.19
4	Crushed ore	200.00	97.00	2.950	67.80	6.19	6.19	206.19	2.787	73.98
5	Secondary fines	40.00	97.00	2.95	13.56	1.24	1.24	41.24	2.79	14.80
6	Sorter feed	160.00	97.00	2.950	54.24	4.95	4.95	164.95	2.787	59.19
7	Sorter Product	80.00	97.00	2.950	27.12	2.47	2.47	82.47	2.787	29.59
8	Sorter Waste	80.00	97.00	2.950	27.12	2.47	2.47	82.47	2.787	29.59
9	Fine ore to storage	120.00	97.00	2.950	40.68	3.71	3.71	123.71	2.787	44.39
Grinding Circuit										
10	PLANT FEED	64.86	97.00	2.950	21.99	2.01	2.01	66.87	2.787	23.99
11	Rod Mill Discharge	64.86	75.00	2.950	21.99	21.62	21.62	86.49	1.983	43.61
12	Rod feed water	0.00	0.00	1.000	0.00	19.62	19.62	19.62	1.000	19.62
13	Ball Mill feed	162.16	75.00	2.95	54.97	54.05	54.05	216.22	1.98	109.02
14	Mill discharge	162.16	75.00	2.950	54.97	54.05	54.05	216.22	1.983	109.02
15	Mill discharge water	0.00	0.00	1.000	0.00	98.84	98.84	98.84	1.000	98.84
16	Primary cyclone feed	227.03	56.54	2.950	76.96	174.52	174.52	401.54	1.597	251.48
17	Primary cyclone overflow	64.86	35.00	2.950	21.99	120.46	120.46	185.33	1.301	142.45
18	Primary cyclone underflow	162.16	75.00	2.950	54.97	54.05	54.05	216.22	1.983	109.02
Carbonaceous circuit										
19	Rougher feed	64.86	35.00	2.95	21.99	120.46	120.46	185.33	1.30	142.45
20	Rougher conc water	0.00	0.00	1.000	0.00	0.32	0.32	0.32	1.000	0.32
21	Rougher Concentrate	3.24	25.00	1.500	2.16	9.73	9.73	12.97	1.091	11.89
22	Rougher tailing	61.62	35.69	3.108	19.83	111.06	111.06	172.68	1.319	130.88
23	Clnr Feed	3.24	25.00	1.50	2.16	9.73	9.73	12.97	1.09	11.89
24	Cleaner conc water	0.00	0.00	1.000	0.00	0.26	0.26	0.26	1.000	0.26
25	Carbonaceous concentrate	2.59	27.00	1.500	1.73	7.02	7.02	9.61	1.099	8.74
26	Cleaner tailing	0.65	17.90	1.500	0.43	2.97	2.97	3.62	1.063	3.41
Lead rougher scavenger circuit										
27	Rougher feed	62.27	35.32	3.07	20.26	114.03	114.03	176.30	1.31	134.29
28	Rougher conc water	0.00	0.00	1.000	0.00	0.47	0.47	0.47	1.000	0.47
29	Rougher Concentrate	4.67	35.00	4.360	1.07	8.67	8.67	13.34	1.369	9.74
30	Rougher tailing	57.60	35.25	3.002	19.19	105.83	105.83	163.43	1.307	125.01
31	Scav Feed	60.78	34.73	3.023	20.11	114.22	114.22	175.00	1.303	134.33
32	Scavenger conc water	0.00	0.00	1.000	0.00	0.06	0.06	0.06	1.000	0.06
33	Scavenger concentrate	0.62	25.00	3.090	0.20	1.87	1.87	2.49	1.204	2.07
34	Lead scavenger tailing	60.15	34.86	3.022	19.91	112.41	112.41	172.57	1.304	132.32

Appendice 2.
Cronoprogramma preliminare del progetto.

