

No:....

**PRARANCANGAN PABRIK
NIKEL SULFIDA DARI BIJIH NIKEL LATERIT
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Dian Fatima Sari HS

Nama : Istiqomah,YN

No. Mahasiswa : 20521166

No. Mahasiswa : 20521184

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2024

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIJIH NIKEL
LATERIT KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Dian Fatima Sari HS	Nama : Istiqomah,YN
No. Mahasiswa : 20521166	No. Mahasiswa : 20521184

Yogyakarta, 09 September 2024

Pembimbing,



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRA RANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIJIH NIKEL
LATERIT KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Dian Fatima Sari HS

No. Mahasiswa : 20521166

Nama : Istiqomah,YN

No. Mahasiswa : 20521184

Yogyakarta, 09 September 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan

Dian Fatima Sari HS

Td. Tangan

Istiqomah,YN

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIJIH NIKEL
LATERIT KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Dian Fatima Sari HS Nama : Istiqomah,YN

No. Mahasiswa : 20521166 No. Mahasiswa : 20521184

Telah dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 08 Oktober 2024

Tim Penguji,

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Anggota I

Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamua'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillah rabbil'alam, segala puja dan puji syukur atas kehadiran Allah SWT karena atas berkat dan rahmat yang telah diberikan oleh-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik kimia dengan baik dan tepat waktu. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita, Nabi Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat.

Tugas akhir prarancangan pabrik kimia dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Nikel Laterit Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama perkuliahan, serta sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan lancar atas bantuan, dorongan, dan doa dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami sebagai penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas segala kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kepada kedua orang tua serta seluruh keluarga terdekat yang selalu memberikan do'a, kekuatan, dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam indonesia
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan, dan bimbingan dalam penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia atas segala ilmu yang telah diberikan selama proses belajar mengajar selama perkuliahan.
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
9. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
10. Seluruh pihak dan kalangan yang telah banyak membantu kami dalam penyusunan tugas akhir ini, yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun, Penyusun mengharapkan agar laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi bagi pembaca dan diri penyusun sendiri. Oleh karena itu penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Segala puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, Yang Maha Pengasih dan Yang Maha Penyayang yang atas semua karunia yang diberikan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Shalawat serta salam selalu terlimpahkan keharibaan Rasulullah Muhammad SAW.

Sebagai tanda hormat dan terimakasih yang tiada terkira saya persembahkan karya sederhana ini kepada Papa saya tercinta (Haerul Saleh) dan Mama saya tercinta (Hasni), yang tanpa henti memberikan kasih sayang, cinta, dukungan, dan memberikan semangat. Terimakasih atas segala doa dan pengorbanan yang telah kalian lakukan yang membuat saya tidak pernah berhenti untuk terus mengejar cita-cita, serta dukungan yang menjadi obat penguat. Saya berharap setitik karya ini memberikan kebahagiaan dan rasa bangga kepada Papa dan Mama. Semoga Allah senantiasa memberikan kesehatan kepada Papa dan Mama Aaamiin.

Terima kasih juga untuk kakak-kakak saya (Tomo, Resti, Suci, dan Ayu) yang selalu memberikan semangat kepada saya, dan Adik saya yang selalu dirindukan (Akbar) yang selalu menjadi penguat saya. Kakak (Egha) dan Adik (Tasya) saya yang menjaga, menemani, membantu dan menguatkan selama diperantauan dengan berbagai suka duka yang telah dilalui bersama, serta kucing kesayangan saya (Blue dan Ruby) yang selalu menghibur. Saya juga mengucapkan terimakasih kepada Nenek Umma (Wardah) dan Nenek Ambe (Ngade) saya yang

dan keluarga besar saya Tante dan Om yang selalu memberi doa dan dukungan. Selain itu, saya juga mengucapkan terima kasih kepada Sahabat saya (Novi) sejak SMP sampai sekarang terimakasih selalu menjadi sahabat terdekat saya.

Untuk sahabat saya tercinta sekaligus partner saya (Istiqomah.YN) baik dalam kerja praktek, lomba PKM, penelitian hingga tugas akhir, terima kasih telah memilih dan mempercayai saya sebagai partner. Terimakasih atas segala bantuan, dukungan dan kerja keras yang telah diberikan selama ini. Saya juga mengucapkan terimakasih kepada sahabat saya (Anggun) yang selalu membantu, dan mendukung saya. Saya selalu mengucapkan syukur telah dipertemukan dengan kalian. Saya juga meminta maaf atas segala kesalahan yang saya perbuat. Saya berharap ini bukan menjadi akhir dari cerita persahabatan kita, namun menjadi bab baru untuk kita bertiga meraih mimpi. Serta saya mengucapkan terima kasih kepada Bapak, Ibu, serta keluarga besar (Istiqomah) atas doa dan semangat yang tak henti diberikan kepada kami. Semoga Bapak dan Ibu selalu diberi kesehatan Aamin.

Saya juga mengucapkan terimakasih kepada Dosen Pembimbing saya Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. yang telah membimbing, mengajari, menasehati dan mengarahkan saya hingga tugas akhir ini selesai.

Terakhir saya mengucapkan terimakasih kepada teman saya (Samiyah, Zhafran, Audry) yang telah membantu saya. Teman-teman KKN saya, teman-teman bimbingan, teman-teman PKM dan teman-teman yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu saya mengucapkan terimakasih atas bantuan yang telah diberikan.

(Dian Fatima Sari HS)

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Segala puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, Ya Wahhab, Yang Maha Pemberi Tanpa Batas, Ya Rahman, Yang Maha Pengasih, dan Ya Rahim, Yang Maha Penyayang, yang senantiasa melindungi, menjaga, mengabulkan segala do'a, dan mencintai saya. Alhamdulillah, segala pujian hanya untuk-Mu.

Ya Rabb saya juga ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada kedua orang tua saya yang tercinta, yang selalu mendukung, menyayangi, mencintai, dan selalu ada untuk saya. Terima kasih atas doa-doa yang kalian panjatkan, yang telah memberikan saya kekuatan hingga saya bisa menulis karya ini. Kasih sayang kalian tidak akan pernah saya lupakan, dan saya berharap dapat membahagiakan, mengangkat derajat, dan membuat kalian bangga. Semoga Allah senantiasa memberikan kesehatan kepada Bapak dan Ibu Aamiin.

Terima kasih juga saya sampaikan kepada keluarga saya: dang Yuda, adik Ima dan Hamid, yang selalu saya rindukan. Semoga kalian selalu sehat agar saya bisa memberikan kebahagiaan di masa depan ketika saya mencapai kesuksesan. Untuk sahabat-sahabat tercinta, Anjeli dan Intan, yang telah bersama saya sejak SMA hingga sekarang, terima kasih karena telah bertahan dan menjadi sahabat dalam suka maupun duka. Terima kasih atas dukungan kalian dalam menggapai cita-cita, meskipun impian kita berbeda. Saya selalu mendoakan kebahagiaan kalian. Ucapan terima kasih juga saya sampaikan kepada Mbak Jum, yang merawat

saya sejak kecil saat Ibu dan Bapak pergi kerja. Mbak, sekarang saya sudah bisa menulis karya ini, dan saya sangat berterima kasih karena selalu mendukung saya dan keluarga.

Untuk Dian Fatima Sari, sahabat tercinta saya dan partner dalam KP, lomba PKM yang kemudian diubah menjadi penelitian, serta sekarang Tugas Akhir, terima kasih karena selalu mendampingi dan memilih saya sebagai partner, berbagi suka duka dan momen berharga saya sangat bersyukur kita bisa berteman semoga kita selalu bersama, dan kepada sahabat saya Anggun terimakasih karena telah berbagi suka duka dan momen bersama dan selalu menolong saya di saat kita di kos bersama. Dian, terimakasih atas kerja kerasnya serta saya minta maaf atas kelakuan saya. Semoga kamu sehat selalu. Saya juga ingin menyampaikan terima kasih yang tulus kepada Bapak dan Ibu Dian yang telah menjaga saya selama masa KP dan mendo'akan kami dalam penulisan karya ini. Semoga rezeki Bapak dan Ibu selalu lancar,

Terakhir, kepada Nur Fatin Nabilah atau yang biasa saya panggil Tina, sahabat tersayang dari Gresik, terima kasih telah menjadi sahabat yang selalu ada untuk saya. Terima kasih atas kebersamaan kita, mulai dari merayakan ulang tahun, hingga berbagi momen berharga lainnya . Semoga setelah lulus, persahabatan kita tetap erat.

(Istiqomah.YN)

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI	x
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xix
ABSTRAK.....	xxi
ABSTRACT.....	xxii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produk.....	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Ada	3
1.2.2 Ekspor Nikel di Indonesia.....	4
1.2.3 Impor Nikel di Indonesia	5
1.2.4 Konsumsi Nikel di Indonesia	6
1.2.5 Produksi Nikel di Indonesia	6
1.3 Tinjauan Pustaka	8
1.3.1 Nikel Laterit	8
1.3.2 Proses Pembuatan Nikel	10
1.3.3 Pemilihan Proses	14
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	16
1.4.1 Tinjauan Kinetika	16
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	20
BAB II SPESIFIKASI PRODUK.....	23
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	23
2.2 Pengendalian Kualitas	23
2.2.1 Pengendalian Kualitas Nikel Laterit.....	24
2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	25
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk	27
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	28
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	28
3.2 Uraian Proses	30
3.2.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	30
3.2.2 Tahap Pembuatan Nikel Sulfida	31
3.2.3 Tahap Pemurnian	33
3.3 Spesifikasi Alat	34
3.3.1 <i>Gyrotary Crusher</i> 01.....	34
3.3.2 <i>Log Washer</i>	34
3.3.3 <i>Cone Crusher</i> 01.....	35
3.3.4 <i>Ball Mill</i> 01	35

3.3.5 <i>Cyclone Separator</i> 01	36
3.3.6 <i>Mixer</i> 01	37
3.3.7 Reaktor 01	38
3.3.8 <i>Filtering Centrifuge</i> 01	39
3.3.9 Ekstraktor 01	40
3.3.10 <i>Scrubber</i> 01	40
3.3.11 Ekstraktor 02	41
3.3.12 Evaporator 01	42
3.3.13 <i>Mixer</i> 02	43
3.3.14 Reaktor 02	43
3.3.15 <i>Filtering Centrifuge</i> 02	45
3.3.16 Evaporator 02	45
3.3.17 <i>Rotary Dryer</i> 01	46
3.3.18 <i>Rotary Dryer</i> 02	47
3.3.19 Tangki H ₂ SO ₄	48
3.3.20 Tangki H ₂ S	48
3.3.21 Gudang 01	49
3.3.22 Gudang 02	50
3.3.23 Gudang 03	50
3.3.24 <i>Blower</i> 01	51
3.3.25 <i>Compressor</i> 01	51
3.3.26 <i>Expasion Valve</i> 01	52
3.3.27 <i>Expansion Valve</i> 02	53
3.3.28 Pompa	54
3.3.29 <i>Heater</i>	60
3.3.30 <i>Cooler</i>	62
3.3.31 <i>Pneumatic Conveyer</i> 01	65
3.3.32 <i>Belt Conveyer</i>	67
3.4 Neraca Massa	70
3.4.1 Neraca Massa <i>Gyrotary Crusher</i> (GC-01)	70
3.4.2 Neraca Massa <i>Log Washer</i> 01 (LW-01)	71
3.4.3 Neraca Massa <i>Cone Crusher</i> 01 (CC-01)	71
3.4.4 Neraca Massa <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01)	72
3.4.5 Neraca Massa <i>Cyclone Separator</i> 01 (CS-01)	72
3.4.6 Neraca Massa <i>Mixer</i> 01 (M-01)	72
3.4.7 Neraca Massa <i>Reaktor</i> 01 (R-01)	73
3.4.8 Neraca Massa <i>Filtering Centrifuge</i> 01 (FC-01)	73
3.4.9 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01)	74
3.4.10 Neraca Massa <i>Ekstraktor</i> 01 (E-01)	75
3.4.11 Neraca Massa <i>Scrubber</i> 01 (SC-01)	75
3.4.12 Neraca Massa <i>Ekstraktor</i> 02 (E-02)	76
3.4.13 Neraca Massa <i>Evaporator</i> 01 (EV-01)	76
3.4.14 Neraca Massa <i>Mixer</i> 02 (M-02)	76
3.4.15 Neraca Massa <i>Reaktor</i> 02 (R-02)	77
3.4.16 Neraca Massa <i>Evaporator</i> 02 (EV-02)	77
3.4.17 Neraca Massa <i>Filtering Centrifuge</i> 02 (FC-02)	78

3.4.18 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02)	78
3.5 Neraca Panas	79
3.5.1 Neraca Panas <i>Gyrotary Crusher</i> (GC-01)	79
3.5.2 Neraca Panas <i>Log Washer</i> 01 (LW-01)	79
3.5.3 Neraca Panas <i>Cone Crusher</i> 01 (CC-01)	80
3.5.4 Neraca Panas <i>Ball Mill</i> 01 (CC-01)	80
3.5.5 Neraca Panas <i>Cyclone Separator</i> 01 (CS-01)	80
3.5.6 Neraca Panas <i>Mixer</i> 01 (M-01)	81
3.5.7 Neraca Panas <i>Reaktor</i> 01 (R-01)	81
3.5.8 Neraca Panas <i>Filtering Centrifuge</i> 01 (FC-01)	82
3.5.9 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01)	83
3.5.10 Neraca Panas <i>Ekstraktor</i> 01 (E-01)	83
3.5.11 Neraca Panas <i>Scrubber</i> 01 (SC-01)	84
3.5.12 Neraca Panas <i>Ekstraktor</i> 02 (E-02)	84
3.5.13 Neraca Panas <i>Evaporator</i> 01 (EV-01)	84
3.5.14 Neraca Panas <i>Mixer</i> 02 (M-02)	85
3.5.15 Neraca Panas <i>Reaktor</i> 02 (R-02)	85
3.5.16 Neraca Panas <i>Evaporator</i> 02 (EV-02)	86
3.5.17 Neraca Panas <i>Filtering Centrifuge</i> 02 (FC-02)	86
3.5.18 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02)	87
3.5.19 Neraca Panas <i>Heater</i> -01 (HE-01)	87
3.5.20 Neraca Panas <i>Heater</i> -02 (HE-02)	88
3.5.21 Neraca Panas <i>Heater</i> -03 (HE-03)	88
3.5.22 Neraca Panas <i>Heater</i> -04 (HE-04)	88
3.5.23 Neraca Panas <i>Heater</i> -05 (HE-05)	89
3.5.24 Neraca Panas <i>Cooler</i> -01 (CL-01)	89
3.5.25 Neraca Panas <i>Cooler</i> -02 (CL-02)	89
3.5.26 Neraca Panas <i>Cooler</i> -03 (CL-03)	90
3.5.27 Neraca Panas <i>Cooler</i> -04 (CL-04)	90
3.5.28 Neraca Panas <i>Cooler</i> -05 (CL-05)	90
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	92
4.1 Lokasi Pabrik	92
4.1.1 Faktor Primer	92
4.1.2 Faktor Sekunder	94
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	95
4.3 Tata Alat Proses (<i>Process Plant and Equipment</i>)	98
4.4 Organisasi Perusahaan	103
4.4.1 Faktor Primer	103
4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan	104
4.4.3 Tugas dan Wewenang	106
4.4.4 Pembagian jam Kerja Karyawan	108
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji	110
BAB V UTILITAS	113
5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air	113
5.1.1 Unit Penyediaan Air	113
5.1.2 Pengelolahan Air	115

5.1.3 Kebutuhan Air	119
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	121
5.3 Unit Pembangkit Listrik	121
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan.....	124
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	124
BAB VI EVALUASI EKONOMI	126
6.1 Penaksiran Harga Peralatan	127
6.2 Dasar Perhitungan	130
6.3 Perhitungan Biaya	130
6.3.1 <i>Total Capital Investment</i>	130
6.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	131
6.3.3 <i>General Expense</i>	132
6.4 Analisis Kelayakan.....	132
6.4.1 <i>Return Of Investment (ROI)</i>	132
6.4.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	133
6.4.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	134
6.4.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	135
6.4.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)</i>	136
6.5 Hasil Perhitungan	136
6.6 Analisis Keuntungan	139
6.7 Analisis Kelayakan.....	139
6.7.1 <i>Return Of Investment (ROI)</i>	139
6.7.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	140
6.7.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	140
6.7.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	140
6.7.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)</i>	141
BAB VII PENUTUP.....	143
7.1 Kesimpulan	143
7.2 Saran.....	144
DAFTAR PUSTAKA	146
LAMPIRAN-LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Kapasitas Pabrik Nikel di Indonesia	3
Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Bahan <i>Intermediate</i> Nikel di Dunia.....	4
Tabel 1.3 Komposisi Bijih Nikel Laterit	8
Tabel 1.4 Perbedaan proses <i>Hydrometallurgy</i> dan <i>Pyrometallurgy</i>	15
Tabel 1.5 Data Reaksi	19
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	23
Tabel 3.1 Spesifikasi Pompa	54
Tabel 3.2 Spesifikasi Pompa	55
Tabel 3.3 Spesifikasi Pompa	56
Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa	57
Tabel 3.5 Spesifikasi Pompa	58
Tabel 3.6 Spesifikasi Pompa	59
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>Heater</i>	60
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>Heater</i> (lanjutan).....	61
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Heater</i>	61
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Heater</i> (lanjutan).....	62
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Cooler</i>	62
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Cooler</i> (lanjutan).....	63
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Cooler</i>	64
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Cooler</i>	64
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Cooler</i> (lanjutan).....	65
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>Belt Conveyyor</i>	67
Tabel 3.13 Spesifikasi <i>Belt Conveyyor</i>	68
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>Belt Conveyyor</i>	69
Tabel 3.15 Neraca Massa <i>Gyrotary Crusher</i>	70
Tabel 3.16 Neraca Massa <i>Log Washer</i> 01	71
Tabel 3.17 Neraca Massa <i>Cone Crusher</i> 01	71
Tabel 3.18 Neraca Massa <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01)	72
Tabel 3.19 Neraca Massa <i>Cyclone Separator</i> 01 (CS-01)	72
Tabel 3.20 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01)	72
Tabel 3.20 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01) (lanjutan)	73
Tabel 3.21 Neraca Massa Reaktor (R-01)	73
Tabel 3.22 Neraca Massa <i>Filtering Centrifuge</i> 01 (FC-01)	73
Tabel 3.22 Neraca Massa <i>Filtering Centrifuge</i> 01 (FC-01) (lanjutan)	74
Tabel 3.23 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01)	74
Tabel 3.24 Neraca Massa <i>Ekstraktor</i> 01 (E-01)	75
Tabel 3.25 Neraca Massa <i>Scrubber</i> 01 (SC-01)	75
Tabel 3.26 Neraca Massa <i>Ekstraktor</i> 02 (E-02)	76
Tabel 3.27 Neraca Massa <i>Evaporator</i> 01 (EV-01)	76
Tabel 3.28 Neraca Massa <i>Mixer</i> 02 (M-02)	76
Tabel 3.29 Neraca Massa <i>Reaktor</i> 02 (R-02)	77
Tabel 3.30 Neraca Massa <i>Evaporator</i> 02 (EV-02)	77
Tabel 3.31 Neraca Massa <i>Filtering Centrifuge</i> 02 (FC-02)	78
Tabel 3.32 Neraca Massa <i>Ritary Dryer</i> 02 (RD-02)	78

Tabel 3.33 Neraca Panas <i>Gyrotary Crusher</i> (GC-01).....	79
Tabel 3.34 Neraca Panas <i>Log Washer</i> 01 (LW-01).....	79
Tabel 3.35 Neraca Panas <i>Cone Crusher</i> 01 (CC-01).....	80
Tabel 3.36 Neraca Panas <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01).....	80
Tabel 3.37 Neraca Panas <i>Cyclone Separator</i> 01 (CS-01)	80
Tabel 3.37 Neraca Panas <i>Cyclone Separator</i> 01 (CS-01) (lanjutan)	81
Tabel 3.38 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01).....	81
Tabel 3.39 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	81
Tabel 3.39 Neraca Panas Reaktor (R-01) (lanjutan).....	82
Tabel 3.40 Neraca Panas <i>Filtering Centrifuge</i> 01 (FC-01).....	82
Tabel 3.41 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01).....	83
Tabel 3.42 Neraca Panas <i>Ekstraktor</i> 01 (E-01)	83
Tabel 3.43 Neraca Panas <i>Scrubber</i> 01 (SC-01).....	84
Tabel 3.44 Neraca Panas <i>Ekstraktor</i> 02 (E-02)	84
Tabel 3.45 Neraca Panas <i>Evaporator</i> 01 (EV-01)	84
Tabel 3.45 Neraca Panas <i>Evaporator</i> 01 (EV-01) (lanjutan)	85
Tabel 3.46 Neraca Panas <i>Mixer</i> 02 (M-02)	85
Tabel 3.47 Neraca Panas <i>Reaktor</i> 02 (R-02)	85
Tabel 3.47 Neraca Panas <i>Reaktor</i> 02 (R-02) (lanjutan)	86
Tabel 3.48 Neraca Panas <i>Evaporator</i> 02 (EV-02)	86
Tabel 3.49 Neraca Panas <i>Filtering Centrifuge</i> 02 (FC-02).....	86
Tabel 3.49 Neraca Panas <i>Filtering Centrifuge</i> 02 (FC-02) (lanjutan)	87
Tabel 3.50 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02).....	87
Tabel 3.51 Neraca Panas <i>Heater</i> -01 (HE-01).....	87
Tabel 3.52 Neraca Panas <i>Heater</i> -02 (HE-02).....	88
Tabel 3.53 Neraca Panas <i>Heater</i> -03 (HE-03).....	88
Tabel 3.54 Neraca Panas <i>Heater</i> -04 (HE-04).....	88
Tabel 3.55 Neraca Panas <i>Heater</i> -05 (HE-05).....	89
Tabel 3.56 Neraca Panas <i>Cooler</i> -01 (CL-01).....	89
Tabel 3.57 Neraca Panas <i>Cooler</i> -02 (CL-02).....	89
Tabel 3.57 Neraca Panas <i>Cooler</i> -02 (CL-02) (lanjutan)	90
Tabel 3.58 Neraca Panas <i>Cooler</i> -03 (CL-03).....	90
Tabel 3.59 Neraca Panas <i>Cooler</i> -04 (CL-04).....	90
Tabel 3.60 Neraca Panas <i>Cooler</i> -05 (CL-05).....	90
Tabel 3.60 Neraca Panas <i>Cooler</i> -05 (CL-05) (lanjutan)	91
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	98
Tabel 4.2 Jadwal Kerja Tiap Regu.....	110
Tabel 4.3 Gaji Karyawan.....	110
Tabel 4.3 Gaji Karyawan (lanjutan).....	111
Tabel 4.3 Gaji Karyawan (lanjutan).....	112
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	119
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin (lanjutan).....	120
Tabel 5.2 Kebutuhan Air untuk <i>Steam</i>	120
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Domestik	120
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Pompa Proses	121
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Pompa Proses (lanjutan)	122

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	122
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses (lanjutan).....	123
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pompa Utilitas	123
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Lain-lain.....	123
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Lain-lain (lanjutan)	124
Tabel 6.1 Indeks Harga	127
Tabel 6.1 Indeks Harga (lanjutan).....	128
Tabel 6.1 Indeks Harga (lanjutan).....	129
Tabel 6.2 Harga Indeks Pada Tahun Perancangan	129
Tabel 6.3 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	136
Tabel 6.3 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC) (lanjutan)	137
Tabel 6.4 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	137
Tabel 6.5 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	137
Tabel 6.6 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	137
Tabel 6.7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	138
Tabel 6.8 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	138
Tabel 6.9 <i>Total Manufacturing Cost</i> (TMC)	138
Tabel 6.10 <i>Working Capital</i> (WC).....	138
Tabel 6.11 <i>General Expenses</i> (GE).....	139
Tabel 6.12 <i>Total Production Cost</i> (TPC).....	139

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Ekspor Nikel dari Tahun 2014 s.d 2022.....	4
Gambar 1.2 Impor Nikel dari Tahun 2019 s.d 2023	5
Gambar 1.3 Konsumsi Nikel dari Tahun 2013 s.d 2018	6
Gambar 1.4 Produksi Nikel dari Tahun 2013 s.d 2021	7
Gambar 1.6 Hubungan antara $\ln(Y^*-Y)$ dengan waktu.....	19
Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Nikel Sulfida.....	28
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Nikel Sulfida.....	29
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Nikel Sulfida	95
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik.....	97
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	102
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	105
Gambar 5.1 Pengolahan Air	119
Gambar 6.1 Korelasi Kapasitas Produksi terhadap Biaya	142

DAFTAR LAMPIRAN

Tabel A.1 Neraca Massa.....	151
Gambar A.1 Optimasi Jumlah Reaktor dengan Biaya Reaktor.....	157
Gambar A.2 Hubungan Dimensional untuk <i>flanged and dished heads</i>	160
Tabel A.2 Suhu Pemanas Jaket.....	167
Gambar A.3 Mekanisme reaksi reaktan gas-cair difilm cairan.....	177
Tabel A.3 Neraca Massa.....	180
Gambar A.4 Optimasi Jumlah Reaktor dengan Biaya Reaktor.....	184
Gambar A.5 Hubungan Dimensional untuk <i>flanged and dished heads</i>	188
Tabel A.4	197
<i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>	203
Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan	206

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperature, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psi
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
t	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
r	: Jari-jari, in
P	: <i>Power motor</i> , Hp
Ts	: <i>Tebal shell</i> , in
ΔPT	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: <i>Tebal head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
u ₀	: Kecepatan awal fluidisasi, m/s

Umf	: Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan
Icr	: Jari-jari sudut dalam, in
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas Panas, Btu/lb°F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	: <i>Heat transfer factor</i>
Hi	: <i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
Ho	: <i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	: Long mean temperature different, °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
wf	: <i>Total head</i> , in
ΔH	: Entalpi, KJ/Jam
Th	: <i>Tebal head</i> , in

ABSTRAK

Salah satu komoditas unggulan dalam sektor pertambangan Indonesia adalah nikel. Nikel adalah unsur logam berwarna perak terbentuk secara alami yang umum ditemukan pada bagian kerak bumi. Indonesia memiliki 52% dari cadangan nikel dunia, dimana Indonesia mampu menghasilkan 1 juta metrik ton yang berkontribusi terhadap 37,04% produksi nikel dunia sehingga Indonesia berperan penting dalam penyediaan bahan baku nikel dunia. Untuk mendukung upaya pemerintah, pendirian industri *upstream* menjadi penting untuk komoditas nikel yaitu dengan cara melakukan pengambilan nikel pada industri *upstream* dari bijih nikel yaitu melalui pembentukan *intermediate* berupa nikel (II) sulfida (NiS) yang diharapkan mampu mengolah bijih nikel dalam negeri. Atas dasar ini, dibuat prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit kapasitas 20.000 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan didirikan pada tahun 2030 yang terletak di kabupaten Kolaka, Sulaewesi Tenggara ditinjau dari berbagai faktornya. Nikel sulfida dihasilkan melalui proses *hydrometallurgy*. Proses *leaching* dilakukan terhadap NiO dari bijih laterit menggunakan H₂SO₄ dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang terjadi pada suhu 250 °C dan tekanan 41 bar, dengan kondisi endotermis dan dilengkapi jaket pemanas. Konversi NiO menjadi NiSO₄ sebesar 97%. Residu padatan selanjutnya dipisahkan dari larutan hasil reaksi. Sedangkan larutan hasil reaksi reaktor 1 tersebut direaksikan dengan gas H₂S sehingga didapatkan endapan logam sulfida yang didominasi oleh NiS. Reaksi berlangsung pada suhu 120°C dan tekanan 6,8 bar dalam Reaktor gelembung dengan kondisi isotermis dan dilengkapi dengan *coil* pendingin. Konversi NiSO₄ menjadi NiS sebesar 98%. Cairan kemudian dipisahkan dengan *slurry* menggunakan *filtering centrifuge* dan *rotary dryer* untuk menghilangkan kandungan air hingga 1%, sehingga diperoleh padatan NiS. Untuk mendukung berjalannya pabrik ini digunakan air sebesar 9354,71 kg/jam yang berasal dari sungai Mekongga. Kebutuhan listrik mencapai 1584,69 kW. Berdasarkan hasil analisa ekonomi menunjukkan *Return Of Investment* (ROI) sebesar 53,88% sebelum pajak dan 40,41% setelah pajak. *Pay Out Time* (POT) sebesar 1,6 tahun sebelum pajak dan 2,0 tahun setelah pajak. *Break Even Point* (BEP) sebesar 43,4%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 30,41%. Berdasarkan dari analisa dapat disimpulkan bahwa pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit layak untuk didirikan.

Kata Kunci: Nikel, Bijih Laterit, Hidrometalurgi

ABSTRACT

One of the leading commodities in Indonesia's mining sector is nickel. Nickel is a naturally occurring silver-colored metallic element commonly found in the earth's crust. Indonesia has 52% of the world's nickel reserves, where Indonesia is able to produce 1 million metric tons which contributes to 37.04% of world nickel production so that Indonesia plays an important role in providing world nickel raw materials. To support the government's efforts, the establishment of an upstream industry is important for nickel commodities, namely by taking nickel in the upstream industry from nickel ore, namely through the formation of intermediates in the form of nickel (II) sulfide (NiS) which is expected to be able to process domestic nickel ore. On this basis, a nickel sulfide plant from laterite nickel ore with a capacity of 20,000 tons/year was designed. This plant is planned to be established in 2030 located in Kolaka district, Southeast Sulawesi in terms of various factors. Nickel sulfide is produced by hydrometallurgy process. The leaching process is carried out on NiO from laterite ore using H₂SO₄ in a stirred tank flow reactor (RATB) which occurs at 250°C and 41 bar pressure, under endothermic conditions and equipped with a heating jacket. The conversion of NiO to NiSO₄ was 97%. The solid residue was then separated from the reaction solution. Meanwhile, the reaction solution from reactor 1 was reacted with H₂S gas to obtain a metal sulfide precipitate dominated by NiS. The reaction took place at a temperature of 120°C and a pressure of 6.8 bar in a bubble reactor with isothermic conditions and equipped with a cooling coil. The conversion of NiSO₄ to NiS was 98%. The liquid is then separated from the slurry using a filtering centrifuge and rotary dryer to remove up to 1% water content, thus obtaining NiS solids. To support the running of this plant, 9354.71 kg/hour of water is used from Mekongga river. Electricity needs reach 1584.69 kW. Based on the results of economic analysis, the Return Of Investment (ROI) is 53.88% before tax and 40.41% after tax. Pay Out Time (POT) of 1.6 years before tax and 2.0 years after tax. Break Even Point (BEP) of 43.4%, Shut Down Point (SDP) of 30.41%. Based on the analysis, it can be concluded that the nickel sulfide plant from laterite nickel ore is feasible to establish.

Keywords: Nickel, Laterite Ore, Hydrometallurgy

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Salah satu komoditas unggulan dalam sektor pertambangan Indonesia adalah nikel. Nikel adalah unsur logam berwarna perak terbentuk secara alami yang umum ditemukan pada bagian kerak bumi. Indonesia merupakan negara yang memiliki cadangan nikel terbesar di dunia. Indonesia memiliki 52% dari cadangan nikel dunia, dimana Indonesia mampu menghasilkan 1 juta metrik ton yang berkontribusi terhadap 37,04% produksi nikel dunia sehingga Indonesia berperan penting dalam penyediaan bahan baku nikel dunia (Kementerian ESDM, 2020). Di dunia terdapat dua jenis bijih nikel yaitu bijih nikel laterit dan bijih nikel sulfida, dimana 72% merupakan bijih nikel laterit dan sisanya bijih nikel sulfida. Cadangan bijih nikel laterit di Indonesia mencapai 12% cadangan nikel dunia yang tersebar di pulau Sulawesi, Kepulauan Maluku, Halmahera, Papua, serta Kalimantan (Setiawan, 2016). Nikel saat ini banyak digunakan pada industri sebagai salah satu bahan baku dalam pembuatan baja tahan karat (stainless steel), pelapisan logam, dan logam paduan. Selain itu, nikel juga digunakan sebagai bahan baku utama dalam pembuatan baterai lithium yang banyak dimanfaatkan untuk kendaraan listrik (Radhica dkk., 2023). Bijih nikel laterit adalah jenis bijih nikel terbesar di Indonesia.

Bijih nikel laterit merupakan salah satu mineral logam dari hasil proses pelapukan kimia batuan ultramafik yang mengakibatkan pengkayaan unsur Ni,

Fe, Co, dan Mn secara residual dan sekunder. Nikel laterit dicirikan dengan logam oksida berwarna coklat kemerahan yang mengandung Ni dan Fe. Nikel laterit terbentuk dari proses pelapukan yang aktif pada batuan peridotit yang kemudian infiltrasi air hujan masuk ke zona retakan batuan dan melarutkan mineral batuan dasar. Mineral yang memiliki densitas tinggi akan tertinggal di permukaan sehingga menyebabkan pengkayaan residu seperti unsur Ca, Mg, dan Si. Mineral lain yang bersifat mobile akan terlarut ke bawah serta membentuk zona akumulasi yang kaya Ni, Mn, dan Co (Lintjewas dkk., 2019). Nikel yang diperoleh dari laterit memiliki berbagai lapisan yang meliputi lapisan penutup (mengandung 0,8% nikel) yang biasanya dibuang, zona bijih limonit (mengandung 1,2-1,7% nikel, sekitar 40% besi dan 1-4% magnesium oksida), zona bijih saprolit (mengandung 1,6-2,3% nikel dan sekitar 7-25% besi) serta lapisan batu. Selain itu, bijih laterit juga mengandung logam lain seperti kobalt, kromium, dan mangan (Valdano, 2017). Proses pengolahan bijih nikel laterit terbagi menjadi dua yaitu proses pirometalurgi dan hidrometalurgi. Proses pengolahan bijih nikel laterit dipengaruhi oleh komposisi endapan nikel laterit tersebut. Pada umumnya proses pirometalurgi dapat mengolah bijih nikel laterit dari zona transisi dengan kadar Ni di atas 1,5% sedangkan pada proses hidrometalurgi dapat mengolah bijih nikel laterit dari zona limonit dengan kadar Ni di bawah 1,5% (Faiz, 2020).

Di Indonesia larangan ekspor bijih nikel telah ditetapkan oleh pemerintah sejak tahun 2020 melalui Kementerian ESDM baik pada bijih nikel kadar rendah maupun bijih nikel kadar tinggi yang bertujuan untuk

meningkatkan nilai jual yang lebih tinggi dengan mengolah bijih nikel terlebih dahulu. Oleh karena itu, pendirian industri upstream menjadi penting untuk komoditas nikel. Salah satunya dengan cara melakukan pengambilan nikel pada industri upstream dari bijih nikel yaitu melalui pembentukan intermediate berupa nikel (II) sulfida (NiS). Dengan pendirian industri upstream ini, Indonesia diharapkan mampu mengolah bijih nikel dalam negeri (Hadad dkk., 2022).

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas suatu pabrik dapat ditinjau dari data-data seperti pada data produksi, konsumsi, ekspor, impor, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas pabrik yang telah ada baik di Indonesia maupun di seluruh dunia.

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Ada

Salah satu penentuan kapasitas pabrik yaitu dengan mempertimbangan keberadaan pabrik yang telah ada di Indonesia maupun di dunia. Tabel 1.1 menunjukkan kapasitas pabrik nikel yang telah ada di Indonesia (Kementerian ESDM, 2021).

Tabel 1.1 Data kapasitas pabrik nikel di Indonesia

Nama Perusahaan	Ton/Tahun
PT Antam Tbk	125.700
PT Century Metalindo	24.500
PT Growth Java Industry	57.500
PT Tsungshan Steel Indonesia	15.000
PT Weda Bay Nickel	300.000

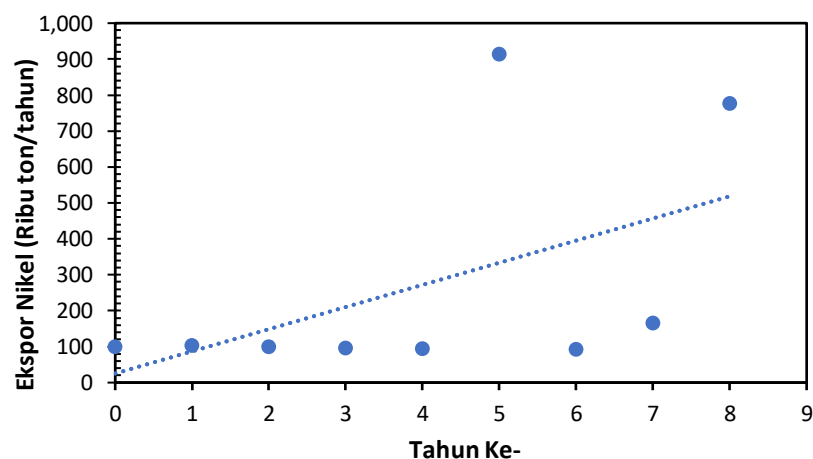
Selain itu, pada Tabel 1.2 menunjukkan kapasitas pabrik bahan intermediate nikel di dunia. Hal ini menunjukkan gambaran kapasitas pabrik yang layak untuk didirikan atau menguntungkan untuk didirikan (miningdataonline.com, 2023).

Tabel 1.2 Kapasitas pabrik bahan *intermediate* nikel di dunia

Nama Pabrik	Ton/Tahun
PT Vale Indonesia	90.000
Cerro Matoso S.A	43.800
Vale Inco Ltd Manitoba Operation	311.000
Minara Resources Pty Ltd	40.000
Koniambo Nickel SAS	60.000

1.2.2 Ekspor Nikel di Indonesia

Berdasarkan data ekspor dari sumber (databoks.katadata.co.id) jumlah ekspor nikel di Indonesia pada tahun 2014 (tahun ke-0) hingga tahun 2022 (tahun ke-8) ditampilkan pada Gambar 1.1.

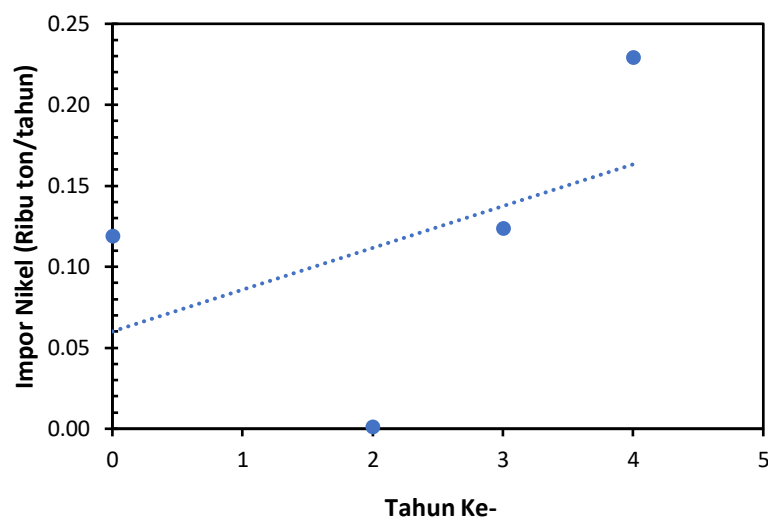


Gambar 1.1 Ekspor Nikel dari Tahun 2014 (Tahun Ke-0) s.d 2022
(Tahun Ke-8)

Penentuan estimasi besarnya nilai ekspor nikel ditentukan dengan persamaan sesuai dengan trend grafik yang diperoleh. Persamaan yang diperoleh yaitu $y = 61,632x + 25,31$. Berdasarkan persamaan tersebut, diperkirakan ekspor nikel pada tahun 2030 sebesar $y = 125.138,27$ ton/tahun.

1.2.3 Impor Nikel di Indonesia

Berdasarkan data impor Badan Pusat Statistik jumlah impor nikel di Indonesia pada tahun 2019 (tahun ke-0) hingga tahun 2023 (tahun ke-4) ditampilkan pada Gambar 1.2.

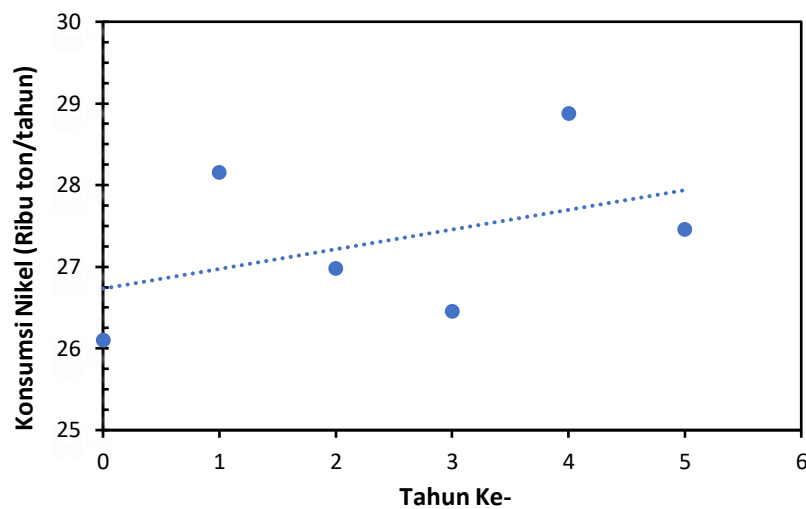


Gambar 1.2 Impor Nikel dari Tahun 2019 (Tahun Ke-0) s.d 2023
(Tahun Ke-4)

Penentuan estimasi besarnya nilai impor nikel ditentukan dengan persamaan sesuai dengan trend grafik yang diperoleh. Persamaan yang diperoleh yaitu $y = 0,0258x + 0,0601$. Berdasarkan persamaan tersebut, diperkirakan impor nikel pada tahun 2030 sebesar $y = 52,43$ ton/tahun.

1.2.4 Konsumsi Nikel di Indonesia

Rosyadi dan Wardana (2019) menunjukkan data konsumsi nikel di Indonesia pada tahun 2013 (tahun ke-0) hingga tahun 2018 (tahun ke-5) ditampilkan pada Gambar 1.3.

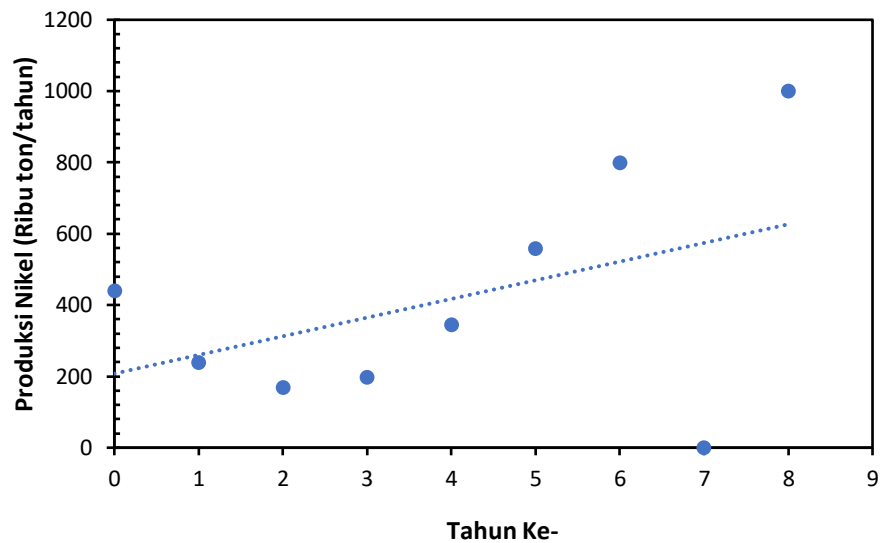


Gambar 1.3 Konsumsi Nikel dari Tahun 2013 (Tahun Ke-0) s.d 2018 (Tahun Ke-5)

Penentuan estimasi besarnya nilai konsumsi nikel ditentukan dengan persamaan sesuai dengan trend grafik yang diperoleh. Persamaan yang diperoleh yaitu $y = 0,2412x + 26,732$. Berdasarkan persamaan tersebut, diperkirakan konsumsi nikel pada tahun 2030 sebesar $y = 516,37$ ton/tahun.

1.2.5 Produksi Nikel di Indonesia

Berdasarkan data *Mineral Commodity Summaries* jumlah produksi nikel di Indonesia pada tahun 2013 (tahun ke-0) hingga tahun 2021 (tahun ke-8) ditampilkan pada Gambar 1.4.



Gambar 1.4 Produksi Nikel dari Tahun 2013 (Tahun ke-0) s.d 2021
(Tahun ke-8)

Penentuan estimasi besarnya nilai produksi nikel ditentukan dengan persamaan sesuai dengan trend grafik yang diperoleh. Persamaan yang diperoleh yaitu $y = 52,35x + 207,71$. Berdasarkan persamaan tersebut, diperkirakan produksi nikel pada tahun 2030 sebesar $y = 106.478,21$ ton/tahun.

Berdasarkan perkiraan jumlah ekspor, impor, konsumsi dan produksi nikel pada tahun 2030, maka potensi kapasitas pabrik nikel sulfida pada tahun 2030 sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= \text{demand} - \text{supply} \\
 &= (\text{konsumsi} + \text{ekspor}) - (\text{produksi} + \text{impor}) \\
 &= (516,37 + 125,138.27) - (106.478,21 + 52,43) \\
 &= 19.123,99 \text{ ton/tahun.}
 \end{aligned}$$

Dari hasil potensi kapasitas nikel pada tahun 2030 yang diperoleh, maka

pabrik direncanakan akan memproduksi nikel sulfida sebesar 20.000 ton/tahun. Hal ini didasarkan pada pertimbangan rentang produksi nikel yang telah ada di Indonesia yang berkisar dari 15.000-300.000 ton/tahun, serta untuk menghindari resiko produk tidak laku. Dengan didirikannya pabrik nikel sulfida diharapkan mampu mengolah lebih lanjut bijih nikel untuk meningkatkan pendapatan negara dan dapat memenuhi kebutuhan nikel sulfida di Indonesia maupun di dunia.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Nikel Laterit

Nikel laterit merupakan salah satu mineral logam yang dihasilkan dari proses pelapukan kimia batuan ultramafik. Batuan tersebut kaya akan mineral mafik atau *ferromagnesian* dan memiliki sekitar 45% silika. Proses pelapukan ini menyebabkan pengkayaan unsur Ni, Fe, Mn, dan Co secara residual dan sekunder. Komposisi nikel laterit ditunjukkan pada Tabel 1.3 (Georgiou dan Papangelakis, 1998).

Tabel 1.3 Komposisi bijih nikel laterit

Senyawa	Kadar (%)
NiO	1,22
FeOOH	47,7
SiO ₂	3,87
AlOOH	1,9
Cr ₂ O ₃	1,56
MgO	1,03
MnO	0,97
CoO	0,14

Mengenali struktur tanah dalam eksploitasi bijih nikel laterit memiliki signifikansi yang besar karena metode ekstraksi yang digunakan dapat bervariasi tergantung pada perbedaan tersebut, ada tiga struktur nikel laterit yang berbeda dalam tanah, yaitu *limonit*, *smectite*, dan *saprolite*, yang ditentukan oleh kedalamannya. Masing-masing memiliki komposisi yang berbeda dan *limonit* umumnya terletak di dekat permukaan tanah, sementara *smectite* berada di bawah *limonit*, dan *saprolite* berada di lapisan paling dalam. *Limonit* dan *smectite* sering dianggap bersama karena mereka berdekatan secara geografis dan mengalami proses yang serupa. Terdapat dua metode umum dalam pengolahan nikel laterit yang pertama adalah peleburan untuk memperoleh *ferronikel*, dan yang kedua adalah pelarutan dan pemurnian untuk mendapatkan logam nikel. Proses peleburan digunakan pada nikel laterit jenis *saprolite* karena kandungan MgO-nya yang tinggi. Sementara itu, proses pelarutan dan pemurnian dilakukan pada nikel laterit jenis *limonit-smectite* karena kandungan besinya yang tinggi. (Crundwell dkk., 2011). Menurut penelitian oleh Bahfie dan rekan-rekannya pada tahun 2021, proses pengolahan nikel sulfida dari bijih laterit ini menggunakan teknologi hidrometalurgi dengan metode *High Pressure Acid Leaching (HPAL)*. Teknologi ini merupakan suatu pendekatan dalam pengolahan mineral yang memanfaatkan bahan kimia pada bijih laterit dengan kadar nikel rendah. Penggunaan energi tidak begitu besar dan menghasilkan tingkat pemulihan produk nikel

yang cukup besar dibandingkan dengan beberapa metode lain seperti Proses *Caron* dan *Heap Leaching*. Metode-metode tersebut memerlukan waktu yang cukup lama, konsumsi energi yang tinggi, dan tingkat pemulihan produk yang kecil. Oleh karena itu, penggunaan metode HPAL dianggap lebih efektif dalam konteks ini.

1.3.2 Proses Pembuatan Nikel

Proses pembuatan nikel sulfida dapat dilakukan melalui 2 proses yaitu sebagai berikut :

1. Proses *Hydrometallurgy*

Hidrometalurgi menggunakan larutan untuk mengekstraksi logam dari bijihnya, Hidrometalurgi melibatkan dua proses utama yaitu mengkonversi logam menjadi larutan melalui proses *leaching* dan memisahkan logam yang diinginkan dari larutan logam melalui proses separasi atau ekstraksi hasil. Proses *leaching* menjadi tahap terpenting dalam hidrometalurgi karena memiliki peran yang signifikan dalam menentukan kecepatan dan efisiensi transformasi logam menjadi larutan, yang mempengaruhi keseluruhan proses dan sebagian besar dari parameter ekonomi.

Beberapa variabel yang berdampak pada proses *leaching* mencakup suhu selama proses *roasting*, konsentrasi reaktan, ukuran partikel sampel dan Ph, jika kombinasi dari variabel tersebut sesuai, maka proses *leaching* dapat mencapai kondisi

optimal (Pehlke, 1973). Proses atau metode-metode dalam hidrometalurgi terbagi menjadi beberapa metode yaitu :

a. *High Pressure Acid Leaching (HPAL)*

Dalam ranah hidrometalurgi, salah satu metode yang digunakan adalah proses *leaching*, di mana berbagai jenis asam termasuk asam sulfat, digunakan sebagai agen *leaching*. Metode ini dianggap sebagai pendekatan ekonomis yang efektif untuk mengolah bijih nikel laterit menjadi nikel dengan kandungan yang tinggi. Proses hidrometalurgi untuk nikel laterit melibatkan bijih *limonit* dan *smectite*, yang memiliki kadar MgO rendah dan kadar Fe tinggi. Proses ini berlangsung pada suhu tinggi dan melibatkan penggunaan larutan asam. Pada suhu tersebut, kandungan Fe akan mengalami perubahan menjadi Fe_2O_3 dan akan terpisah dari larutan *leaching*. Sehingga, dalam larutan hanya terdapat kandungan nikel dan kobalt. Setelah bijih melewati proses *leaching*, larutan akan didinginkan untuk mengurangi konsumsi energi. Larutan yang telah didinginkan kemudian akan diperantralisasi dan dikirim ke tangki pemisah, di mana proses penyaringan antara padatan dan larutan akan terjadi. Selanjutnya, larutan yang telah disaring akan dikembalikan ke kondisi netral untuk

menghilangkan pengotor-pengotor yang ada (Crundwell, 2005).

b. *Atmospheric Tank Leaching (APAL)*

Dalam teknik ini, bijih dilarutkan menggunakan larutan asam yang memiliki konsentrasi tinggi, dan ini menyebabkan proses pelarutan mineral-mineral logam. Pada metode *leaching* dengan tekanan atmosfer, umumnya menggunakan suhu di bawah suhu didih larutan, sekitar 90-95°C. Selama berlangsungnya proses *leaching*, penambahan hidrogen peroksida pada tahap awal akan signifikan dalam memfasilitasi oksidasi bijih atau logam, sehingga mempercepat kecepatan reaksi dalam proses ini (Wanta dkk., 2017)

c. *Leaching in situ*

Leaching in situ adalah metode ekstraksi mineral berharga yang dilakukan secara langsung pada *underground ore bodies* yang melibatkan penempatan bijih di bawah permukaan tanah untuk mengakses mineral yang diinginkan (Havlik, 2008).

2. Proses *Pyrometallurgy*

Proses pirometalurgi atau *smelting* adalah metode pengolahan mineral yang melibatkan penggunaan suhu tinggi, di mana panas diperoleh dari tanur yang diberi bahan bakar

batubara (kokas). Selain sebagai sumber panas, batubara juga berperan sebagai agen reduksi dalam proses smelting. Pengolahan jenis *saprolite* nikel laterit yang memiliki kandungan nikel tinggi ($>2\%$) lebih cocok untuk menggunakan metode ini (Kyle, 2010). Proses ini mencakup sebagai berikut (Setiawan, 2016) :

a. *Rotary Kiln Electric Furnace (RKEF)*

Proses RKEF secara luas digunakan untuk menghasilkan feronikel dan *nickel matte*. Proses ini dimulai dengan mengurangi kadar kelembaban hingga mencapai 45% melalui tahap *pretreatment*. Pada tahap ini, bijih laterit dikeringkan menggunakan *rotary dryer* pada suhu 250°C , sehingga kadar kelembabannya mencapai 15-20%. Hasil dari *rotary dryer* kemudian melewati tahap kalsinasi (prereduksi) dengan menggunakan *rotary kiln* pada suhu $800-900^{\circ}\text{C}$.

b. *Nickel Pig Iron (NPI)*

Pembuatan NPI menggunakan mini *blast furnace* dan *electric arc furnace (EF)*. Proses produksi NPI pada mini *blast furnace* mengandalkan kokas sebagai reduktor dan sumber energi. Karbon berperan dalam mereduksi besi sehingga kandungan FeO dalam terak menjadi sangat rendah. Dalam proses ini, *limestone* juga ditambahkan

sebagai bahan tambahan untuk mengatasi suhu leleh terak yang tinggi akibat rendahnya kandungan FeO dan tingginya kadar silika dan magnesia dalam terak. NPI ini sering disebut sebagai *dirty nickel* karena menghasilkan banyak *slag*, membutuhkan konsumsi energi yang tinggi, menciptakan polusi lingkungan, dan menghasilkan produk dengan kualitas rendah.

c. Nippon Yakin Oheyama *Process*

Proses Nippon Yakin Oheyama merupakan metode reduksi langsung bijih garnierit yang menghasilkan feronikel dalam suatu *rotary kiln*. Bijih silikat dicampur dengan antrasit, *coke breeze*, dan batu kapur, lalu dibentuk menjadi briket. Dalam *rotary kiln*, briket mengalami proses pengeringan, dehidrasi, reduksi, dan dilebur menjadi feronikel yang disebut *luppen*. Hasil proses ini kemudian cepat didinginkan dalam air (*quenching*), dan *luppen* berukuran 2-3 mm dengan kandungan Ni sebesar 22% dan Co sebesar 0.45% dipisahkan dari teraknya melalui tahap *grinding*, *screening*, *jigging*, dan *magnetic separation*.

1.3.3 Pemilihan Proses

Dalam praktiknya di industri, proses pengolahan bijih nikel memanfaatkan proses *Hydrometallurgy* dan *Pyrometallurgy*. Menurut (Havllík, *Hydrometallurgy : Principles and application*, 2008) terdapat

perbedaan pada proses *Hydrometallurgy* dan *Pyrometallurgy* yang disajikan pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Perbedaan proses *hydrometallurgy* dan *pyrometallurgy*

Parameter	<i>Hydrometallurgy</i>	<i>Pyrometallurgy</i>
Proses	Proses <i>hydrometallurgy</i> menggunakan proses <i>leaching</i> yang membutuhkan suhu lebih rendah	Proses <i>pyrometallurgy</i> melibatkan serangkaian tahap seperti <i>roasting</i> , <i>smelting</i> yang membutuhkan suhu tinggi
Suhu Operasi	270 °C	1.500 °C
Memperoses bijih sulfida	Tidak terbentuk SO ₂ , memproduksi elemen S	Menghasilkan polusi lingkungan dengan SO ₂ yang mana harus diolah menjadi H ₂ SO ₄ dengan konsentrasi rendah
Proses aplikasi	Digunakan pada bijih nikel dibawah 1.5%	Digunakan untuk bijih dengan kadar nikel lebih dari 1.7%
Laju reaksi	Rendah disebabkan oleh temperatur yang rendah	Tinggi, disebabkan oleh temperatur yang tinggi
Gas beracun	Gas dihasilkan hanya dalam jumlah kecil	Beberapa proses menghasilkan gas beracun
Kontaminasi pada lingkungan	Tidak ada pencemaran udara kendala terkait limbah cair yang mengalir	Terkendala dengan debu, bising dan pembuangan

Berdasarkan perbandingan Tabel 1.4 mengenai proses pengolahan nikel, maka proses yang dipilih pada perancangan pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit adalah proses *hydrometallurgy*. Pemilihan proses ini berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

1. Meningkatkan kadar bijih nikel laterit sebelum proses *leaching* sangat sulit, dikarenakan kadar mineral nikel dalam bijih nikel sangat rendah. Oleh karena itu, penggunaan proses *hydrometallurgy* dipilih karena dapat bereaksi dengan bijih nikel berukuran kecil dan memiliki sifat yang rinci, sehingga dapat menjadi lebih efisien dan ekonomis dibandingkan proses *pyrometallurgy*. *Pyrometallurgy* hanya dapat dilakukan jika bijih nikel mengandung kadar nikel yang lebih tinggi.
2. Suhu operasi yang lebih rendah
3. Proses *hydrometallurgy* tidak terbentuk SO_2
4. Gas beracun yang dihasilkan dalam jumlah kecil

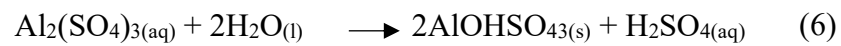
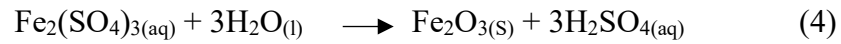
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

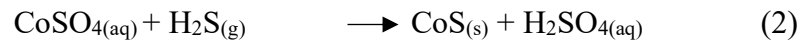
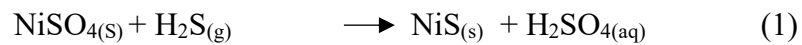
1. Dasar Reaksi

Proses pembuatan nikel sulfida dengan proses hydrometallurgy secara garis besar melalui dua tahapan proses, yaitu proses ekstraksi dari bijih nikel menggunakan larutan H_2SO_4 dan proses pembentukan endapan NiS menggunakan gas H_2S . Reaksi-reaksi yang terjadi pada kedua tahapan proses tersebut adalah sebagai berikut (Eni dkk, 2018).

a. Proses ekstraksi dari bijih nikel menggunakan larutan H_2SO_4



b. Proses pembentukan endapan NiS menggunakan gas H_2S



2. Tinjauan Kinetika

Untuk reaksi yang terjadi di reaktor. Asumsi yang digunakan sebagai berikut (Roy, 1961):

1. Katalis bertindak sebagai bibit untuk penumbuhan partikel-padatan.
2. Kecepatan reaksi diatur oleh kontrol reaksi: $\text{Ni}^{2+} + \text{S}^{2-} \rightarrow \text{NiS}$
3. Transfer massa gas ke cairan dianggap tidak signifikan (sangat cepat) karena begitu gas H_2S terlarut, langsung terionisasi dan

bereaksi dengan ion logam menurut reaksi orde 1 terhadap ion logam.

$$r_v = -\frac{dC}{dt} = k(C - C^*) \quad (1)$$

$$\frac{d(C-C^*)}{(C-C^*)} = -k dt \quad (2)$$

$$\frac{d(Y-Y^*)}{(Y-Y^*)} = -k dt \quad (3)$$

$$(C - C^*) = A - kt \quad (4)$$

Keterangan:

T = waktu reaksi (detik)

r_v = laju reaksi (mol per liter menit)

k = konstanta kecepatan reaksi (per menit)

C = Konsentrasi ion logam pada saat t (mol per liter)

C^* = Konsentrasi ion logam pada keadaan kesetimbangan
(mol per liter)

Persamaan diatas dapat diturunkan, dengan Y menunjukkan preentase nikel yang terendapkan, persamaan ditampilkan sebagai berikut (Roy, 1961):

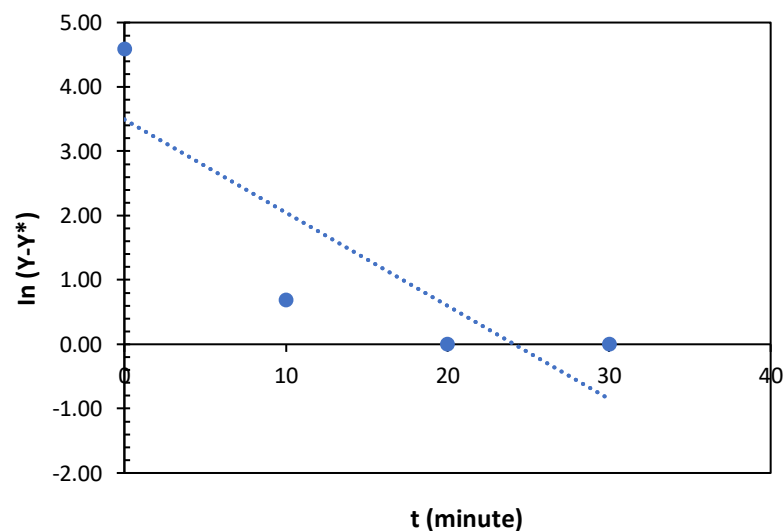
Tabel 1.5 Data reaksi

t menit	Ni Terendapkan	Y	Y^*-Y	$\ln(Y-Y^*)$
0	0,00%	0	99,00	4,60
10	97,00%	97,00	2,00	0,69
20	98,00%	98,00	1,00	0,00
30	98,00%	98,00	1,00	0,00

Hasil dari penelitian untuk kondisi operasi yang telah dipilih ditampilkan pada tabel. Dari data reaksi diatas, terlihat bahwa:

1. Pada reaksi awal, kecepatan reaksi sangat besar
2. Pada setiap menit berikutnya reaksi berjalan sangat lambat (pada kondisi ini sangat menentukan) sehingga dapat diasumsikan sebagai reaksi orde 1

Hubungan antara $\ln(Y^*-Y)$ ditampilkan pada Gambar 1.6

Gambar 1.6 Hubungan Antara $\ln(Y^*-Y)$ dengan Waktu

Nilai k dapat diperoleh dengan menggunakan data interval waktu antara 0 hingga 20 menit. Dari Grafik II.2 Roy, terlihat bahwa kecepatan reaksi dalam interval tersebut relatif konstan.

$$\begin{aligned}\ln(Y^*-Y) &= -0,1448t + 3,4938 \\ &= 3,4938 - 0,1448t \\ k &= 0,1448\end{aligned}$$

Sehingga, dapat disimpulkan bahwa nilai k sebesar 0,1448 per menit.

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

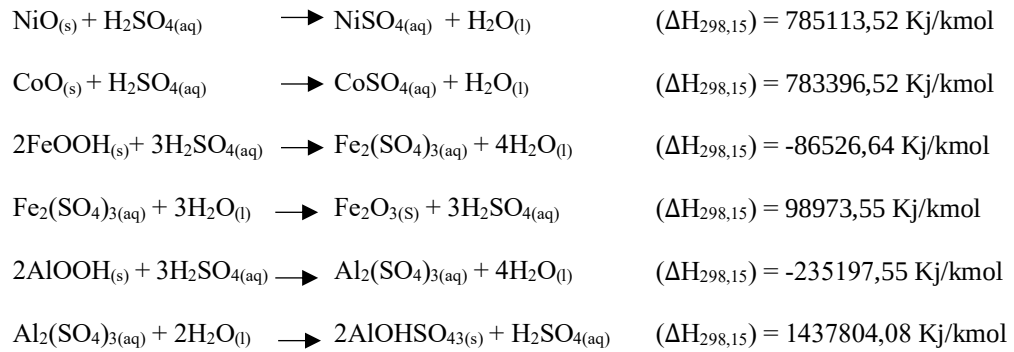
1. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk menentukan panas reaksi berjalan secara endotermis atau eksotermis dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 bar dan suhu 298,15 K. Untuk mengetahui apakah reaksi berjalan endotermis atau eksotermis digunakan persamaan sebagai berikut:

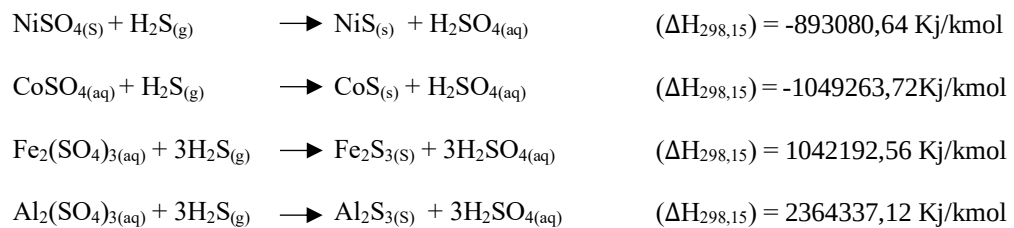
$$\Delta H_{reaction} = \sum (n\Delta H_f)_{produk} - \sum (n\Delta H_f)_{reaktan}$$

Apabila diperoleh $\Delta H_{reaksi} < 0$ maka reaksi berjalan eksotermis dan membutuhkan pendingin. Apabila $\Delta H_{reaksi} > 0$ maka reaksi berjalan endotermis dan membutuhkan pemanas, (Yaws, 1999).

Reaksi pada reaktor (R-01)



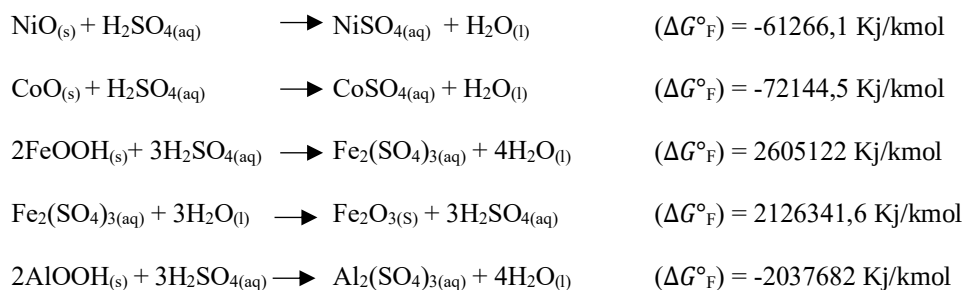
Reaksi pada reaktor (R-02)

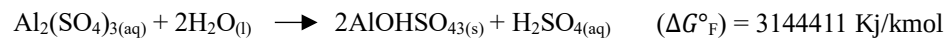


2. Energi Gibbs (ΔG°_F)

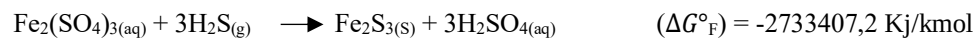
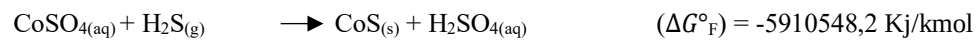
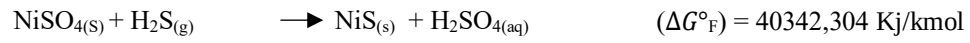
Energi Gibbs (ΔG°_F) adalah salah satu dari parameter dari termodinamika yang menyatakan kelangsungan suatu reaksi terjadi secara spontan atau tidak spontan

Reaksi pada reaktor (R-01)





Reaksi pada reaktor (R-02)



BAB II

SPEKIFIKASI PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk yang sesuai dengan target prarancangan ini, maka mekanisme pembuatan nikel sulfida dirancang berdasarkan variabel yang meliputi spesifikasi bahan baku, produk, dan pengendalian proses.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Terdapat spesifikasi bahan baku bijih nikel laterit (Georgiou dan Papangelakis, 1998), hidrogen sulfida, dan asam sulfat, serta produk berupa nikel sulfida yang tersaji pada Tabel 2.1 (MSDS)

Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku dan produk

Parameter	Bahan Baku			Produk
	Bijih nikel laterit	Hidrogen sulfida	Asam sulfat	Nikel sulfida
Rumus molekul	-	H ₂ S	H ₂ SO ₄	NiS
BM, g/mol	-	34,08	98,08	90,7584
Bentuk	Batuan Padat	Gas Tidak Berwarna	Cair tidak berwarna	Bubuk Padat
Titik lebur, °C	-	-85	-20	797
Titik didih, °C	-	-60	337	1388
Densitas, g/cm ³	-	0,0014	1,84	5,8
<i>Bulk density</i> , g/cm ³	1,09	-	-	-
<i>Absolute density</i> , g/cm ³	1388	-	-	-
Tekanan Uap, psig	-	252	3480,91	-
Pororitas	0,708	-	-	-
Kelarutan dalam H ₂ O	-	Larut	Larut	Tidak larut

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan suatu teknik dan kegiatan yang dilakukan secara terencana yang bertujuan untuk meningkatkan, mencapai dan mempertahankan kualitas suatu produk agar memenuhi standar yang telah

ditetapkan dan memenuhi kepuasan konsumen. Setiap perusahaan memiliki fungsi untuk melakukan pengendalian kualitas yang dilakukan oleh pengawasan atau pengendalian kualitas. Produk yang dihasilkan dapat memberikan dampak yang besar serta dapat memperkecil persentase kecacatan sehingga keuntungan yang diperoleh lebih besar (Arianti dkk., 2020). Oleh sebab itu, adanya pengendalian kualitas dilakukan agar kerusakan dapat dihindari. Salah satu cara yang digunakan untuk mengukur kualitas produk yaitu penerapan *quality control*. Adapun *quality control* yang perlu dilakukan pengawasan atau pengendalian antara lain kualitas bahan baku, proses produksi dan produk. Dengan adanya *quality control* ini, perusahaan dapat melakukan efisiensi proses produksi pada industri pengolahan nikel (Prabhaningrum dkk., 2016).

2.2.1 Pengendalian Kualitas Nikel Laterit

Kualitas bahan baku merupakan bahan yang didapat dari alam atau penyuplai yang telah teruji kualitasnya sehingga bahan yang digunakan sebagai bahan baku mampu menghasilkan produk yang berkualitas dan berefisiensi tinggi. Beberapa hal yang perlu diperhatikan oleh manajemen perusahaan agar bahan baku yang diperoleh pabrik dalam kualitas yang baik yaitu dengan menyeleksi sumber bahan, pemeriksaan penerimaan bahan baku serta penjagaan tempat penyimpanan bahan baku secara berkala sehingga kualitas bahan baku yang digunakan untuk proses produksi dapat dipertahankan pada tingkat tertentu. Selain itu, penyuplai bahan baku juga perlu diperhatikan untuk menghindari bahan

baku yang kurang baik, pengerjaan ulang, maupun tertundanya pesanan. (Wahyuni, 2021). Oleh sebab itu, sebelum melakukan proses produksi, perlu dilakukan pengujian terhadap bahan baku bijih laterit dan bahan pendukung lainnya agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pada pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

1. Alat sistem kontrol

Monitoring dan kontrol operasi dilakukan menggunakan perangkat pengendali yang berpusat di ruang kontrol. Ini dapat dilakukan baik secara otomatis maupun manual dengan menggunakan indikator. Jika terjadi penyimpangan dari parameter yang telah ditetapkan atau diatur, seperti laju aliran bahan baku, produk, kontrol level, atau suhu, dapat diketahui melalui sinyal atau tanda seperti lampu indikator atau alarm. Jika terjadi penyimpangan, harus dilakukan penyesuaian agar kembali ke kondisi atau pengaturan semula. Berbagai perangkat kontrol yang digunakan ini sebagai berikut :

- *Temperature Control*

Perangkat ini memiliki suatu titik set atau batasan suhu yang dapat diatur. Jika suhu tidak sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, ini akan menimbulkan

masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa alarm suara dan lampu indikator yang menyala.

- *Level Control*

Level Control adalah perangkat yang digunakan untuk mengatur tingkat cairan dalam sebuah perangkat di mana cairan tersebut beroperasi dengan pengendali level yang dipasang di dinding tangki yang bertugas mengatur volume cairan dalam tangki atau wadah.

- *Flow Control*

Kontrol aliran adalah perangkat yang digunakan untuk mengatur laju aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya.

- *Pressure Control*

Pengendali tekanan adalah perangkat yang dipasang untuk mengatur tekanan dalam sistem dengan mengatur titik set tekanan ke level tertentu, melalui katup pengendali.

2. Aliran sistem kontrol

- Aliran pneumatik, yaitu aliran udara bertekanan, digunakan untuk mengendalikan katup dari pengendali.

- Aliran listrik digunakan untuk mentransmisikan data suhu dari sensor ke pengendali. Sebagai contoh: (---)
- Aliran mekanik, atau perpindahan tingkat, digunakan untuk mengirim informasi dari sensor ke pengendali.

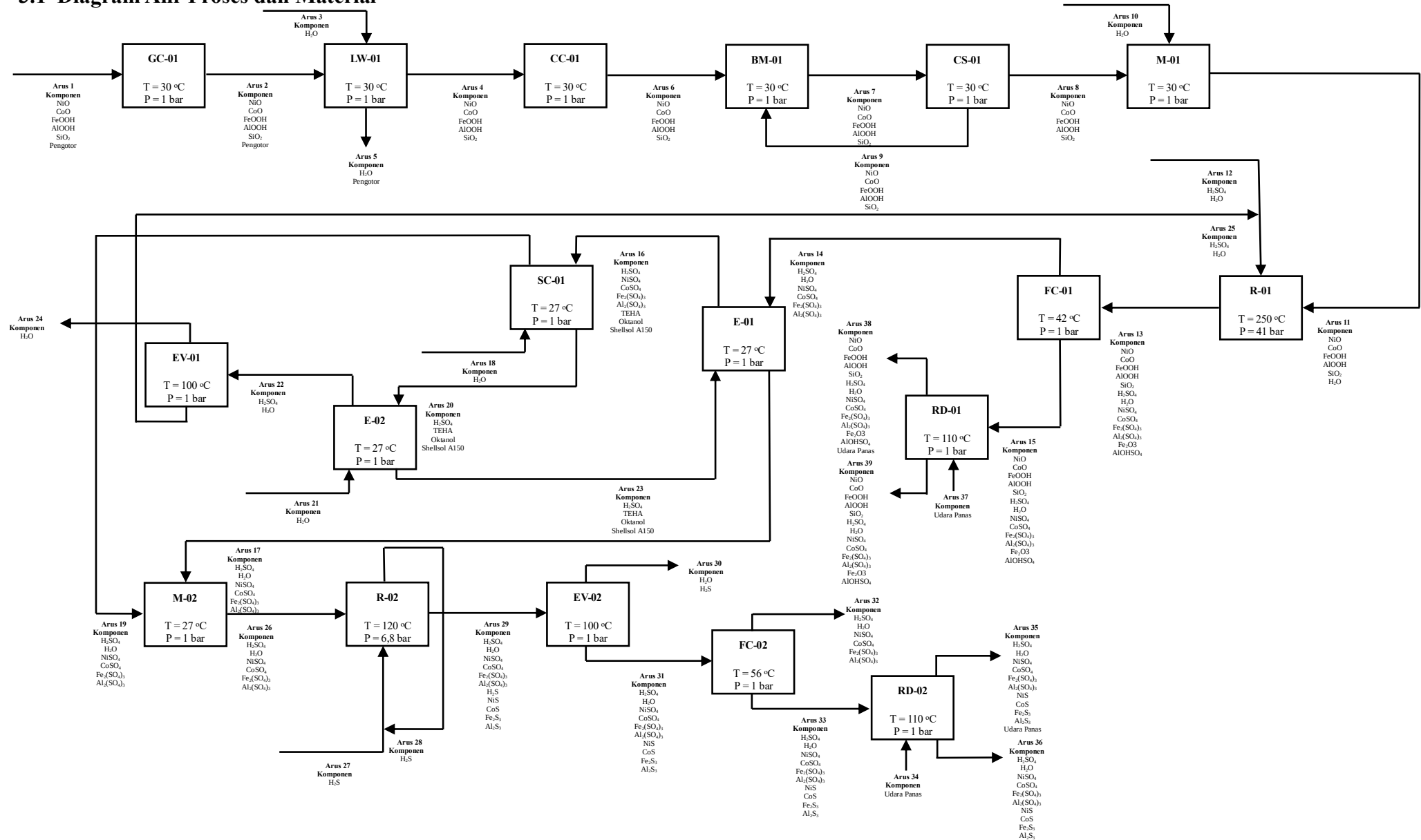
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas dari suatu produk yang dihasilkan ditentukan berdasarkan dengan dan standar tertentu yang telah ditetapkan. Meskipun telah melakukan proses produksi dengan baik namun seringkali masih terdapat produk tidak memenuhi standar yang ditetapkan sehingga menyebabkan kegagalan produksi. Untuk mencegah kerusakan yang dapat timbul di suatu proses produksi, maka perlu dilakukan pengendalian kualitas produk dengan lebih optimal. Pengendalian produk dan pengawasan dilakukan untuk menjaga kualitas yang dilakukan dari bahan baku hingga menjadi produk (Shiyamy dkk., 2021). Pengawasan dan pengendalian kualitas produk dapat dilakukan pengujian dan menganalisa di laboratorium serta dengan menggunakan alat kontrol.

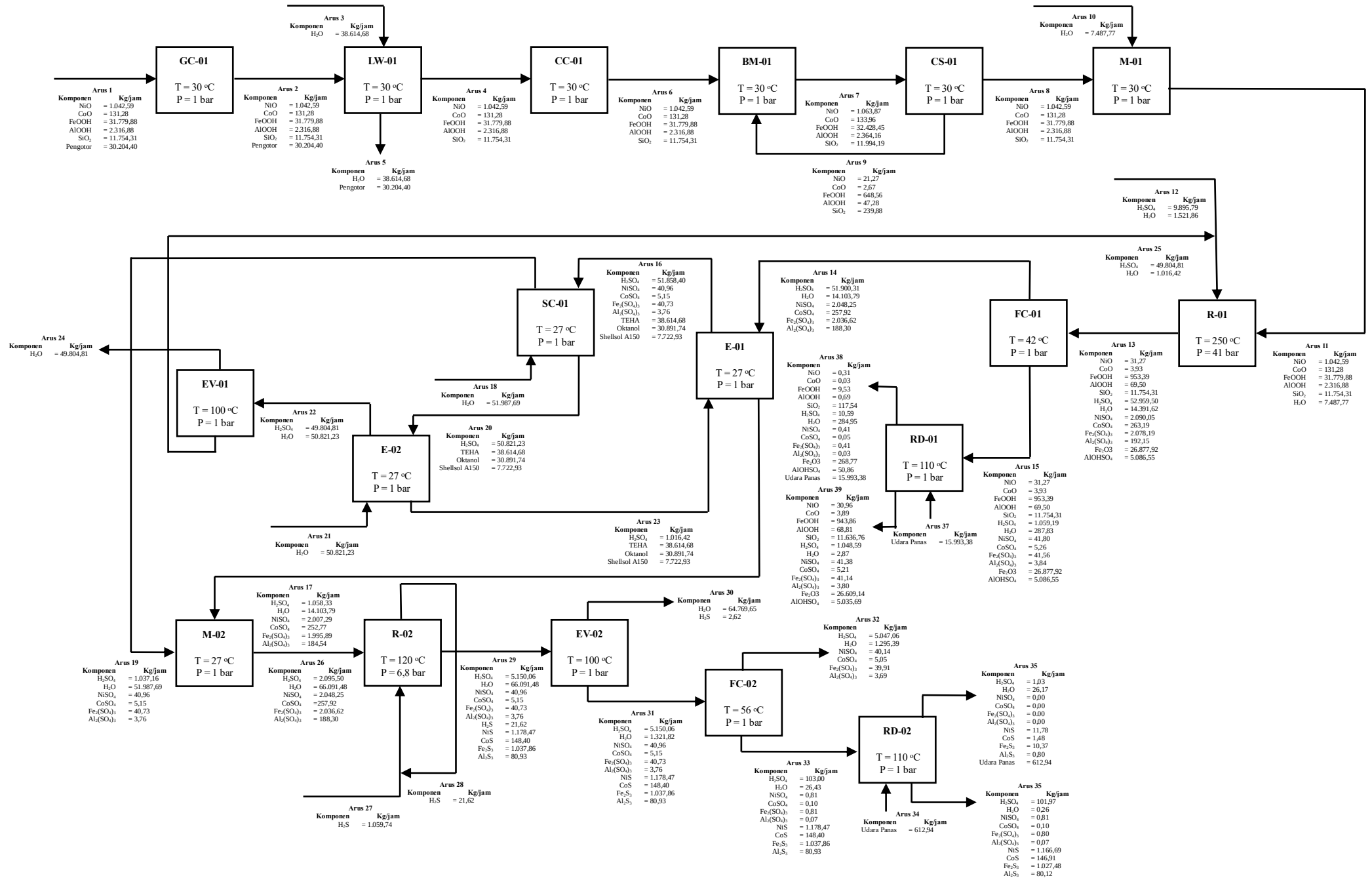
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Nikel Sulfida



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Nikel Sulfida

3.2 Uraian Proses

Pada dasarnya pembuatan nikel sulfida dengan menggunakan proses hidrometalurgi terdiri dari tiga tahapan proses yang meliputi penyimpanan bahan baku, pembuatan nikel sulfida dan pemurnian produk.

3.2.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bijih nikel laterit hasil dari tambang diumpankan kedalam *Gyrotary Crusher* (GC-01) untuk mengecilkan ukuran menjadi 50 mm. padatan kemudian dibawa *Log Washer* (LW-01) untuk dihilangkan *clay* dan kotoran tanah lainnya yang menempel pada padatan bijih nikel laterit. Padatan yang telah cuci kemudian dibawa menuju *Cone Crusher* (CC-01) untuk dikecilkan ukurannya dari 50 mm menjadi 13 mm yang kemudian dibawa menuju Gudang (G-01) untuk ditampung terlebih dahulu. Kemudian, padatan keluaran Gudang (G-01) diumpankan ke *Ball Mill* (BM-01) agar diperoleh ukuran maksimal 325 mesh sesuai dengan spesifikasi Reaktor (R-01). Padatan output *Ball Mill* (BM-01) yang berukuran lebih besar dari 325 mesh akan disaring menggunakan *Cyclone Separator* (CS-01) dan diumpankan kembali ke *Ball Mill* (BM-01). Padatan yang berukuran 235 mesh atau lebih kecil diumpankan kedalam *Mixer* (M-01) untuk pembentukan *slurry* dengan penambahan air sebagai umpan Reaktor (R-01). Sebelum memasuki Reaktor (R-01), *Slurry* dipanaskan terlebih dahulu agar memenuhi spesifikasi reaktor dengan suhu 250 °C dan tekanan 41 bar.

Sementara itu H_2SO_4 yang berasal dari tangki H_2SO_4 maupun H_2SO_4 yang berasal dari *slurry* di umpankan kedalam ke reaktor (R-01) dengan memanaskan terlebih dahulu hingga memenuhi spesifikasi reaktor (R-01).

3.2.2 Tahap Pembuatan Nikel Sulfida

Didalam Reaktor (R-01) terjadi reaksi pada senyawa NiO , CoO , FeOOH , dan AlOOH yang terkandung pada bijih nikel laterit dengan H_2SO_4 . SiO_2 merupakan *impurities* pada bijih nikel laterit yang bersifat inert, sehingga tidak ikut bereaksi. Padatan keluaran Reaktor (R-01) kemudian didinginkan hingga suhu menjadi 42°C dan tekanan 1 bar. Selanjutnya keluaran reaktor (R-01) dipisahkan dari cairannya menggunakan *Filtering Centrifuge* (FC-01). *Filtering Centrifuge* (FC-01) mampu memisahkan padatan dengan cairannya dengan kontaminan cair di arus padatan keluaran sebesar 2%. Padatan keluaran *Filtering Centrifuge* (FC-01), kemudian dikeringkan dengan *Rotary Dryer* (RD-01) hingga diperoleh kadar air sebesar 1%, yang kemudian dibawa menuju Gudang (G-02) sebagai hasil produk samping. Sebagian besar H_2SO_4 pada cairan keluaran *Filtering Centrifuge* (FC-01) harus dipisahkan agar cairan memenuhi spesifikasi di reaktor (R-02). Pemisahan H_2SO_4 dilakukan dengan mengalirkan keluaran *Filtering Centrifuge* (FC-01) melalui Ekstraktor (E-01) dengan mengontakkan cairan keluaran *Filtering Centrifuge* (FC-01) dengan *extractant* organik yang mampu mengekstrak H_2SO_4 . *Extractant* yang digunakan

merupakan campuran dari TEHA 50%, octanol 40% dan shellsol A150 10% (Kesiesme dkk, 2013).. *Extractant* organik yang telah digunakan kemudian digunakan kembali dengan cara menghilangkan kandungan H_2SO_4 dan sebagian logam sulfat yang terikut selama proses ekstraksi berlangsung. *Extractant* dialirkan ke *Scrubber* (SC-01) untuk menghilangkan kandungan logam sulfat dengan *scrubbing agent* yang digunakan berupa air pada suhu 27 °C. Selanjutnya, *extractant* dialirkan menuju Ekstraktor (E-02) untuk penurunan kandungan H_2SO_4 . *Extractant agent* yang digunakan adalah air pada suhu 27 °C. Meskipun masih mengandung sedikit H_2SO_4 namun *extractant* keluaran ekstraktor (E-02) dapat langsung digunakan di ekstraktor (E-02).

Cairan arus utama berupa keluaran Ekstraktor (E-01) dan keluaran *Scrubber* (SC-01) yang telah dipisahkan H_2SO_4 (mengandung sedikit H_2SO_4) dialirkan menuju *Mixer* (M-02). Selanjutnya keluaran *Mixer* (M-02) dialirkan menuju ke reaktor (R-02) dengan memanaskan cairan terlebih dahulu hingga memenuhi spesifikasi reaktor (R-02) dengan suhu 120 °C dan tekanan 6,8 bar.

Extractant agent keluaran Ekstraktor (E-02) yang telah mengandung H_2SO_4 dialirkan menuju ke Evaporator (EV-01) yang beroperasi pada suhu 100 °C dan tekanan 1 bar untuk peningkatan kadar H_2SO_4 . Cairan keluaran Evaporator (EV-01) dimanfaatkan untuk memenuhi kebutuhan H_2SO_4 di reaktor (R-01), sehingga kebutuhan *netto* H_2SO_4 dapat dikurangi.

Aliran cairan Reaktor (R-02) bersifat *batch*, sedangkan gas H_2S bersifat kontinu. Agar kontinuitas proses secara keseluruhan tetap terjaga, maka perlu diberlakukan sistem penjadwalan operasi pada Reaktor (R-02). Cairan bersifat *batch* selama operasi Reaktor (R-02) agar *bubbling* H_2S dapat terjadi dengan stabil sehingga kontak antara cairan dan gas lebih optimal. Cairan keluaran Reaktor (R-02) mengandung padatan hasil reaksi berupa logam sulfida yang didominasi oleh NiS , serta hasil samping reaksi berupa H_2SO_4 dan H_2S sisa reaksi yang terlarut ke dalam cairan keluaran Reaktor (R-02).

3.2.3 Tahap Pemurnian

H_2S yang terlarut di keluaran reaktor (R-02) dipisahkan menggunakan Evaporator (EV-02) yang beroperasi pada suhu $100\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar. Gas H_2S keluaran evaporator (EV-02) dialirkan ke unit pengolahan limbah. Sementara itu, cairan keluaran Evaporator (EV-02) diumpankan ke *Filtering Centrifuge* (FC-02) yang digunakan untuk memisahkan cairan dari produk padatan yang diinginkan. Padatan keluaran *Filtering Centrifuge* (FC-02) dengan kontaminan cairan sebesar 2%. Padatan keluaran *Filtering Centrifuge* (FC-02), kemudian dikeringkan dengan *Rotary Dryer* (RD-02) hingga diperoleh kadar air sebesar 1%, yang kemudian dibawa menuju Gudang (G-03) sebagai hasil produk utama.

3.3 Spesifikasi Alat

Spesifikasi peralatan pada pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Nikel laterit, kapasitas 20.000 ton/tahun meliputi :

3.3.1 *Gyrotary Crusher 01*

Kode	=	GC-01
Fungsi	=	Mengecilkan ukuran padatan dari 300 mm menjadi 50 mm
Tipe	=	<i>Gyrotary Crusher</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30 °C P = 1 bar
Kapasitas	=	95 ton/jam
<i>Opening</i>	=	14 x 55 in
<i>Power Motor</i>	=	75 hp

3.3.2 *Log Washer 01*

Kode	=	LW-01
Fungsi	=	Mencuci padatan untuk menghilangkan pengotor yang menempel pada padatan
Tipe	=	<i>Log washer</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30 °C

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$\text{Kapasitas} = 80 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Panjang} = 4,6 \text{ m}$$

$$\text{Diameter} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 0,8 \text{ m}$$

$$\text{HP} = 20 \text{ hp}$$

3.3.3 *Cone Crusher 01*

$$\text{Kode} = \text{CC-01}$$

$$\text{Fungsi} = \text{Mengecilkan ukuran partikel padatan dari 50 mm menjadi 13 mm}$$

$$\text{Tipe} = \text{Cone crusher}$$

$$\text{Kondisi Operasi} = T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$\text{Kapasitas} = 60 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Feed Opening} = \frac{3}{4} - 7 \text{ inci}$$

$$\text{Kecepatan} = 1200 \text{ rpm}$$

$$\text{Power Motor} = 150 \text{ hp}$$

3.3.4 *Ball Mill 01*

$$\text{Kode} = \text{BM-01}$$

Fungsi	=	Mengecilkan ukuran partikel padatan dari 13 mm menjadi 100 mesh
Tipe	=	<i>Marcy Ball Mill</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30 °C P = 1 bar
Kapasitas	=	56,5 ton/jam
<i>Size</i>	=	10 x 10 ft
<i>Mill Speed</i>	=	18 rpm
<i>Power Motor</i>	=	700 hp

3.3.5 *Cyclone Separator 01*

Kode	=	CS-01
Fungsi	=	Memisahkan partikel yang berukuran lebih dari 325 mesh (<i>oversize</i>)
Tipe	=	Internal cyclone
Kondisi Operasi	=	T = 30 °C P = 1 bar
Tinggi	=	0,63 m
Diameter	=	0,16 m
Diameter Partikel	=	37,62 μm

Pressure Drop = 0,01 atm

3.3.6 Mixer 01

Kode = M-01

Fungsi = Menghasilkan Slurry hasil pencampuran air dengan partikel bijih nikel untuk umpan R-01

Tipe = Tangki silinder tegak berpengaduk

Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi = T = 30 °C

P = 1 bar

Spesifikasi Mixer = Tinggi = 4,40 m

Diameter = 3,53 m

Tebal shell = 0,006 m

Tebal head = 0,008 m

Spesifikasi Pengaduk = Jenis = *Six-blade turbine, vertical blades*

Diameter = 1,21 m

Lebar = 0.176 m

Jumlah = 1 buah

Lebar baffle = 0,30 m

Kecepatan = 65 rpm

Power = 15 hp

3.3.7 Reaktor 01

Kode = R-01

Fungsi = Mengekstraksi bijih nikel laterit dengan larutan H_2SO_4 sehingga kandungan NiO dalam bijih tersebut terambil sebagai NiSO_4

Tipe = Reaktor Tangki Berpengaduk dengan Pemanas Jaket

Bahan konstruksi = *Stainless steel* tipe 316

Kondisi Operasi = $T = 250\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 41\text{ bar}$

Spesifikasi Reaktor = Volume = $9,434\text{ m}^3$

Tinggi = $2,871\text{ m}$

Spesifikasi shell = Volume = $6,884\text{ m}^3$

Tinggi = $2,062\text{ m}$

Diameter = $2,062\text{ m}$

	Tebal	=	0,0047 m
Spesifikasi head	=	Volume	= 1,275 m ³
	Tinggi	=	0,404 m
	Tebal	=	0,0047 m
Spesifikasi	=	Diameter	= 0,687 m
Pengaduk		Panjang	= 0,687 m
		Lebar	= 0.172 m
		Jumlah	= 1 buah
		Kecepatan	= 82 rpm
		Power	= 5,0 hp

3.3.8 *Filtering Centrifuge 01*

Kode	=	FC-01
Fungsi	=	Memisahkan padatan dari aliran keluar R-01
Tipe	=	<i>Helical Conveyor Centrifuge</i>
Kondisi Operasi	=	T = 42 °C
		P = 1 bar
Panjang Bowl	=	1,37 m
Diameter Bowl	=	0,46 m
Jari-jari Bowl	=	0,23 m

Kecepatan putar Bowl = 3500 rpm

Power Motor = 50 hp

3.3.9 Ekstraktor 01

Kode = E-01

Fungsi = Menghilangkan H₂SO₄ dengan ekstrakstan organik 50% TEHA, 40% Oktanol dan 10% Shellsol A150

Tipe = *Helical Conveyor Centrifuge*

Kondisi Operasi = T = 27 °C

P = 1 bar

Diameter Shell = 6,56 m

Tinggi Shell = 6,56 m

Volume Shell = 222,56 m

Volume head = 0,13 m

Volume Ekstraktor = 222,57 m³

Tinggi Ekstraktor = 6,576 m

Tinggi Head (OA) = 0,093 m

Tebal Shell = 0,004 m

Tebal Head = 0,004 m

3.3.10 Scrubber 01

Kode = SC-01

Fungsi	=	Membersihkan pelarut organik dari logam sulfat keluaran E-01
Tipe	=	Tray tower
Bahan Kontruksi	=	Carbon Steel 212 Grade B
Kondisi Operasi	=	T = 27 °C P = 1 bar
Tinggi	=	6,48 m
Diameter	=	0,73 m

3.3.11 Ekstraktor 02

Kode	=	E-02
Fungsi	=	Merecycle ekstraktan organik ke E-01
Tipe	=	<i>Helical Conveyor Centrifuge</i>
Kondisi Operasi	=	T = 27 °C P = 1 bar
Diameter Shell	=	7,71 m
Tinggi Shell	=	7,71 m
Volume Shell	=	306,82 m
Volume head	=	0,13 m ³
Volume Ekstraktor	=	360,83 m ³
Tinggi Ekstraktor	=	7,904 m
Tinggi Head (OA)	=	0,093 m

Tebal Shell = 0,004 m

Tebal Head = 0,004m

3.3.12 Evaporator 01

Kode = EV-01

Fungsi = Menguapkan H_2O sehingga diperoleh H_2SO_4 yang pekat

Tipe = *Long-tube vertical*

Bahan konstruksi = *Stainless steel* tipe 316

Kondisi Operasi = $T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $P = 1\text{ bar}$

Dimensi = Tebal min tube = 0,13 in
 Jenis Tube = *Tringulaar pitch*
 Shell side = *steam*
 = IDs Steam = 19,25 in
 = Baffle space = 4,81 in
 Tube side = Aqueus solution less then 2.0 cp
 = Jumlah Passed (n) = 6,00
 = Jumlah Tube (Nt) = 222,00
 = Area per Tube (A't) = 0,30 in
 Dirt Faktor = 0,004
 Pressure Drop = 6,56 psi
 Volume Total = 20,89 m³
 Tinggi total = 5,65 m
 Diameter = 2,37 m
 Tebal Head = 0,25 in
 Tebal Dinding = 0,19 in

3.3.13 Mixer 02

Kode	=	M-02
Fungsi	=	Menghasilkan <i>slurry</i> hasil pencampuran air dengan partikel <i>ore</i> untuk umpan R-02
Tipe	=	Tangki silinder tegak berpengaduk
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel</i> SA-283 Grade C
Kondisi Operasi	=	T = 30 °C P = 1 bar
Spesifikasi Mixer	= Tinggi	= 4,40 m
	Diameter	= 2,74 m
	Tebal shell	= 0,250 m
	Tebal head	= 0,3125 m
Spesifikasi Pengaduk	= Jenis	= <i>Six-blade turbine, vertical bla</i>
	Diameter	= 1,214 m
	Jumlah	= 1 buah
	Lebar baffle	= 0,303 m
	Kec putaran	= 96 rpm
	Power	= 50 hp

3.3.14 Reaktor 02

Kode	=	R-02
Fungsi	=	Mereaksikan senyawa sulfat dengan H ₂ S
Tipe	=	Reaktor gelembung berupa kolom kosong dengan distributor gas
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel</i> tipe 316

Kondisi Operasi	=	T = 120 °C	
		P = 6,8 bar	
Spesifikasi Reaktor	=	Volume	= 9,914 m ³
		Tinggi	= 2,780 m
Spesifikasi shell	=	Volume	= 7,364 m ³
		Tinggi	= 2,109 m
		Diameter	= 2,109 m
		Tebal	= 0,188 m
Spesifikasi head	=	Volume	= 1,275 m ³
		Tinggi	= 0,336 m
		Tebal	= 0,188 m
Spesifikasi	=	Diameter	= 0,703 m
Pengaduk		Panjang	= 0,703 m
		Lebar	= 0,176 m
		Jumlah	= 1 buah
		Kecepatan	= 80 rpm
		Power	= 5,0 hp
Spesifikasi <i>baffle</i>	=	Lebar	= 0,176 m
		Jumlah	= 4 buah

Spesifikasi Jaket	=	Tinggi	=	2,051 m
	=	Diameter	=	2,235 in
	=	Luas selimut	=	17,380 m ³
Spesifikasi sparger	=	Luas area	=	0,93 m
	=	Luas lubang	=	0,03 m
	=	Jumlah lubang	=	67 buah

3.3.15 *Filtering Centrifuge 02*

Kode	=	FC-02
Fungsi	=	Memisahkan padatan dari aliran keluar R-02
Tipe	=	<i>Helical Conveyor Centrifuge</i>
Kondisi Operasi	=	T = 56 °C P = 1 bar
Panjang Bowl	=	1,37 m
Diameter Bowl	=	0,45 m
Jari-jari Bowl	=	0,22 m
Kecepatan putar Bowl	=	3500 rpm
<i>Power Motor</i>	=	50 hp

3.3.16 *Evaporator 02*

Kode	=	EV-02
Fungsi	=	Menguapkan H ₂ O sehingga diperoleh H ₂ SO ₄ yang pekat

Tipe	=	<i>Long-tube vertical</i>	
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel tipe 316</i>	
Kondisi Operasi	=	T = 100 °C	
		P = 1 bar	
Dimensi	=	Tebal min tube = 0,13 in	
	Jenis Tube	= <i>Tringulaar pitch</i>	
	Shell side	= Produk Reaktor	
		IDs Steam	= 12,00 in
		Baffle space	= 3,000 in
	Tube side	= Fluida Dingin	
		Jumlah Passed (n)	= 1,00
		Jumlah Tube (Nt)	= 93,00
		Area per Tube (A't)	= 0,30 in
	Dirt Faktor	= 0,003	
	Pressure Drop	= 0,06 psi	
	Volume Total	= 12,86m ³	
	Tinggi total	= 4,03 m	
	Diameter	= 2,01 m	
	Tebal Head	= 0,25 in	
	Tebal Dinding	= 0,18 in	

3.3.17 Rotary Dryer 01

Kode	=	RD-01
Fungsi	=	Mengurangi kadar air padatan produk keluaran FC-01
Tipe	=	<i>Direct rotary dryer</i>

Kondisi Operasi = $T = 110\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1\text{ bar}$

Panjang = 28,54 m

Diameter = 4,77 m

Tebal Shell = 0,03 m

Isolasi = Batu isolasi

Tebal Isolasi = 0,30m

Jumlah *Flight* = 25 buah

Power = 7,5 hp

3.3.18 *Rotary Dryer 02*

Kode = RD-02

Fungsi = Mengurangi kadar air padatan produk
keluaran FC-02

Tipe = Direct rotary dryer

Kondisi Operasi = $T = 110\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1\text{ bar}$

Panjang = 8,70 m

Diameter = 1,46 m

Tebal Shell = 1,54 m

Isolasi = Batu isolasi

Tebal Isolasi = 0,30 m

Jumlah *Flight* = 25 buah

Power = 7,5 hp

3.3.19 Tangki H₂SO₄

Kode = T-01

Fungsi = Menyimpan H₂SO₄ untuk proses produksi selama 7 hari

Tipe = Silinder tegak dengan *flat bottom* dan *conical head*

Kondisi Operasi = T = 30 °C
P = 1 bar

Tipe Atap Tangki = *Conical*

Bahan Konstruksi = *Carbon stell SA-283 C*

Kapasitas = 1918167,51 kg

Volume Tangki = 1051,79 m³

Diameter Standar Tangki = 18,2880 m

Tinggi Standar Tangki = 7,3152 m

Course Plate = 4

Tebal *Bottom* = 0,0064 m

Tebal *Roof* = 0,318 m

Diameter Pipa Pengisian = 0,1463 m

Diameter Pipa Pengeluaran = 0,0525 m

3.3.20 Tangki H₂S

Kode = T-02

Fungsi	= Menyimpan H ₂ S untuk proses produksi selama 7 hari
Tipe	= Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Kondisi Operasi	= T = 30 °C P = 30 bar
Tipe Atap Tangki	= <i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon stell SA-283 C</i>
Kapasitas	= 178037,52 kg
Volume Tangki	= 232,75 m ³
Diameter Standar Tangki	= 10,6680 m
Tinggi Standar Tangki	= 5,4864 m
<i>Course Plate</i>	= 3
Tebal <i>Bottom</i>	= 0,0064 m
Tebal <i>Roof</i>	= 0,159 m
Diameter Pipa Pengisian	= 0,0737 m
Diameter Pipa Pengeluaran	= 0,0325 m

3.3.21 Gudang 01

Kode	= G-01
Fungsi	= Sebagai tempat menyimpan bahan baku
Tipe	= <i>Housing</i>
Waktu Operasi, jam	= 24 jam

Waktu Tinggal, jam	=	7 hari
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas,	=	3.145,06 m ³
Bahan Konstruksi	=	Beton
Panjang Gudang	=	22,89 m
Lebar Gudang	=	11,44 m
Tinggi Gudang	=	12 m

3.3.22 Gudang 02

Kode	=	G-02
Fungsi	=	Sebagai tempat menyimpan produk samping
Tipe	=	<i>Housing</i>
Waktu Operasi	=	24 jam
Waktu Tinggal	=	7 jam
Jumlah	=	1 Buah
Bahan Konstruksi	=	Beton
Kapasitas	=	2.742,12 m ³
Panjang Gudang	=	21,37 m
Lebar Gudang	=	10,68 m
Tinggi Gudang	=	12 m

3.3.23 Gudang 03

Kode	=	G-03
------	---	------

Fungsi	=	Sebagai tempat menyimpan produk utama
Tipe	=	<i>Housing</i>
Waktu Operasi, jam	=	24 jam
Waktu Tinggal, jam	=	7 jam
Jumlah	=	1 buah
Bahan Konstruksi	=	Beton
Kapasitas	=	165,62 m ³
Panjang Gudang	=	7,43 m
Lebar Gudang	=	3,71 m
Tinggi Gudang	=	6 m

3.3.24 *Blower 01*

Kode	=	BL-01
Fungsi	=	Mengalirkan H ₂ S dari tangki menuju R-02
Tipe	=	<i>Blower Centrifugal</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30°C P = 1 bar
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel</i>
Jumlah Alat	=	1 unit
Kapasitas	=	0,0004 cuft/menit
Power	=	0,37 HP

3.3.25 *Compressor 01*

Kode	=	K-01
------	---	------

Fungsi	=	Menaikkan tekanan H ₂ S sebelum masuk ke R-02A
Tipe	=	<i>Centrifugal Multistage</i>
Kondisi Operasi	=	T = 120 °C
		P _{masuk} = 1 bar
		P _{keluar} = 6,8 bar
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel</i>
Jumlah <i>Stage</i>	=	3 buah
Power	=	11,64 HP

3.3.26 *Expasion Valve 01*

Kode	=	EV-01
Fungsi	=	Menurunkan tekanan keluaran R-01B
Tipe	=	<i>Globe Valve Open</i>
Kondisi Operasi	=	T = 250 °C
		P _{masuk} = 41 bar
		P _{keluar} = 1 bar
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Kapasitas	=	116751,64 kg/jam
Dimensi	=	ID = 0,06 m
		OD = 0,07 m
		a't = 0,00002 m ²
		Le = 15,23 m

3.3.27 *Expansion Valve 02*

Kode	=	EV-02
Fungsi	=	Menurunkan tekanan keluaran R-02 menuju EV-02
Tipe	=	<i>Globe Valve Open</i>
Kondisi Operasi	=	$T = 120\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{\text{masuk}} = 6,8\text{ bar}$ $P_{\text{keluar}} = 1\text{ bar}$
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Kapasitas	=	73799,48 kg/jam
Dimensi	=	ID = 0,06 m OD = 0,07 m a't = 0,00002 m ² Le = 15,23 m

3.3.28 Pompa

Tabel 3.1 Spesifikasi pompa

Kode	=	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	=	Mengalirkan air ke LW-01	Mengalirkan keluaran LW-01 menuju pengolahan limbah	Mengalirkan air ke M-01	Mengalirkan keluaran M-01 ke R-01A
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :					
Suhu (T), °C	=	T = 30	T = 30	T = 30	T = 30
Tekanan (P), bar		P = 1	P = 1	P = 1	P _{masuk} = 1 P _{keluar} = 41
<i>Impellers</i>	=	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	36,58	116,18	7,09	19,31
Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,01	0,03	0,002	0,005
Kecepatan Aliran, m/s	=	0,63	1,00	0,63	0,65
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	ID = 0,15	ID = 0,20	ID = 0,06	ID = 0,10
OD, m		OD = 0,17	OD = 0,22	OD = 0,07	OD = 0,11
IPS, m		IPS = 0,15	IPS = 0,23	IPS = 0,06	IPS = 0,10
<i>Flow Area</i> , m ²		<i>Flow Area</i> = 0,02	<i>Flow Area</i> = 0,03	<i>Flow Area</i> = 0,003	<i>Flow Area</i> = 0,01
Efisiensi Pompa, %	=	70	70	60	65
Efisiensi Motor, %	=	80	80	80	80
Power Pompa, HP	=	0,80	0,42	3,20	0,02
Power motor, HP	=	1,0	0,75	5	0,05

Tabel 3.2 Spesifikasi pompa

Kode	=	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	=	Mengalirkan H_2SO_4 menuju R-01 A	Mengalirkan keluaran R-01A menuju R-02B	Mengalirkan keluaran R-01B menuju FC-01	Mengalirkan keluaran FC-01 ke E-01
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :					
Suhu (T), °C	=	T = 30	T = 250	T = 250	T = 42
Tekanan (P), bar		$P_{\text{masuk}} = 1$ $P_{\text{keluar}} = 41$	P = 41	P = 1	P = 1
Impellers	=	Mixed Flow Impellers	Mixed Flow Impellers	Mixed Flow Impellers	Mixed Flow Impellers
Jumlah, unit	=	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	Stainless Steel SA-167 Tipe 316	Stainless Steel SA-167 Tipe 316	Stainless Steel SA-167 Tipe 316	Stainless Steel SA-167 Tipe 316
Kapasitas, m^3/jam	=	8,00	54,85	54,85	41,40
Kecepatan Volumetrik, m^3/s	=	0,002	0,015	0,015	0,01
Kecepatan Aliran, m/s	=	2,295	0,81	2,295	0,61
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	ID = 0,03	ID = 0,15	ID = 0,15	ID = 0,15
OD, m		OD = 0,04	OD = 0,17	OD = 0,17	OD = 0,17
IPS, m		IPS = 0,03	IPS = 0,15	IPS = 0,15	IPS = 0,15
Flow Area, m^2		Flow Area = 0,01	Flow Area = 0,02	Flow Area = 0,02	Flow Area = 0,02
Efisiensi Pompa, %	=	40	75	75	70
Efisiensi Motor, %	=	85	85	85	85
Power Pompa, HP	=	0,0002	0,27	0,27	0,43
Power motor, HP	=	0,05	0,50	0,50	0,75

Tabel 3.3 Spesifikasi pompa

Kode	=	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	=	Mengalirkan keluaran E-01 menuju SC-01	Mengalirkan keluaran E-01 menuju M-02	Mengalirkan H ₂ O ke SC-01	Mengalirkan keluaran SC-01 ke M-02
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :					
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 27 P = 1	T = 27 P = 1	T = 30 P = 1	T = 27 P = 1
<i>Impellers</i>	=	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	127,06	8,96	62,83	62,35
Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,03	0,002	0,01	0,017
Kecepatan Aliran, m/s	=	1,09	0,523	0,93	0,92
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	ID = 0,20	ID = 0,08	ID = 0,15	ID = 0,15
OD, m		OD = 0,22	OD = 0,09	OD = 0,17	OD = 0,17
IPS, m		IPS = 0,20	IPS = 0,08	IPS = 0,15	IPS = 0,15
<i>Flow Area</i> , m ²		<i>Flow Area</i> = 0,03	<i>Flow Area</i> = 0,005	<i>Flow Area</i> = 0,02	<i>Flow Area</i> = 0,02
Efisiensi Pompa, %	=	82	57	78	78
Efisiensi Motor, %	=	85	85	85	85
Power Pompa, HP	=	0,26	1,25	0,63	0,61
Power motor, HP	=	0,50	1,50	0,75	0,50

Tabel 3.4 Spesifikasi pompa

Kode	=	P-13	P-14	P-15	P-16
Fungsi	=	Mengalirkan keluaran SC-01 menuju E-02	Mengalirkan H ₂ O ke E-02	Mengalirkan keluaran E-02 menuju EV-01	Mengalirkan keluaran E-02 menuju E-01
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi					
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 27 P = 1	T = 30 P = 1	T = 27 P = 1	T = 27 P = 1
<i>Impellers</i>	=	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	126,96	61,42	85,87	114,79
Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,03	0,01	0,02	0,03
Kecepatan Aliran, m/s	=	1,09	0,91	2,91	0,98
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	ID = 0,20	ID = 0,15	ID = 0,10	ID = 0,20
OD, m	=	OD = 0,22	OD = 0,17	OD = 0,11	OD = 0,22
IPS, m	=	IPS = 0,20	IPS = 0,15	IPS = 0,10	IPS = 0,20
<i>Flow Area</i> , m ²	=	<i>Flow Area</i> = 0,03	<i>Flow Area</i> = 0,02	<i>Flow Area</i> = 0,01	<i>Flow Area</i> = 0,03
Efisiensi Pompa, %	=	83	78	78	82
Efisiensi Motor, %	=	85	85	85	85
Power Pompa, HP	=	0,27	0,65	0,16	0,44
Power motor, HP	=	0,33	1,00	0,25	0,75

Tabel 3.5 Spesifikasi pompa

Kode	=	P-17	P-18	P-19	P-20
Fungsi	=	Mengalirkan keluaran EV-01 menuju T-01	Mengalirkan keluaran M-02 menuju R-02A	Mengalirkan keluaran R-02A menuju R-02B	Mengalirkan keluaran R-02B menuju EV-02
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :					
Suhu (T), °C	=	T = 100	T = 27	T = 120	T = 120
Tekanan (P), bar		P _{masuk} = 1 P _{keluar} = 41	P _{masuk} = 1 P _{keluar} = 6,8	P = 6,8	P = 1
Impellers	=	Radial flow Impellers	Mixed Flow Impellers	Axial Flow Impellers	Axial Flow Impellers
Jumlah, unit	=	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	Stainless Steel SA-167 Tipe 316	Stainless Steel SA-167 Tipe 316	Stainless Steel SA-167 Tipe 316	Stainless Steel SA-167 Tipe 316
Kapasitas, m ³ /jam	=	35,05	60,01 m ³ /jam	80,13	80,13
Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,009	0,01 m ³ /s	0,02	0,02
Kecepatan Aliran, m/s	=	3,151	0,89 m/s	0,69	0,69
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	ID = 0,06	ID = 0,15	ID = 0,20	ID = 0,20
OD, m		OD = 0,07	OD = 0,17	OD = 0,22	OD = 0,22
IPS, m		IPS = 0,06	IPS = 0,15	IPS = 0,20	IPS = 0,20
Flow Area, m ²		Flow Area = 0,003	Flow Area = 0,02	Flow Area = 0,03	Flow Area = 0,03
Efisiensi Pompa, %	=	75	78	72	72
Efisiensi Motor, %	=	85	85	85	85
Power Pompa, HP	=	0,0001	0,45	0,43	0,43
Power motor, HP	=	0,05	0,75	0,75	0,75

Tabel 3.6 Spesifikasi pompa

Kode	=	P-21	P-22
Fungsi	=	Mengalirkan keluaran EV-02 menuju FC-02	Mengalirkan keluaran FC-02 menuju unit pengolahan limbah
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :			
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 100 °C P = 1 bar	T = 56 °C P = 1 bar
<i>Impellers</i>	=	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>
Jumlah, unit	=	1 Unit	1 Unit
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	80,13 m ³ /jam	4,84 m ³ /jam
Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,02 m ³ /s	0,02 m ³ /s
Kecepatan Aliran, m/s	=	0,68 m/s	0,57 m/s
Ukuran Pipa :			
ID, m OD, m IPS, m <i>Flow Area</i> , m ²	=	ID = 0,20 m OD = 0,22 m IPS = 0,20 m <i>Flow Area</i> = 0,03 m ²	ID = 0,05 m OD = 0,06 m IPS = 0,05 m <i>Flow Area</i> = 0,002 m ²
Efisiensi Pompa, %	=	72%	78%
Efisiensi Motor, %	=	85%	85%
Power Pompa, HP	=	0,43 HP	0,04 HP
Power motor, HP	=	0,75 HP	0,50 HP

3.3.29 Heater

Tabel 3.7 Spesifikasi *heater*

Kode	=	HE-01	HE-03	HE-04
Fungsi	=	Memanaskan suhu keluaran M-01 sebelum masuk R-01A	Memanaskan suhu keluaran EV-01 sebelum masuk R-01	Memanaskan keluaran M-02 sebelum masuk R-02A
Tipe	=	<i>Shell and Tube Heat Exchange</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchange</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchange</i>
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :				
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	Fluida dingin $T_{\text{masuk}} = 30$ $T_{\text{keluar}} = 250$ Fluida panas $T_{\text{masuk}} = 270$ $T_{\text{keluar}} = 270$ $P = 41$	Fluida dingin $T_{\text{masuk}} = 100$ $T_{\text{keluar}} = 250$ Fluida panas $T_{\text{masuk}} = 270$ $T_{\text{keluar}} = 270$ $P = 41$	Fluida dingin $T_{\text{masuk}} = 27$ $T_{\text{keluar}} = 120$ Fluida panas $T_{\text{masuk}} = 270$ $T_{\text{keluar}} = 270$ $P = 6,8$
Jumlah, unit	=	1	1	1
Konstruksi :				
Sisi <i>Shell</i>	=			
ID, in		15,25	ID = 21,25	ID = 19,25
<i>Pitch, in</i>		<i>Pitch</i> = 1	<i>Pitch</i> = 6	<i>Pitch</i> = 2
<i>Baffle, in</i>		<i>Baffle</i> = 3	<i>Baffle</i> = 4	<i>Baffle</i> = 4
<i>Pressure Drop, psi</i>		<i>Pressure Drop</i> = 1,82	<i>Pressure Drop</i> = 0,27	<i>Pressure Drop</i> = 2,07
Sisi <i>Tube</i>				
OD, in		OD = 0,75	OD = 0,75	OD = 0,75
ID, in		ID = 0,62	ID = 0,62	ID = 0,62
BWG		BWG = 16	BWG = 16	BWG = 16
L, in		L = 144	L = 144	L = 144
NT		NT = 165	NT = 157	NT = 148
<i>Pressure Drop, psi</i>		<i>Pressure Drop</i> = 0,30	<i>Pressure Drop</i> = 0,74	<i>Pressure Drop</i> = 0,32

Tabel 3.7 Spesifikasi *heater* (lanjutan)

Kode	=	HE-01	HE-03	HE-04
Luas Transfer Panas, ft ²	=	384	369	346
Uc, BTU/ft ² .Jam.F	=	764	831	1,67
Ud, BTU/ft ² .Jam.F	=	198	199	199
<i>Dirt Factor</i> , Jam.ft ² .F/BTU	=	0,0037	0,0038	0,004

Tabel 3.8 Spesifikasi *heater*

Kode	=	HE-02	HE-05
Fungsi	=	Memaskan suhu H ₂ SO ₄ sebelum masuk R-01	Memaskan H ₂ S sebelum masuk R-02A
Tipe	=	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :			
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	Fluida dingin T _{masuk} = 30 T _{keluar} = 250 Fluida panas T _{masuk} = 270 T _{keluar} = 270 P = 41	Fluida dingin T _{masuk} = T _{keluar} = 120 Fluida panas T _{masuk} = 270 T _{keluar} = 270 P = 6,8
Jumlah, unit	=	1	1
Konstruksi :			
Sisi Annulus (<i>Cold Fluid</i>) IPS, 4 in <i>Flow Area</i> , in ² OD, in ID, in <i>Surface area</i> , ft	=	IPS = 4 <i>Flow Area</i> = 3,14 OD = 4,5 ID = 4,02 <i>Surface area</i> = 1,17	IPS = 4 <i>Flow Area</i> = 3,14 OD = 4,5 ID = 4,02 <i>Surface area</i> = 1,17

Tabel 3.8 Spesifikasi *heater* (lanjutan)

Kode	=	HE-02	HE-05
Sisi <i>Inner Pipe (Hot Fluid)</i>	=		
IPS, in		IPS = 3	IPS = 3
Flow Area, in ²		Flow Area = 7,38	Flow Area = 7,38
OD, in		OD = 3,5	OD = 3,5
ID, in		ID = 3,06	ID = 3,06
Surface area, ft		Surface area = 0,91	Surface area = 0,91
A, ft ²	=	94,62	1,30
Ud, BTU/ft ² .Jam.F	=	200	200
Uc, BTU/ft ² .Jam.F	=	1043	503,2
Dirt Factor, Jam.ft ² .F/BTU	=	0,004	0,003

3.3.30 Cooler

Tabel 3.9 Spesifikasi *cooler*

Kode	=	C-01	C-02	C-03
Fungsi	=	Menurunkan suhu keluaran R-01B seelum ke FC-01	Menurunkan suhu keluaran FC-01 sebelum ke E-01	Menurunkan suhu H ₂ O sebelum masuk SC-01
Tipe	=	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :				
Suhu (T), °C	=	Fluida dingin	Fluida dingin	Fluida dingin
Tekanan (P), bar		T _{masuk} = 25	T _{masuk} = 25	T _{masuk} = 25
		T _{keluar} = 35	T _{keluar} = 35	T _{keluar} = 35
		Fluida panas	Fluida panas	Fluida panas
		T _{masuk} = 250	T _{masuk} = 42	T _{masuk} = 30
		T _{keluar} = 42	T _{keluar} = 27	T _{keluar} = 27
		P = 1	P = 1	P = 1

Tabel 3.9 Spesifikasi *cooler* (lanjutan)

Kode	=	C-01	C-02	C-03
Jumlah, unit	=	1	1	1
Konstruksi :				
Sisi <i>Shell</i>	=			
ID, in		ID = 21,25	ID = 29	ID = 17,25
<i>Pitch</i> , in <i>triangular Pitch</i>		<i>Pitch</i> = 2	<i>Pitch</i> = 2	<i>Pitch</i> = 6
<i>Baffle</i> , in		<i>Baffle</i> = 4	<i>Baffle</i> = 6	<i>Baffle</i> = 3
<i>Pressure Drop</i> , psi		<i>Pressure Drop</i> = 4,38	<i>Pressure Drop</i> = 1,53	<i>Pressure Drop</i> = 6,64
Sisi <i>Tube</i>				
OD, in		OD = 0,75	OD = 0,75	OD = 0,75
ID, in		ID = 0,62	ID = 0,62	ID = 0,62
BWG, 16		BWG = 16	BWG = 16	BWG = 16
L, in		L = 144	L = 144	L = 144
NT		NT = 316	NT = 347	NT = 173
<i>Pressure Drop</i> , psi		<i>Pressure Drop</i> = 2,06	<i>Pressure Drop</i> = 0,35	<i>Pressure Drop</i> = 9,61
Luas Transfer Panas, ft ²	=	744	816	406
Uc, BTU/ft ² .Jam.F	=	4,86	1,62	1,05
Ud, BTU/ft ² .Jam.F	=	250	199	249
<i>Dirt Factor</i> , Jam.ft ² .F/BTU	=	0,003	0,003	0,003

Tabel 3.10 Spesifikasi *cooler*

Kode	=	C-04
Fungsi	=	Menurunkan suhu H ₂ O sebelum masuk E-02
Tipe	=	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :		
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	Fluida dingin $T_{\text{masuk}} = 25$ $T_{\text{keluar}} = 35$ Fluida panas $T_{\text{masuk}} = 30$ $T_{\text{keluar}} = 27$ $P = 1$
Jumlah, unit	=	1
Konstruksi		
Sisi <i>Shell</i> ID, in <i>Pitch, in triangular Pitch</i> <i>Baffle, in</i> <i>Pressure Drop, psi</i> Sisi <i>Tube</i> OD, in ID, in BWG, 16 L, in NT <i>Pressure Drop, psi</i>	=	ID = 17,25 <i>Pitch</i> = 4 <i>Baffle</i> = 3 <i>Pressure Drop</i> = 6,64 OD = 0,75 ID = 0,62 BWG = 16 L = 144 NT = 173 <i>Pressure Drop</i> = 9,61
Luas Transfer Panas, ft ²	=	397
U _c , BTU/ft ² .Jam.F	=	1,06
U _d , BTU/ft ² .Jam.F	=	249
<i>Dirt Factor</i> , Jam.ft ² .F/BTU	=	0,003

Tabel 3.11 Spesifikasi *cooler*

Kode		C-05
Fungsi	=	Menurunkan suhu keluaran EV-02 sebelum masuk FC-02
Tipe	=	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Tabel 3.11 Spesifikasi *cooler* (lanjutan)

Kode		C-05
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :		
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	Fluida dingin $T_{\text{masuk}} = 25$ $T_{\text{keluar}} = 35$ Fluida panas $T_{\text{masuk}} = 30$ $T_{\text{keluar}} = 27$ $P = 1$
Jumlah, unit	=	1
Konstruksi :		
Sisi Annulus (<i>Cold Fluid</i>) IPS, in <i>Flow Area</i> , in ² OD, in ID, in <i>Surface area</i> , ft Sisi <i>Inner Pipe (Hot Fluid)</i> IPS, in <i>Flow Area</i> , in ² OD, in ID, in <i>Surface area</i> , ft	=	IPS = 4 <i>Flow Area</i> = 3,14 OD = 4,5 ID = 4,02 <i>Surface area</i> = 1,17 IPS = 3 <i>Flow Area</i> = 7,38 OD = 3,5 ID = 3,06 <i>Surface area</i> = 0,91
A, ft	=	22,10
Ud, BTU/ft ² .Jam.F	=	250
Uc, BTU/ft ² .Jam.F	=	1039
<i>Dirt Factor</i> , Jam.ft ² .F/BTU	=	0,003

3.3.31 *Pneumatic Conveyer* 01

Kode	=	PC-01
Fungsi	=	Memindahkan keluaran <i>Rotary Ball Mill</i> menuju <i>Cyclone Separator</i>
Tipe	=	Pneumatic Conveyer

Kapasitas, lb.jam = 105,78 lb/jam

Jumlah = 1 unit

Diameter Pipa = 0,20 m

Daya = 20,00 m

3.3.32 Belt Covenyor

Tabel 3.12 Spesifikasi *belt conveyyor*

Kode	=	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	=	Memindahkan padatan ke GC-1	Memindahkan keluaran GC-01 menuju LW-01	Memindahkan keluaran LW-01 menuju CC-01
Tipe	=	<i>Belt Conveyyor</i>	<i>Belt Conveyyor</i>	<i>Belt Conveyyor</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1
Kapasitas <i>Belt</i> , lb/jam	=	77,22	77,22	47,02
Kecepatan <i>Belt</i> , ft/min	=	289,61	289,61	176,34
Panjang <i>Belt</i> , m	=	6	6	6
Lebar <i>Belt</i> , m	=	0,36	0,36	0,36
Daya, HP	=	2,00	2,00	2,00

Tabel 3.13 Spesifikasi *belt conveyer*

Kode	=	BC-04	BC-05	BC-06
Fungsi	=	Memindahkan keluaran CC-01 menuju G-01	Memindahkan keluaran G-01 menuju BM-01	Memindahkan keluaran CF-01 menuju RD-01
Tipe	=	<i>Belt Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1
Kapasitas <i>Belt</i> , lb/jam	=	47,02	47,02	46,21
Kecepatan <i>Belt</i> , ft/min	=	176,34	176,34	176,31
Panjang <i>Belt</i> , m	=	6	6	6
Lebar <i>Belt</i> , m	=	0,36	0,36	0,36
Daya, HP	=	2,00	2,00	1,50

Tabel 3.14 Spesifikasi *belt conveyer*

Kode	=	BC-07	BC-08	BC-09
Fungsi	=	Memindahkan keluaran FC-02 menuju RD-02	Memindahkan keluaran bawah RD-02 menuju G-03	Memindahkan keluaran RD -01 menuju G-02
Tipe	=	<i>Belt Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1
Kapasitas <i>Belt</i> , lb/jam	=	2,57	2,52	45,47
Kecepatan <i>Belt</i> , ft/min	=	9,66	9,47	170,52
Panjang <i>Belt</i> , m	=	6	6	6
Lebar <i>Belt</i> , m	=	0,36	0,36	0,36
Daya, HP	=	0,33	0,33	1,50

3.4 Neraca Massa

Produk : Nikel sulfida (NiS konversi 98%)

Kapasitas Produksi tiap tahun : 20.000 ton/tahun

Jumlah hari kerja dalam 1 tahun : 330 hari

Waktu operasi dalam satu hari : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Kapasitas produksi tiap jam : 2525,2525 kg/jam

$$= \left[\frac{20.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \times \left[\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 2525,2525 \text{ kg/jam}$$

3.4.1 Neraca Massa Gyrotary Crusher (GC-01)

Tabel 3.15 Neraca massa gyrotary crusher 01 (GC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2
NiO	1.042,59	1.042,59
CoO	131,28	131,28
FeOOH	31.779,88	31.779,88
AlOOH	2.316,88	2.316,88
SiO ₂	11.754,31	11.754,31
Pengotor	30.204,40	30.204,40
Total	77.229,36	77.229,36

3.4.2 Neraca Massa *Log Washer* 01 (LW-01)

Tabel 3.16 Neraca massa *log washer* 01 (LW-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 2	Arus 4	Arus 5
NiO	-	1.042,59	1.042,59	-
CoO	-	131,28	131,28	-
FeOOH	-	31.779,88	31.779,88	-
AlOOH	-	2.316,88	2.316,88	-
SiO ₂	-	11.754,31	11.754,31	-
Pengotor	-	30.204,40	-	30.204,40
H ₂ O	38.614,68	-	-	38.614,68
Total	38.614,68	77.229,36	47.024,96	68.819,09
	115.844,05		115.844,05	

3.4.3 Neraca Massa *Cone Crusher* 01 (CC-01)

Tabel 3.17 Neraca massa *cone crusher* 01 (CC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 6
NiO	1.042,59	1.042,59
CoO	131,28	131,28
FeOOH	31.779,88	31.779,88
AlOOH	2.316,88	2.316,88
SiO ₂	11.754,31	11.754,31
Total	47.024,96	47.024,96

3.4.4 Neraca Massa *Ball Mill* 01 (BM-01)

Tabel 3.18 Neraca massa *ball mill* 01 (BM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 9	Arus 7
NiO	1.042,59	21,27	1.063,87
CoO	131,28	2,67	133,96
FeOOH	31.779,88	648,56	32.428,45
AlOOH	2.316,88	47,28	2.364,16
SiO ₂	11.754,31	239,88	11.994,19
Total	47.024,96	959,69	47.984,65
	47.984,65		47.984,65

3.4.5 Neraca Massa *Cyclone Separator* 01 (CS-01)

Tabel 3.19 Neraca massa *cyclone separator* 01 (CS-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
NiO	1.063,87	1.042,59	21,27
CoO	133,96	131,28	2,67
FeOOH	32.428,45	31.779,88	648,56
AlOOH	2.364,16	2.316,88	47,28
SiO ₂	11.994,19	11.754,31	239,88
Total	47.984,65	47.024,96	959,69
	47.984,65	47.984,65	

3.4.6 Neraca Massa *Mixer* 01 (M-01)

Tabel 3.20 Neraca massa *mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
NiO	1.042,59	-	1.042,59
CoO	131,28	-	131,28
FeOOH	31.779,88	-	31.779,88
AlOOH	2.316,88	-	2.316,88
SiO ₂	11.754,31	-	11.754,31

Tabel 3.20 Neraca massa *mixer* (M-01) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
H ₂ O	-	7.487,77	7.487,77
Total	47.024,96	7.487,77	54.512,74
	54.512,74		54.512,74

3.4.7 Neraca Massa *Reaktor* 01 (R-01)

Tabel 3.21 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 11	Arus 12	Arus 25	Arus 13
NiO	1.042,59	-	-	31,27
CoO	131,28	-	-	3,93
FeOOH	31.779,88	-	-	953,39
AlOOH	2.316,88	-	-	69,50
SiO ₂	11.754,31	-	-	11.754,31
H ₂ SO ₄	-	9.895,79	49.804,81	52.959,50
H ₂ O	7.487,77	1.521,86	1.016,42	14.391,62
NiSO ₄	-	-	-	2.090,05
CoSO ₄	-	-	-	263,19
Fe ₂ (SO ₄) ₃	-	-	-	2.078,19
Al ₂ (SO ₄) ₃	-	-	-	192,15
Fe ₂ O ₃	-	-	-	26.877,92
AlOHSO ₄	-	-	-	5.086,55
Total	54.512,74	11.417,66	50.821,23	116.751,64
	116.751,64			116.751,64

3.4.8 Neraca Massa *Filtering Centrifuge* 01 (FC-01)

Tabel 3.22 Neraca massa *filtering centrifuge* 01 (FC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
NiO	31,27	-	31,27
CoO	3,93	-	3,93
FeOOH	953,39	-	953,39
AlOOH	69,50	-	69,50
SiO ₂	11.754,31	-	11.754,31

Tabel 3.22 Neraca massa *filtering centrifuge* 01 (FC-01) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H ₂ SO ₄	52.959,50	51.900,31	1.059,19
H ₂ O	14.391,62	14.103,79	287,83
NiSO ₄	2.090,05	2.048,25	41,80
CoSO ₄	263,19	257,92	5,26
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.078,19	2.036,62	41,56
Al ₂ (SO ₄) ₃	192,15	188,30	3,84
Fe ₂ O ₃	26.877,92	-	26.877,92
AlOHSO ₄	5.086,55	-	5.086,55
Total	116.751,64	70.535,23	46.216,40
	116.751,64	116.751,64	

3.4.9 Neraca Massa *Rotary Dryer* 01 (RD-01)

Tabel 3.23 Neraca massa *rotary dryer* 01 (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 37	Arus 38	Arus 39
NiO	31,27	-	0,31	30,96
CoO	3,93	-	0,03	3,89
FeOOH	953,39	-	9,53	943,86
AlOOH	69,50	-	0,69	68,81
SiO ₂	11.754,31	-	117,54	11.636,76
H ₂ SO ₄	1.059,19	-	10,59	1.048,59
H ₂ O	287,83	-	284,95	2,87
NiSO ₄	41,80	-	0,41	41,38
CoSO ₄	5,26	-	0,05	5,21
Fe ₂ (SO ₄) ₃	41,56	-	0,41	41,14
Al ₂ (SO ₄) ₃	3,84	-	0,03	3,80
Fe ₂ O ₃	26.877,92	-	268,77	26.609,14
AlOHSO ₄	5.086,55	-	50,86	5.035,69
Udara Panas	-	15.993,38	15.993,38	-
Total	46.216,40	15.993,38	16.737,62	45.472,16
	62.209,79		62.209,79	

3.4.10 Neraca Massa *Ekstraktor* 01 (E-01)

Tabel 3.24 Neraca massa *ekstraktor* 01 (E-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 23	Arus 16	Arus 17
H ₂ SO ₄	51.900,31	1.016,42	51.858,40	1.058,33
H ₂ O	14.103,79	-	-	14.103,79
NiSO ₄	2.048,25	-	40,96	2.007,29
CoSO ₄	257,92	-	5,15	252,77
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.036,62	-	40,73	1.995,89
Al ₂ (SO ₄) ₃	188,30	-	3,76	184,54
TEHA	-	38.614,68	38.614,68	-
Oktanол	-	30.891,74	30.891,74	-
Shellsol A150	-	7.722,93	7.722,93	-
Total	70.535,23	78.245,79	129.178,39	19.602,62
	148.781,02		148.781,02	

3.4.11 Neraca Massa *Scrubber* 01 (SC-01)

Tabel 3.25 neraca massa *scrubber* 01 (SC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 18	Arus 19	Arus 20
H ₂ SO ₄	51.858,40	-	1.037,16	50.821,23
H ₂ O	-	51.987,69	51.987,69	-
NiSO ₄	40,96	-	40,96	-
CoSO ₄	5,15	-	5,15	-
Fe ₂ (SO ₄) ₃	40,73	-	40,73	-
Al ₂ (SO ₄) ₃	3,76	-	3,76	-
TEHA	38.614,68	-	-	38.614,68
Oktanол	30.891,74	-	-	30.891,74
Shellsol A150	7.722,93	-	-	7.722,93
Total	129.178,39	51.987,69	53.115,48	128.050,60
	181.166,08		181.166,08	

3.4.12 Neraca Massa *Ekstraktor* 02 (E-02)

Tabel 3.26 Neraca massa *ekstraktor* 02 (E-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 20	Arus 21	Arus 22	Arus 23
H ₂ SO ₄	50.821,23	-	49.804,81	1.016,42
H ₂ O	-	50.821,23	50.821,23	-
TEHA	38.614,68	-	-	38.614,68
Oktanol	30.891,74	-	-	30.891,74
Shellsol A150	7.722,93	-	-	7.722,93
Total	128.050,60	50.821,23	100.626,04	78.245,79
	178.871,84		178.871,84	

3.4.13 Neraca Massa *Evaporator* 01 (EV-01)

Tabel 3.27 Neraca massa *evaporator* 01 (EV-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 22	Arus 24	Arus 25
H ₂ SO ₄	49.804,81	-	49.804,81
H ₂ O	50.821,23	49.804,81	1.016,42
Total	100.626,04	49.804,81	50.821,23
	100.626,04	100.626,04	

3.4.14 Neraca Massa *Mixer* 02 (M-02)

Tabel 3.28 Neraca massa *mixer* 02 (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 17	Arus 19	Arus 26
H ₂ SO ₄	1.058,33	1.037,16	2.095,50
H ₂ O	14.103,79	51.987,69	66.091,48
NiSO ₄	2.007,29	40,96	2.048,25
CoSO ₄	252,77	5,15	257,92
Fe ₂ (SO ₄) ₃	1.995,89	40,73	2.036,62
Al ₂ (SO ₄) ₃	184,54	3,76	188,30
Total	19.602,62	53.115,48	72.718,10
	72.718,10		72.718,10

3.4.15 Neraca Massa *Reaktor* 02 (R-02)

Tabel 3.29 Neraca massa *reaktor* 02 (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 26	Arus 27	Arus 28	Arus 29
H ₂ SO ₄	2.095,50	-	-	5.150,06
H ₂ O	66.091,48	-	-	66.091,48
NiSO ₄	2.048,25	-	-	40,96
CoSO ₄	257,92	-	-	5,15
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.036,62	-	-	40,73
Al ₂ (SO ₄) ₃	188,30	-	-	3,76
H ₂ S	-	1.059,74	21,62	21,62
NiS	-	-	-	1.178,47
CoS	-	-	-	148,40
Fe ₂ S ₃	-	-	-	1.037,86
Al ₂ S ₃	-	-	-	80,93
Total	72.718,10	1.059,74	21,62	73.799,48
	73.799,48			73.799,48

3.4.16 Neraca Massa *Evaporator* 02 (EV-02)

Tabel 3.30 Neraca massa *evaporator* 02 (EV-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 29	Arus 30	Arus 31
H ₂ SO ₄	5.150,06	-	5.150,06
H ₂ O	66.091,48	64.769,65	1.321,82
NiSO ₄	40,96	-	40,96
CoSO ₄	5,15	-	5,15
Fe ₂ (SO ₄) ₃	40,73	-	40,73
Al ₂ (SO ₄) ₃	3,76	-	3,76
H ₂ S	21,62	21,62	-
NiS	1.178,47	-	1.178,47
CoS	148,40	-	148,40
Fe ₂ S ₃	1.037,86	-	1.037,86
Al ₂ S ₃	80,93	-	80,93
Total	73.799,48	64.791,28	9.008,19
	73.799,48	73.799,48	

3.4.17 Neraca Massa *Filtering Centrifuge* 02 (FC-02)

Tabel 3.31 Neraca massa *filtering centrifuge* 02 (FC-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 31	Arus 32	Arus 33
H ₂ SO ₄	5.150,06	5.047,06	103,00
H ₂ O	1.321,82	1.295,39	26,43
NiSO ₄	40,96	40,14	0,81
CoSO ₄	5,15	5,05	0,10
Fe ₂ (SO ₄) ₃	40,73	39,91	0,81
Al ₂ (SO ₄) ₃	3,76	3,69	0,07
NiS	1.178,47	-	1.178,47
CoS	148,40	-	148,40
Fe ₂ S ₃	1.037,86	-	1.037,86
Al ₂ S ₃	80,93	-	80,93
Total	9.008,19	6.431,27	2.576,92
	9.008,19	9.008,19	

3.4.18 Neraca Massa *Rotary Dryer* 02 (RD-02)

Tabel 3.32 Neraca massa *rotary dryer* 02 (RD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 33	Arus 34	Arus 35	Arus 36
H ₂ SO ₄	103,00	-	1,03	101,97
H ₂ O	26,43	-	26,17	0,26
NiSO ₄	0,81	-	0,008	0,81
CoSO ₄	0,10	-	0,001	0,10
Fe ₂ (SO ₄) ₃	0,81	-	0,008	0,80
Al ₂ (SO ₄) ₃	0,07	-	0,0008	0,07
NiS	1.178,47	-	11,78	1.166,69
CoS	148,40	-	1,48	146,91
Fe ₂ S ₃	1.037,86	-	10,37	1.027,48
Al ₂ S ₃	80,93	-	0,80	80,12
Udara Panas	-	612,94	612,94	-
Total	2.576,92	612,94	664,62	2.525,25
	3.189,87		3.189,87	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas *Gyrotary Crusher* (GC-01)

Tabel 3.33 Neraca panas *gyrotary crusher* (GC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2
NiO	3.079,72	3.079,72
CoO	481,95	481,95
FeOOH	81.863,24	81.863,24
AlOOH	12.587,62	12.587,62
SiO ₂	41.155,67	41.155,67
Total	138.998,22	138.998,22

3.5.2 Neraca Panas *Log Washer* 01 (LW-01)

Tabel 3.34 Neraca panas *log washer* 01 (LW-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 2	Arus 4	Arus 5
NiO	-	3.079,72	3.079,72	-
CoO	-	481,95	481,95	-
FeOOH	-	81.683,24	81.683,24	-
AlOOH	-	12.587,62	12.587,62	-
SiO ₂	-	41.155,67	41.155,67	-
Pengotor	-		-	-
H ₂ O	781.620,61	-	-	781.620,61
Total	781.620,61	138.988,22	138.988,22	781.620,61
	920.608,84		920.608,84	

3.5.3 Neraca Panas *Cone Crusher* 01 (CC-01)

Tabel 3.35 Neraca panas *cone crusher* 01 (CC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 6
NiO	3.079,72	3.079,72
CoO	481,95	481,95
FeOOH	81.683,24	81.683,24
AlOOH	12.587,62	12.587,62
SiO ₂	41.155,67	41.155,67
Total	138.988,22	138.988,22

3.5.4 Neraca Panas *Ball Mill* 01 (BM-01)

Tabel 3.36 Neraca panas *ball mill* 01 (BM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 9	Arus 8
NiO	3.079,72	62,85	3.142,57
CoO	481,95	9,83	491,79
FeOOH	81.683,24	1.667,00	83.350,24
AlOOH	12.587,62	256,89	12.844,51
SiO ₂	41.155,67	839,91	41.995,59
Total	138.988,22	62,85	3.142,57
	141.824,72		141.824,72

3.5.5 Neraca Panas *Cyclone Separator* 01 (CS-01)

Tabel 3.37 Neraca panas *cyclone separator* 01 (CS-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
NiO	3.142,57	3.079,72	62,85
CoO	491,79	481,95	9,83
FeOOH	83.350,24	81.683,24	1.667,00

Tabel 3.37 Neraca panas *cyclone separator* 01 (CS-01) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
AlOOH	12.844,51	12.587,62	256,89
SiO ₂	41.995,59	41.155,67	839,91
Total	141.824,72	138.988,22	62,85
	141.824,72	141.824,72	

3.5.6 Neraca Panas *Mixer* 01 (M-01)

Tabel 3.38 neraca panas *mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
NiO	3.079,72	-	3.079,73
CoO	481,95	-	481,96
FeOOH	81.683,24	-	81.683,24
AlOOH	12.587,62	-	12.587,63
SiO ₂	41.155,67	-	41.155,68
H ₂ O	-	151.564,13	151.564,13
Total	138.988,22	151.564,13	290.552,36
	290.552,36		290.552,36

3.5.7 Neraca Panas *Reaktor* 01 (R-01)

Tabel 3.39 neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 11	Arus 12	Arus 25	Arus 13
NiO	138.587,74	-	-	4.157,63
CoO	21.687,97	-	-	650,63
FeOOH	3.675.745,92	-	-	110.272,37
AlOOH	566.443,13	-	-	16.993,29
SiO ₂	1852005,53	-	-	1.852.005,53
H ₂ SO ₄	-	1.826.726,19	9.193.777,12	9.776.121,34
H ₂ O	6.820.385,88	1.386.221,32	925.830,00	13.108.891,97
NiSO ₄	-	-	-	418.095,43
CoSO ₄	-	-	-	39.434,60
Fe ₂ (SO ₄) ₃	-	-	-	309.726,33

Tabel 3.39 Neraca panas reaktor (R-01) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 11	Arus 12	Arus 25	Arus 13
Al ₂ (SO ₄) ₃	-	-	-	31.074,66
Fe ₂ O ₃	-	-	-	3.631.328,14
AlOHSO ₄	-	-	-	532.966,34
QReaksi	64.209,77			-
QTerserap	-			60.785,46
Total	13.074,85	3.212,94	64.209,77	29.831,46
	90.617,18			90.617,18

3.5.8 Neraca Massa *Filtering Centrifuge* 01 (FC-01)

Tabel 3.40 Neraca panas *filtering centrifuge* 01 (FC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
NiO	314,13	-	314,13
CoO	49,16	-	49,16
FeOOH	8.331,69	-	8.331,69
AlOOH	1.283,94	-	1.283,94
SiO ₂	139.929,31	-	139.929,31
H ₂ SO ₄	738.640,28	723.867,47	14.772,81
H ₂ O	990.449,62	970.640,62	19.808,99
NiSO ₄	31.589,43	30.957,64	631,79
CoSO ₄	2.979,50	2.919,91	59,59
Fe ₂ (SO ₄) ₃	23.401,55	22.933,51	468,03
Al ₂ (SO ₄) ₃	2.347,86	2.300,91	46,96
Fe ₂ O ₃	274.367,02	-	274.367,02
AlOHSO ₄	40.268,57	-	40.268,57
Total	2.253.952,05	70.535,23	500.331,98
	116.751,64	116.751,64	

3.5.9 Neraca Panas *Rotary Dryer* 01 (RD-01)

Tabel 3.41 Neraca panas *rotary dryer* 01 (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 37	Arus 38	Arus 39
NiO	1.780,89	-	17,80	1.763,08
CoO	237,64	-	2,37	235,27
FeOOH	41.658,45	-	416,58	41.241,86
AlOOH	6.610,03	-	66,10	6.543,93
SiO ₂	870.672,59	-	8706,72	861.965,86
H ₂ SO ₄	87.667,35	-	876,67	86.790,67
H ₂ O	113.699,57	-	112562,58	1.136,99
NiSO ₄	3.253,85	-	32,53	3.221,31
CoSO ₄	337,44	-	3,37	334,07
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.650,71	-	26,50	2.624,20
Al ₂ (SO ₄) ₃	294,26	-	2,94	291,31
Fe ₂ O ₃	1.656.237,84	-	16562,37	1.639.675,46
AlOHSO ₄	207.312,60	-	2073,12	205.239,47
Udara Panas	-	47.041,23	47.041,23	-
Total	2.992.413,27	47.041,23	188.390,23	2.852.063,55
	3.039.454,51		3.039.454,51	

3.5.10 Neraca Panas *Ekstraktor* 01 (E-01)

Tabel 3.42 Neraca panas *ekstraktor* 01 (E-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 23	Arus 16	Arus 17
H ₂ SO ₄	89.682,19	1.756,35	89.609,77	1.828,77
H ₂ O	116.512,09	-	-	116.512,09
NiSO ₄	3.668,20	-	73,36	3.594,83
CoSO ₄	344,69	-	6,89	337,79
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.705,72	-	54,11	2.651,60
Al ₂ (SO ₄) ₃	290,02	-	5,80	284,22
TEHA	-	152.919,55	152.919,55	-
Oktanoll	-	152.974,97	152.974,97	-
Shellsol A150	-	33.640,31	33.640,31	-
Total	213.202,93	341.291,19	429.284,78	125.209,33
	554.494,12		554.494,12	

3.5.11 Neraca Panas *Scrubber* 01 (SC-01)

Tabel 3.43 Neraca panas *scrubber* 01 (SC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 18	Arus 19	Arus 20
H ₂ SO ₄	89.609,77	-	1.792,20	87.817,58
H ₂ O	-	429.472,64	429.472,64	-
NiSO ₄	73,36	-	73,36	-
CoSO ₄	6,89	-	6,89	-
Fe ₂ (SO ₄) ₃	54,11	-	54,11	-
Al ₂ (SO ₄) ₃	5,413	-	5,41	-
TEHA	152.919,55	-	-	152.919,55
Oktanол	152.974,97	-	-	152.974,97
Shellsol A150	33.640,31	-	-	33.640,31
Total	429.284,40	429.472,64	431.404,62	427.352,42
	858.757,64		858.757,64	

3.5.12 Neraca Panas *Ekstraktor* 02 (E-02)

Tabel 3.44 Neraca panas *ekstraktor* 02 (E-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 20	Arus 21	Arus 22	Arus 23
H ₂ SO ₄	87.817,58	-	86.061,23	1.756,35
H ₂ O	-	419.836,52	419.836,52	152.919,55
TEHA	152.919,55	-	-	152.974,97
Oktanол	152.974,97	-	-	33.640,31
Shellsol A150	33.640,31	-	-	1.756,35
Total	427.352,42	419.836,52	505.897,74	341.291,19
	847.188,94		847.188,94	

3.5.13 Neraca Panas *Evaporator* 01 (EV-01)

Tabel 3.45 Neraca panas *evaporator* 01 (EV-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 22	Arus 24	Arus 25
H ₂ SO ₄	81.722,46	201.625,20	49.804,81
H ₂ O	411.480,00	-	308.610,00

Tabel 3.45 Neraca panas *evaporator* 01 (EV-01) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 22	Arus 24	Arus 25
Steam	38.495.141,09	-	-
Vapor	-	35.413.515,98	
Total	38.998.343,56	35.615.141,18	3.373.202,38
	38.998.343,56	38.998.343,56	

3.5.14 Neraca Panas *Mixer* 02 (M-02)

Tabel 3.46 Neraca panas *mixer* 02 (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 17	Arus 19	Arus 26
H ₂ SO ₄	1.828,77	1.792,19	3.620,96
H ₂ O	116.512,09	429.472,64	545.984,73
NiSO ₄	3.594,83	73,36	3.668,20
CoSO ₄	337,79	6,89	344,69
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.651,60	54,11	2.705,72
Al ₂ (SO ₄) ₃	284,22	5,80	290,02
Total	125.209,33	431.405,01	3.620,96
	556.614,34		556.614,34

3.5.15 Neraca Panas *Reaktor* 02 (R-02)

Tabel 3.47 Neraca panas *reaktor* 02 (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 26	Arus 27	Arus 28	Arus 29
H ₂ SO ₄	163.324,75	-	-	401.399,42
H ₂ O	25.418.073,77	-	-	25.418.073,77
NiSO ₄	172.998,59	-	-	3.459,97
CoSO ₄	16.317,16	-	-	326,34
Fe ₂ (SO ₄) ₃	128.157,87	-	-	2.563,15
Al ₂ (SO ₄) ₃	12.858,00	-	-	257,16
H ₂ S	-	105.115,94	2.145,22	2.145,22
NiS	-	-	-	57.965,45
CoS	-	-	-	6.952,68
Fe ₂ S ₃	-	-	-	53.529,90
Al ₂ S ₃	-	-	-	5.788,77

Tabel 3.47 Neraca panas *reaktor* 02 (R-02) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 26	Arus 27	Arus 28	Arus 29
QReaksi	21.328.229,77			21.261.700,3
QTerserap	-	-	-	-
Total	25.911.730,16	105.115,94	2.145,22	25.952.461,86
	4.690.761,56			4.690.761,56

3.5.16 Neraca Panas *Evaporator* 02 (EV-02)

Tabel 3.48 Neraca panas *evaporator* 02 (EV-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 29	Arus 30	Arus 31
H ₂ SO ₄	417.431,65	-	329.551,29
H ₂ O	25.778.155,81	19.994.152,12	407.023,51
NiSO ₄	3.478,36	-	2.746,07
CoSO ₄	326,34	-	257,63
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.563,16	-	2.023,54
Al ₂ (SO ₄) ₃	270,92	-	213,88
H ₂ S	2.062,53	1.628,31	-
NiS	57.965,45	-	45.762,19
CoS	6.952,68	-	5.488,96
Fe ₂ S ₃	53.529,90	-	41.696,97
Al ₂ S ₃	5.788,77	-	4.509,15
Total	26.328.525,58	19.945.780,44	839.273,23
	26.328.525,58	26.328.525,58	

3.5.17 Neraca Panas *Filtering Centrifuge* 02 (FC-02)

Tabel 3.49 Neraca panas *filtering centrifuge* 02 (FC-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 31	Arus 32	Arus 33
H ₂ SO ₄	130.982,97	128.363,31	2.619,66
H ₂ O	165.886,38	162.568,65	3.317,73
NiSO ₄	1.129,04	1.106,46	22,58
CoSO ₄	106,49	104,36	2,13
Fe ₂ (SO ₄) ₃	836,40	819,67	16,73
Al ₂ (SO ₄) ₃	83,92	82,24	1,68
NiS	18.915,04	-	18.915,04

Tabel 3.49 Neraca panas *filtering centrifuge* 02 (FC-02) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 31	Arus 32	Arus 33
CoS	2.268,77	-	2.268,77
Fe ₂ S ₃	17.467,65	-	17.467,65
Al ₂ S ₃	1.888,97	-	1.888,97
Total	339.565,63	293.044,69	46.520,94
	339.565,63	339.565,63	

3.5.18 Neraca Panas *Rotary Dryer* 02 (RD-02)

Tabel 3.50 Neraca panas *rotary dryer* 02 (RD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 33	Arus 34	Arus 35	Arus 36
H ₂ SO ₄	7.182,94	-	71,83	7.111,11
H ₂ O	9.096,99	-	9.006,02	90,97
NiSO ₄	61,92	-	0,62	61,30
CoSO ₄	5,84	-	0,06	5,78
Fe ₂ (SO ₄) ₃	45,87	-	0,46	45,41
Al ₂ (SO ₄) ₃	4,60	-	0,05	4,56
NiS	51.863,83	-	518,64	51.345,19
CoS	6.220,82	-	62,21	6.158,61
Fe ₂ S ₃	47.895,17	-	478,95	47.416,22
Al ₂ S ₃	5.179,43	-	51,79	5.127,64
Udara Panas	-	1.802,85	1.802,85	-
Total	127.557,41	1.802,85	11.993,48	117.366,77
	129.360,26		129.360,26	

3.5.19 Neraca Panas *Heater*-01 (HE-01)

Tabel 3.51 Neraca panas *heater*-01 (HE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ SO ₄	40.593,91	1.826.726,20
H ₂ O	30.804,91	1.386.221,33
QSteam	3.182.142,61	-
Total	3.212.947,53	3.212.947,53

3.5.20 Neraca Panas *Heater-02* (HE-02)

Tabel 3.52 Neraca panas *heater-02* (HE-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
NiO	3.079,72	138.587,75
CoO	481,95	21.687,98
FeOOH	81.683,24	3.675.745,92
AlOOH	12.587,62	566.443,14
SiO ₂	41.155,67	1.852.005,54
H ₂ O	151.564,13	6.820.385,88
Qsteam	12.923.292,08	-
Total	13.074.856,20	13.074.856,20

3.5.21 Neraca Panas *Heater-03* (HE-03)

Tabel 3.53 Neraca panas *heater-03* (HE-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ SO ₄	3.064.592,37	9.193.777,13
H ₂ O	308.610,00	925.830,00
QSteam	9.810.997,13	-
Total	10.119.607,13	10.119.607,13

3.5.22 Neraca Panas *Heater-04* (HE-04)

Tabel 3.54 Neraca panas *heater-04* (HE-04)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ SO ₄	3.438,42	163.324,76
H ₂ O	535.117,34	25.418.073,77
NiSO ₄	3.642,08	172.998,60
CoSO ₄	343,52	16.317,16
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.698,06	128.157,88
Al ₂ (SO ₄) ₃	270,69	12.858,01
QSteam	25.366.220,06	-
Total	25.911.730,17	25.911.730,17

3.5.23 Neraca Panas *Heater-05* (HE-05)

Tabel 3.55 Neraca panas *heater-04* (HE-05)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ O	5.285,53	100.424,10
QSteam	95.139,57	-
Total	100.424,10	100.424,10

3.5.24 Neraca Panas *Coller-01* (CL-01)

Tabel 3.56 Neraca panas *coller-01* (CL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
NiO	4.157,63	314,13
CoO	650,64	49,16
FeOOH	110.272,38	8.331,69
AlOOH	16.993,29	1.283,94
SiO ₂	1.852.005,54	139.929,31
H ₂ SO ₄	9.776.121,34	738.640,28
H ₂ O	13.108.891,98	990.449,62
NiSO ₄	418.095,43	31.589,43
CoSO ₄	39.434,60	2.979,50
Fe ₂ (SO ₄) ₃	309.726,34	23.401,55
Al ₂ (SO ₄) ₃	31.074,67	2.347,86
Fe ₂ O ₃	3.631.328,14	274.367,02
AlOHSO ₄	532.966,35	40.268,57
QPendingin	-	27.577.776,28
Total	29.831.718,33	29.831.718,33

3.5.25 Neraca Panas *Coller-02* (CL-02)

Tabel 3.57 Neraca panas *coller-02* (CL-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ SO ₄	723.867,47	85.160,88
H ₂ O	970.640,62	114.193,01
NiSO ₄	30.957,64	3.642,08

Tabel 3.57 Neraca panas *coller-02* (CL-02) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Fe ₂ (SO ₄) ₃	22.933,51	2.698,06
Al ₂ (SO ₄) ₃	2.300,91	270,69
QPendingin	-	1.547.311,83
Total	1.753.620,08	1.753.620,08

3.5.26 Neraca Panas *Coller-03* (CL-03)

Tabel 3.58 Neraca panas *coller-02* (CL-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ O	1.052.310,82	420.924,33
QPendingin	-	631.386,49
Total	1.052.310,82	1.052.310,82

3.5.27 Neraca Panas *Coller-04* (CL-04)

Tabel 3.59 Neraca panas *coller-04* (CL-04)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ O	1.028.700,00	411.480,00
QPendingin	-	617.220,00
Total	1.028.700,00	1.028.700,00

3.5.28 Neraca Panas *Coller-05* (CL-05)

Tabel 3.60 Neraca panas *coller-05* (CL-05)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ SO ₄	316.894,28	130.982,97
H ₂ O	401.338,01	165.886,38
NiSO ₄	2.731,56	1.129,04
CoSO ₄	257,64	106,49
Fe ₂ (SO ₄) ₃	2.023,55	836,40
Al ₂ (SO ₄) ₃	203,02	83,92
NiS	45.762,20	18.915,04
CoS	5.488,96	2.268,77
Fe ₂ S ₃	42.260,45	17.467,65

Tabel 3.60 Neraca panas *coller*-05 (CL-05) (lanjutan)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Al ₂ S ₃	4.570,08	1.888,97
QPendingin	-	481.964,11
Total	821.529,74	821.529,74

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan aspek penting dalam pendirian pabrik industri, karena dapat menentukan perkembangan pabrik dimasa yang akan datang. Proses pemilihan lokasi pabrik dipengaruhi oleh beberapa faktor primer dan sekunder termasuk ketersediaan bahan baku, utilitas, transportasi, pemasaran dan faktor utama lainnya. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik harus ditentukan dengan benar dan akurat.

Perancangan pabrik nikel dengan kapasitas 20.000 ton/tahun sendiri diharapkan dapat menghasilkan keuntungan kedepannya. Lokasi pabrik nikel direncanakan akan didirikan di Kecamatan Wolo Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara, dengan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer

Faktor primer yang berpengaruh secara langsung pada penentuan lokasi pabrik sebagai berikut:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku menjadi factor utama suatu pabrik. Dimana persediaan nikel di Indonesia mencapai 52% dari cadangan nikel dunia. Cadangan nikel di Pulau Sulawesi mencapai 4,5 Miliyar ton nikel (Ndruru dan Zulian, 2023) dengan 95% terdapat pada tiga provinsi yaitu Sulawesi tengah,

Sulawesi Tenggara dan Maluku Utara (Nisa ,2023). Oleh karena itu, pabrik akan didirikan di Sulawesi Tenggara, Wolo.

2. Ketersediaan Utilitas

Proses produksi di sebuah pabrik membutuhkan dukungan dari komponen-komponen seperti air, listrik, dan bahan bakar. Jika komponen-komponen ini tersedia dalam jumlah yang cukup, maka proses produksi di pabrik akan menjadi lebih lancar dan efisien. Sumber utilitas air diambil dari Sungai Mekongga sehingga ketersediaan air cukup untuk proses produksi dan kebutuhan lainnya.

3. Pemasaran Produk

Indonesia adalah negara industri yang terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Indonesia sebagai pasar yang baik bagi Nikel. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat dan laut. Nikel yang dihasilkan dapat digunakan untuk nikel digunakan sebagai salah satu paduan elemen dalam pembuatan baja tahan karat dan paduan baja (Mudd G.M, 2010). Disamping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan Kolaka akan mempermudah pemasaran produk.

4. Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalan darat

maupun laut. Pelabuhan Kolaka dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersediannya sarana tersebut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi serta kelancaran pemasaran domestic maupun internasional..

4.1.2 Faktor Sekunder

Beberapa faktor sekunder yang mempengaruhi pemilihan lokasi didirikan, sebagai berikut :

1. Ketersedian Tenaga Kerja

Tenaga kerja memiliki peran yang sangat vital dalam sebuah pabrik. Diharapkan bahwa dengan berdirinya pabrik nikel, lapangan pekerjaan akan tercipta bagi penduduk lokal.

2. Keadaan Iklim

Kelancaran proses produksi dapat dipengaruhi oleh iklim, Kolaka merupakan lokasi yang bagus karena memiliki iklim yang baik dan stabil dengan suhu rata rata sekitar 23-33 °C.

3. Faktor penunjang lain

Pemerintah Kabupaten Kolaka telah menyusun kebijakan untuk mengembangkan dan memajukan wilayah tersebut. Kolaka adalah kawasan industri, sehingga berbagai faktor seperti pasokan listrik, bahan bakar, air, iklim, dan karakteristik lingkungan tidak menjadi hambatan, karena semua aspek ini

telah diperhitungkan saat menetapkan kawasan tersebut sebagai area industri.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Nikel Sulfida

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Sistem tata letak pabrik yang meliputi area proses, kantor, sumber tenaga, gudang, unit pengolahan limbah dan sebagainya. Sebagian besar faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik yaitu :

1. Daerah Kantor

Kantor adalah area di mana karyawan mengelola dan memantau operasional pabrik.

2. Area Proses

Area proses di pabrik dirancang untuk memastikan distribusi air dan bahan lainnya dilakukan dengan efisien dan lancar.

3. Jarak Antar Alat

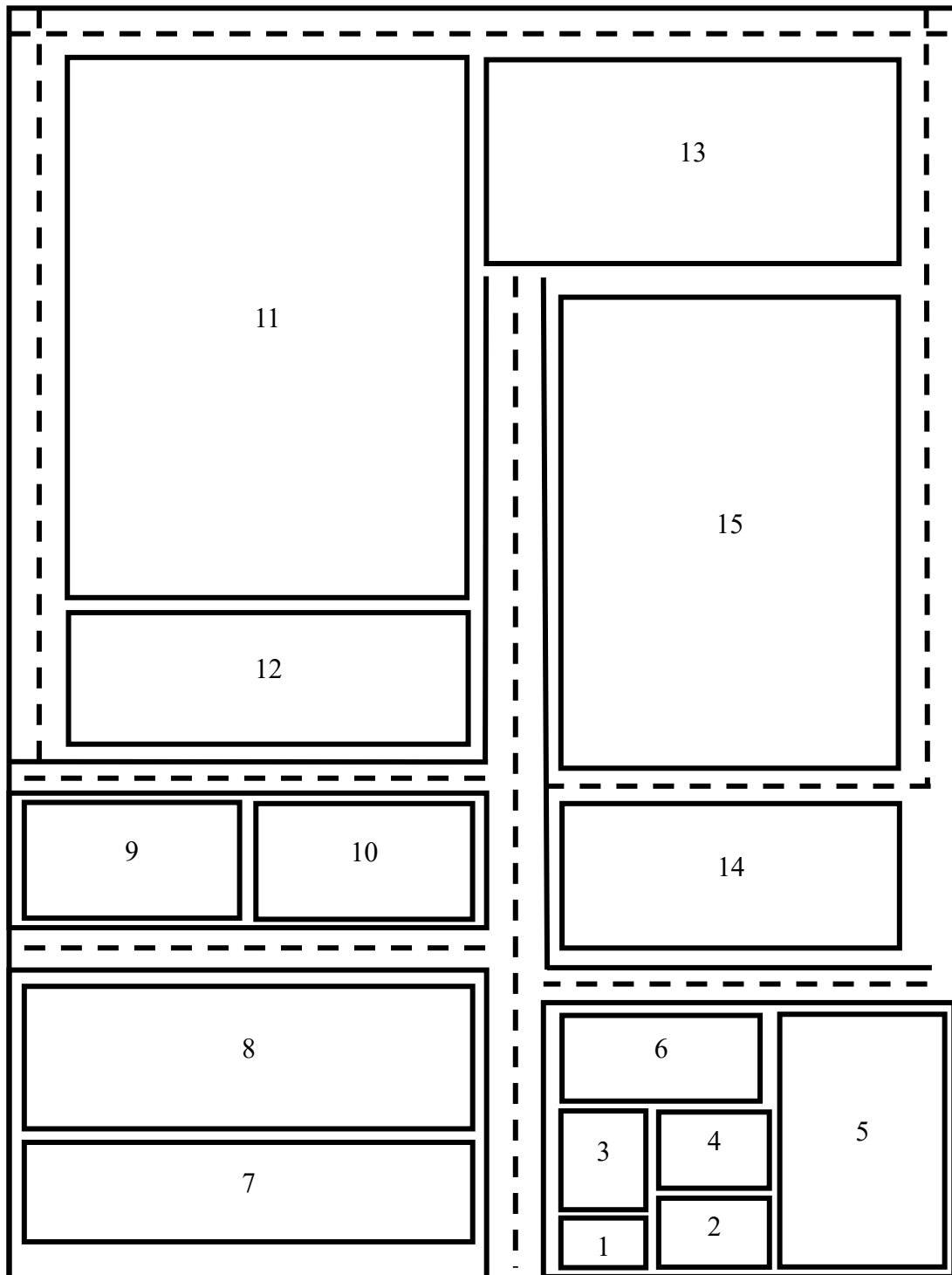
Jarak antara jalan dan unit proses cukup memadai, sehingga alat-alat proses terlindungi dan tidak terganggu oleh kendaraan. Setiap unit dapat dijangkau melalui minimal dua jalan di dalam pabrik.

4. Latak Alat

Penempatan alat-alat dan perangkat kontrol dirancang agar mudah diakses oleh operator.

5. Utilitas

Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari alat-alat proses untuk memastikan operasi yang aman.



Keterangan

- | | | |
|-----------------|-----------------------------|--------------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 7. Parkir dan Taman | 13. Area Perluasan |
| 2. Masjid | 8. Kantor dan Aula | 14. Gudang |
| 3. Klinik | 9. Bengkel dan perlengkapan | 15. <i>Storage and Loading</i> |
| 4. Kantin | 10. Safety | --- Jalur Transportasi |
| 5. Laboratorium | 11. Area Produksi | Skala = 1 : 1000 |
| 6. Garasi | 12. Utilitas | |

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Berikut merupakan perincian luas tanah skala 1:1000 sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut :

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
		m	m	m ²
1.	Pos Keamanan	13	8	104
2.	Masjid	17	11	187
3.	Klinik	13	15	195
4.	Kantin	17	13	221
5.	Laboratorium	26	39	1014
6.	Garasi	26	39	1014
7.	Parkir dan Taman	68	15	1020
8.	Kantor dan Aula	68	22	1496
9.	Bengkel dan Perlengkapan	33	19	627
10.	<i>Safety</i>	33	19	627
11.	Area Produksi	61	82	5002
12.	Utilitas	61	20	1220
13.	Area Perluasan	63	31	1953
14.	Gudang	52	22	1144
15.	<i>Storage and Loading</i>	52	71	3692
Luas Bangunan				19516
Luas Tanah				27840

4.3 Tata Alat Proses (*Proses Plant and Equipment*)

Perencanaan tata letak alat proses (*proses plant and equipment layout*) pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dapat dilihat pada gambar berikut :

Ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam perencanaan tata letak alat proses, yaitu sebagai berikut :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan yang tepat terhadap laju aliran sangat penting untuk mendapatkan manfaat ekonomi yang maksimal serta memastikan produksi berjalan lancar dan aman.

2. Aliran udara

Penting untuk memastikan kelancaran aliran udara di dalam dan sekitar area proses. Ini dilakukan untuk mencegah terjadinya penumpukan udara di satu tempat yang bisa menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya dan berpotensi membahayakan keselamatan para pekerja

3. Cahaya

Pabrik harus memiliki pencahayaan yang memadai di seluruh area, terutama di lokasi proses yang berisiko tinggi dan berbahaya.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Pabrik memerlukan sistem lalu lintas dan transportasi yang efisien. Ini penting untuk memudahkan akses keselamatan saat terjadi keadaan darurat. Sistem transportasi yang baik juga berkontribusi pada peningkatan keselamatan dan keamanan pekerja serta kelancaran proses produksi.

5. Jarak antara alat proses

Alat proses dengan suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari peralatan lainnya. Dengan cara ini, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, risiko terhadap peralatan lain dapat diminimalkan.

6. Perawatan

Perawatan sangat penting untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik. Hal ini mencakup pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan lancar dan produktivitas meningkat, sehingga target produksi dengan spesifikasi yang diinginkan dapat tercapai. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk mencegah kerusakan dan menjaga kebersihan alat, sementara perawatan periodik dilakukan sesuai jadwal yang tertera dalam buku petunjuk. Jadwal perawatan pada setiap alat diatur sedemikian rupa agar setiap alat mendapatkan perhatian khusus secara bergantian. Penjadwalan dilakukan untuk setiap alat agar perawatan peralatan proses mengikuti prosedur yang telah ditetapkan. Perawatan alat-alat meliputi:

a. *Overhaul* 1 x 1 tahun

Perbaikan dan pengecekan rutin alat mencakup pembongkaran alat, penggantian bagian yang sudah tidak layak, dan mengembalikan alat ke kondisi semula. Ini melibatkan pemeriksaan menyeluruh dan penyesuaian level alat.

b. *Repairing*

Repairing adalah kegiatan perawatan yang fokus pada perbaikan bagian-bagian alat yang rusak, biasanya setelah pemeriksaan dilakukan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi pemeliharaan meliputi:

a) Umur Alat

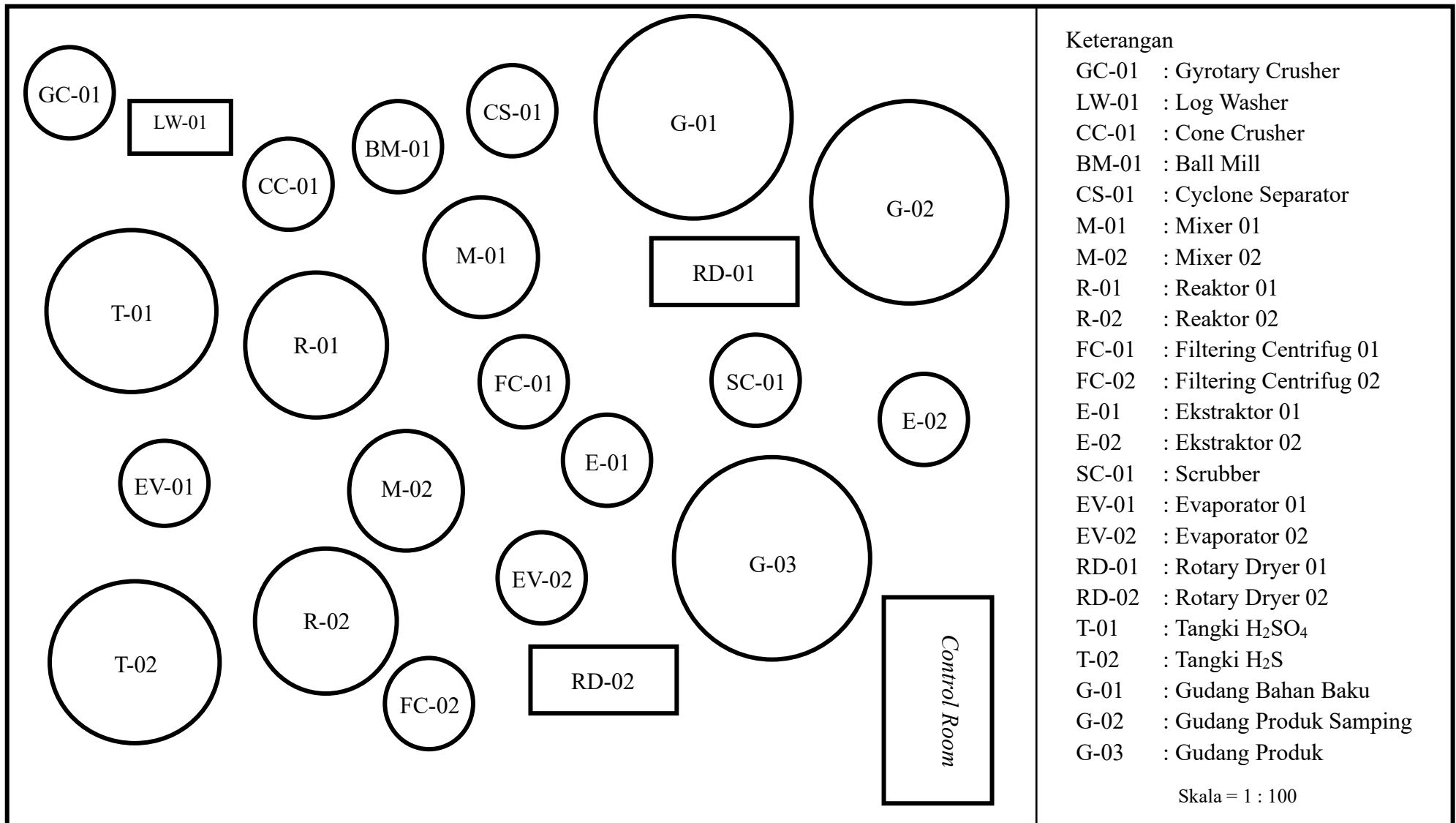
Alat yang lebih tua dan kurang mendapatkan perhatian selama penggunaannya memerlukan lebih banyak perawatan, yang dapat meningkatkan biaya pemeliharaan. Bahan Baku.

b) Bahan Baku

Bahan baku yang tidak berkualitas, seperti yang mengandung campuran bahan lain atau kadar kotoran tinggi, dapat menyebabkan kerusakan pada alat, sehingga alat perlu dibersihkan lebih sering.

c) Tenaga Manusia

Tenaga kerja yang terlatih, berpengalaman, dan kompeten akan menghasilkan pekerjaan yang lebih baik, sehingga fungsi alat dapat terjaga dengan baik.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Faktor Primer

Pabrik Nikel sulfida direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dirancang dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dengan status perusahaan terbuka. PT adalah jenis perusahaan yang memperoleh modal melalui penjualan saham, di mana setiap pemegang saham memiliki hak sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya. Saham adalah surat berharga yang diterbitkan oleh PT, dan pemilik saham telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti mereka juga memiliki bagian dari perusahaan tersebut.

Dalam Perseroan Terbatas, tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah modal yang mereka investasikan melalui saham. Pemilihan bentuk PT didasarkan pada pertimbangan berikut:

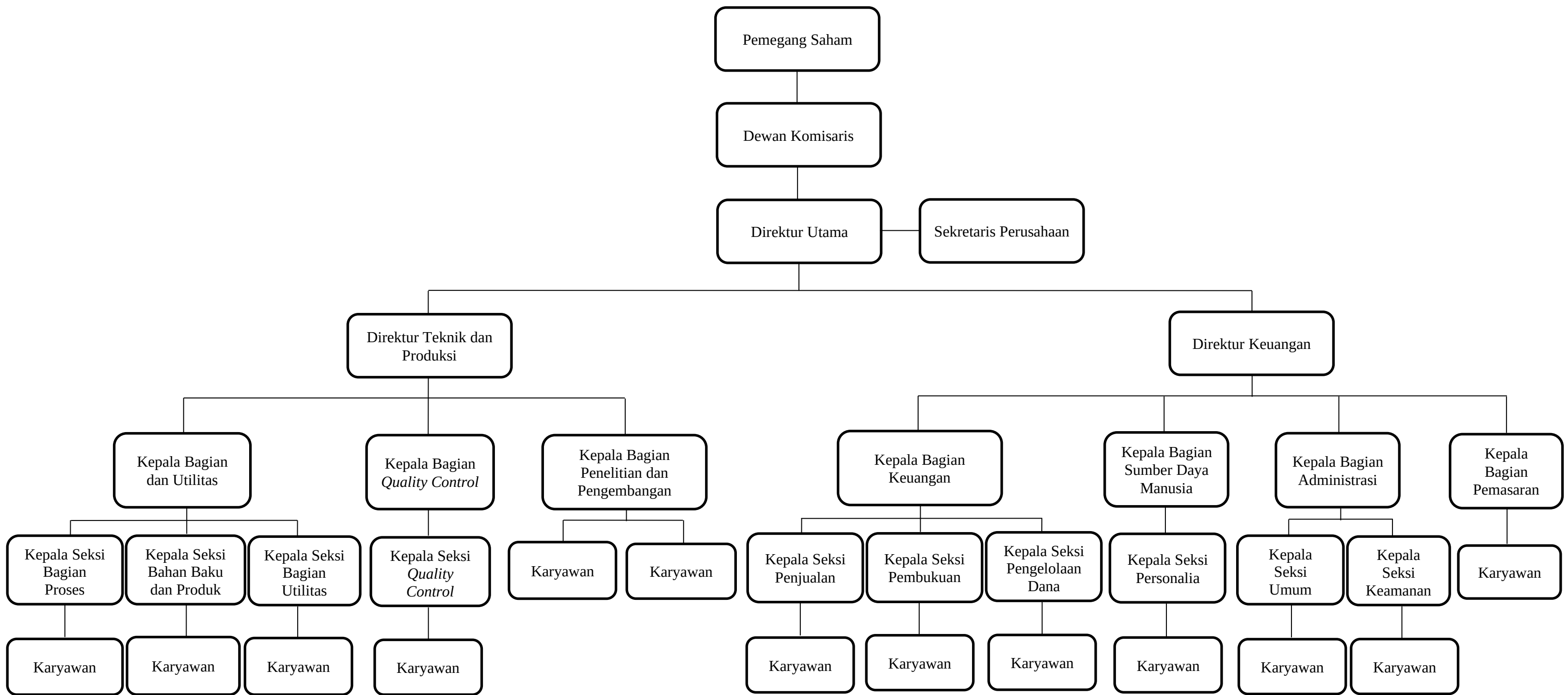
1. Kemudahan memperoleh modal melalui penjualan saham.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah saham yang dimiliki.
3. Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh perubahan pemegang saham, direksi, staf, atau karyawan.
4. Efisiensi dalam manajemen.
5. Perusahaan memiliki kekayaan terpisah dari kekayaan pribadi pemiliknya.

4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan menjadi faktor krusial dalam mendukung kelangsungan dan kemajuan perusahaan karena berkaitan dengan komunikasi internal yang esensial untuk membangun kerjasama yang solid di antara karyawan. Menurut Handoko (1992), untuk mencapai tujuan tersebut, diperlukan proses pengorganisasian yang tercermin dalam struktur organisasi.

Menurut Stoner (1992), struktur organisasi adalah tata letak dan hubungan antara bagian-bagian, komponen, dan posisi dalam suatu perusahaan. Organisasi yang digunakan pada perusahaan ini adalah *Line and Staff System*. Organisasi lini dan staf terdapat pucuk pimpinan dan pimpinan dibawahnya serta pimpinan dibantu oleh staff. Pada sistem ini biasanya digunakan untuk organisasi besar, perkerjaann yang banyak dan kerja yang luas. Wewenang pimpinan adalah mengambil keputusan, kebijaksanaan dan bertanggung jawab terhadap tujuan perusahaan, sedangkan wewenang staff adalah memberikan data, pelayanan dan informasi untuk membantu kelancaran tugas manejer lini.

Struktur organisasi pabrik nikel sulfida disajikan pada Gambar 4.4:



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Terdapat tugas dan wewenang yang terdapat pada perusahaan nikel sulfida antara lain:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham, yang merupakan pemilik perusahaan, adalah individu atau kelompok yang mengumpulkan modal untuk mendirikan dan menjalankan perusahaan. Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan berbentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Dalam rapat umum tersebut, para pemegang saham memiliki wewenang untuk:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- c. Menyalurkan hasil usaha serta neraca perhitungan laba rugi tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai perwakilan pemegang saham dan bertanggung jawab langsung kepada mereka. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi mengenai kebijakan umum dan target.
- b. Mengawasi pelaksanaan tugas oleh Direktur Utama.
- c. Membantu Direktur Utama dalam masalah-masalah penting.

3. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemimpin tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab penuh terhadap kemajuan atau kemunduran perusahaan. Posisi Direktur Utama mencakup Direktur Teknik Produksi dan Direktur Keuangan. Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

- a. Menjaga stabilitas organisasi dan memastikan hubungan yang baik antara pemegang saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- b. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinasikan kerja sama dengan Direktur Teknik Produksi serta Direktur Keuangan.

4. Kepala Bagian

Kepala Bagian bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di bawah wewenangnya sesuai dengan arahan dari pimpinan perusahaan. Kepala Bagian juga dapat berfungsi berfungsi sebagai staf direktur dan bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

5. Kepala Seksi

Kepala Seksi bertanggung jawab untuk melaksanakan pekerjaan di area yang ditangani sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan oleh Kepala Bagian. Setiap Kepala Seksi melapor kepada Kepala Bagian yang bersangkutan sesuai dengan seksi yang dipimpinnya.

4.4.4 Pembagian jam Kerja Karyawan

Terdapat tugas dan wewenang yang terdapat pada perusahaan nikel sulfida antara lain:

1. Cuti Tahunan

Karyawan berhak mendapatkan 12 hari cuti tahunan setiap tahunnya. Jika cuti tersebut tidak digunakan dalam jangka waktu satu tahun, maka hak cuti untuk tahun tersebut akan hangus.

2. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian yang tidak bekerja dalam sistem shift, hari libur nasional adalah hari tidak bekerja. Namun, bagi karyawan yang bekerja waktu satu tahun, maka hak cuti untuk tahun tersebut akan hangus.

3. Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur hanya dapat dilakukan jika ada kebutuhan mendesak dan setelah mendapatkan persetujuan dari kepala bagian.

4. Pembagian jam kerja

a. Karyawan Non-shift

Karyawan non-shift adalah mereka yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi, seperti di bidang manajemen, gudang, dan lainnya, dengan rincian jam kerja sebagai berikut:

Senin – Jum'at

Jam kerja : 08.00 – 12.00 WITA

: 13.00 – 16.00 WITA

Waktu istirahat : 12.00 – 13.00 WITA

Libur : Hari sabtu dan minggu

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang terlibat langsung dalam proses produksi, termasuk di bidang produksi, mesin, laboratorium, kelistrikan, dan instrumentasi. Jadwal kerja untuk karyawan shift dibagi menjadi

Senin – Kamis

Shift pagi : 07.00 – 15.00 WITA

Shift sore : 15.00 – 23.00 WITA

Shift malam : 23.00 – 07.00 WITA

Karyawan shift dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dan diberlakukan secara bergantian.

Dalam setiap regu mendapat giliran bekerja selama jam 8 dengan jadwal libur tidak tetap yaitu antara satu sampai dua hari dalam tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Jadwal kerja tiap regu

REGU	HARI																												
	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S
A	M		S	S	S	S	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	M			S	S	S	S	S	
B	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	M		S	S	S	S	S		P	P	P	P	P	P	
C	P	P	P			M	M	M	M			S	S	S	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	
D		M	M	M	M	M			S	S	S	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	M			S

Keterangan :

P= Shift Pagi

S = Shift Siang

M = Shift Malam

L= Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut tabel rincian jumlah tenaga kerja dan sistem pengajiannya :

Tabel 4.3 Gaji karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
1.	Direktur Utama	1	Rp150.000.000	Rp150.000.000
2.	Staff Ahli	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000
3.	Sekretaris Perusahaan	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000
4.	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp90.000.000	Rp90.000.000
5.	Direktur Keuangan	1	Rp90.000.000	Rp90.000.000
6.	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
7.	Kepala Bagian Sumber Daya Manusia	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000

Tabel 4.3 Gaji karyawan (lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
8.	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
9.	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
10.	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
11.	Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
12.	Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
13.	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
14.	Kepala Seksi Pembukuan	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
15.	Kepala Seksi Pengolahan Dana	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
16.	Kepala Seksi Personalia	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
17.	Kepala Seksi Umum	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
18.	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
19.	Kepala Seksi Proses	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
20.	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
21.	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
22.	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
23.	Karyawan Perusahaan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
24.	Karyawan Keamanan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
25.	Karyawan Umum	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
26.	Karyawan Personalia	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
27.	Karyawan Pengolahan Data	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
28.	Karyawan Pembukuan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
29.	Karyawan Penjualan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
30.	Karyawan Penelitian	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
31.	Karyawan Pengembangan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
32.	Karyawan <i>Quality Control</i>	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
33.	Karyawan Utilitas	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
34.	Karyawan Bahan Baku dan Produk	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
35.	Karyawan Proses	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000

Tabel 4.3 Gaji karyawan (lanjutan)

36.	Operator Proses	1	Rp.9.900.000	Rp.9.900.000
37.	Operator Utilitas	1	Rp.9.900.000	Rp.9.900.000
38.	Dokter	1	Rp.15.000.000	Rp.15.000.000
39.	Perawat	1	Rp.6.000.000	Rp.6.000.000
40.	Satpam	1	Rp.5.000.000	Rp.5.000.000
41.	Supir	1	Rp.5.000.000	Rp.5.000.000
42.	<i>Cleaning Service</i>	1	Rp.5.000.000	Rp.5.000.000

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau yang lebih dikenal sebutan utilitas merupakan bagian penting untuk proses produksi dalam pabrik. Utilitas merupakan unit pendukung untuk penyediaan air, *steam*, listrik dan bahan bakar. Keberadaan utilitas sangatlah penting dan harus ada. Unit utilitas meliputi unit pengolahan air, produksi uap, dan pasokan bahan bakar dan listrik.

Untuk menjamin kelancaran suatu proses produksi pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit, terdapat faktor-faktor penunjang sebagai berikut.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan bak dan bahan pendukung yang sangat dibutuhkan pada pabrik nikel sulfida. Hal ini karena air berperan besar sebagai bahan baku, untuk mendinginkan proses produksi, bahkan memenuhi permintaan konsumen. Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik biasanya digunakan air sungai, air sumur, air danau, dan air laut.

Pada perancangan pabrik nikel sulfida ini, air yang digunakan berasal dari sungai Mekongga. Terdapat beberapa pertimbangan dalam menggunakan sumber air antara lain:

1. Pengolahan air sungai lebih mudah, relatif mudah dan sederhana dibandingkan pengolahan air laut yang rumit dan biaya pengolahan yang cenderung lebih mahal.

2. Air sungai merupakan sumber yang kontinuitasnya tinggi, sehingga kekurangan air dapat di hindari.

Air sungai sebagai *raw water* ini akan digunakan untuk di lingkungan pabrik sebagai:

1. Air pendingin

Terdapat beberapa faktor dalam pemilihan air yang digunakan sebagai media pendingin antara lain:

- a. Air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
- b. Mudah didalam pengolahan dan pengaturannya
- c. Tidak mudah menyusut walaupun adanya perubahan temperatur pendingin
- d. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume tidak terdekomposisi

2. Air pendingin

Terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penggunaan air sebagai *steam* antara lain:

- a. Zat yang menyebabkan kerak (*Scale forming*). Pembentukan kerak yang disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- b. Zat yang menyebabkan korosi. Korosi yang terdapat pada boiler disebabkan karena air yang mengandung larutan asam dan gas terlarut (seperti CO₂, O₂, dan NH₃).

- c. Zat yang menyebabkan *forming*. Karena terdapat banyak bahan organik yang tidak dapat larut, air yang diperoleh kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *boiler* berbusa. Pembusaan terutama terjadi di bawah alkalinitas tinggi.

3. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang dipergunakan untuk keperluan sanitasi. Air sanitasi diperlukan untuk perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi yang di gunakan harus memiliki kualitas tertentu, yaitu (Permenkes No.32, 2017) :

a. Syarat Fisika, antara lain:

- a) Suhu : Dibawah Suhu udara
- b) Rasa : Tidak berasa
- c) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, antara lain:

- a) Tidak mengandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah sifat fisik air
- b) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
- c) Tidak beracun

5.1.2 Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan

dapat meliputi secara fisik dan kimia. Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi:

1. Pengendapan

Air sungai yang telah melewati *filter* mengalir menuju bak pengendapan awal. Pengendapan kotoran lumpur dan air sungai yang belum lolos saringan awal. Kemudian mengalir menuju ke bak pencampuran cepat.

2. *Clarifier*

Air yang dialirkan ke *clarifier* bertujuan untuk memisahkan/mengendapkan koagulum. Air yang dialirkan ke *clarifier* akan diadung dengan alat pengaduk. Air keluar dari *clarifier* dari tepi luapan, dan lumpur yang terbentuk akan mengendap karena adanya gaya gravitasi yang selanjutnya akan dibuang secara berskala sesuai waktu yang telah ditentukan.

3. Penyaringan

Setelah keluar dari *clarifier*, air kemudian dialirkan kedalam bak penyaring pasir untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih terikut atau masih didalam air tetapi belum mengendap. Saringan pasir terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai bahan saringan. Selanjutnya air yang telah bersih dialirkan menuju bak air bersih, yang kemudian air disalurkan menuju menara air dan unit demineralisasi. Karena dipakai secara terus menerus kapasitas penyaring pasir akan bickering,

oleh sebab itu, diperlukan regenerasi secara rutin melalui *backwashing*.

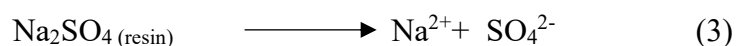
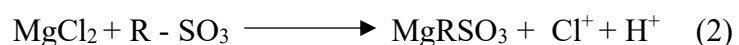
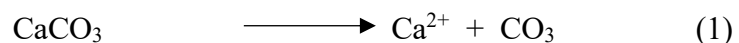
4. Demineralisasi

Untuk memenuhi kebutuhan air umpan *boiler* atau *steam*, diperlukan air murni yang memenuhi persyaratan bebas garam. Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion pada air hasil *filter* sehingga konduktivitasnya kurang dari 0,3 ohm dan kandungan silika kurang dari 0,02 ppm. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

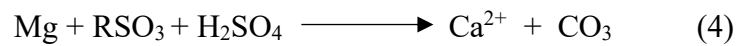
a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi

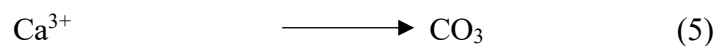


dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.



b. *Anion Exchanger*

Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion garam seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan dengan larutan NaOH.



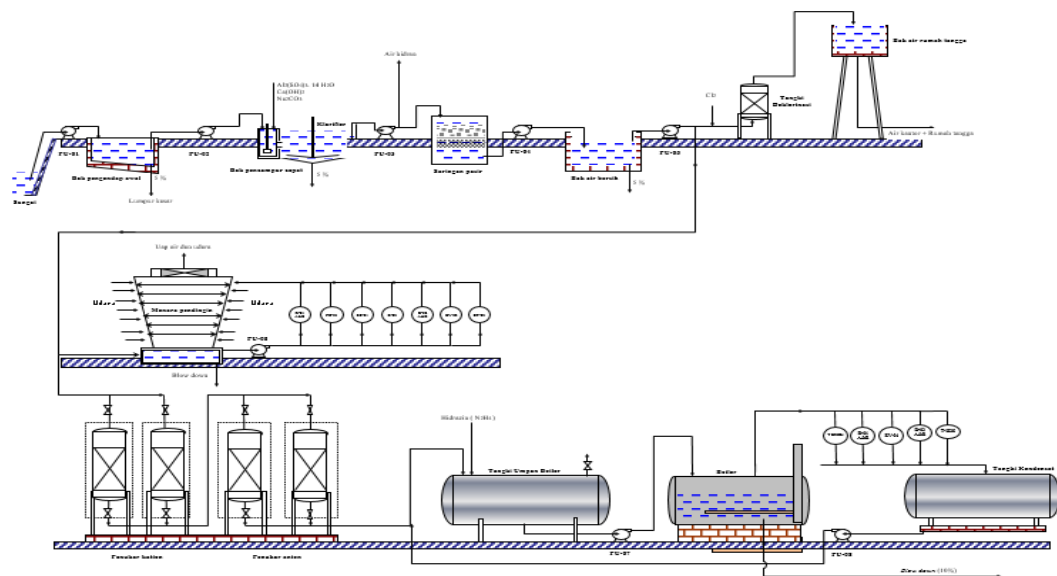
c. Deaerasi

Deaerasi atau Dekontaminasi adalah proses pelepasan air umpan *boiler* dari oksigen (O_2). Pompa air deionisasi (*polishing water*) kedalam deaerator, dan injeksi hydrazine (N_2H_4) untuk menggabungkan oksigen yang terkandung di dalam air untuk mencegah kerak pada tabung *boiler*.

Reaksi



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*). Proses pengolahan air di tunjukkan pada Gambar 5.1



Gambar 5.1 Pengolahan Air

5.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan pada pabrik Nikel Sulfida diantaranya sebagai berikut

1. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Cooler	C-01	434288,70
Cooler	C-02	24366,73
Cooler	C-03	9942,94
Cooler	C-04	9719,85

Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin (lanjutan)

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Cooler	C-05	7589,87
Evaporator	EV-02	87297,40
Total		573205,48

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh jumlah *make up* air sebesar 9354,71 kg/jam.

2. Kebutuhan Air Untuk *Steam*

Tabel 5.2 Kebutuhan air untuk *steam*

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Heater	HE-01	8050,89
Heater	HE-02	1982,40
Heater	HE-03	6112,01
Heater	HE-04	15802,53
Heater	HE-05	59,27
Evaporator	EV-01	23981,67
Total		55988,77

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan air untuk *steam* sebesar 67186,52 kg/jam. Serta kebutuhan air *make up* pada *steam* sebesar 12093,58 kg/jam.

3. Kebutuhan Air Domestik dan *Service Water*

Tabel 5.3 Kebutuhan air domestik

Jenis	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Kantor	25027,49
Rumah	7812,50
<i>Service water</i>	250,00
Total	33.089,99

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan air domestik sebesar 32.839,99 kg/jam dan *service water* sebesar 250,00 kg/jam.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang diproduksi pada pabrik nikel sulfida ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada *heat exchanger* dan *rotary dryer*. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan *boiler*. Jenis *steam* yang digunakan pada pabrik nikel sulfida ini yaitu *saturated steam* dengan suhu *steam* adalah 270 °C. Berdasarkan hasil perhitungan kalor yang dibutuhkan sebesar 232.265.251,72 Kj/jam.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik nikel sulfida di peroleh dari PLN dan generator diesel. Generator digunakan sebagai tenaga cadalan apabila PLN mengalami gangguan atau masalah. Kebutuhan Listrik Untuk ditampilkan pada tabel berikut.

Tabel 5.4 Kebutuhan listrik pompa proses

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Pompa	P-01	1
Pompa	P-02	0.75
Pompa	P-03	5
Pompa	P-04	0,05
Pompa	P-05	0,05
Pompa	P-06	0,50
Pompa	P-07	0,50
Pompa	P-08	0,75
Pompa	P-09	0,50
Pompa	P-10	1,50

Tabel 5.4 Kebutuhan listrik pompa proses (lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Pompa	P-11	0,75
Pompa	P-12	0,50
Pompa	P-13	0,33
Pompa	P-14	1,00
Pompa	P-15	0,25
Pompa	P-16	0,75
Pompa	P-17	0,05
Pompa	P-18	0,75
Pompa	P-19	0,75
Pompa	P-20	0,75
Pompa	P-21	0,75
Pompa	P-22	0,50
Total		17,33

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik pompa proses sebesar 13,22 kW.

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Gyrotary Crusher	GC-01	75,00
Log Washer	LW-01	20,00
Cone Crusher	CC-01	150,00
Ball Mill	BM-01	700,00
Filtering Centrifug	FC-01	125,00
Rotary Dryer	RD-01	7,50
Filtering Centrifug	FC-02	50,00
Rotary Dryer	RD-02	7,50
Belt Conveyer	BC-01	2,00
Belt Conveyer	BC-02	2,00
Belt Conveyer	BC-03	2,00
Belt Conveyer	BC-04	2,00
Belt Conveyer	BC-05	2,00
Belt Conveyer	BC-06	1,50

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik alat proses (lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Belt Conveyyor	BC-07	0,33
Belt Conveyyor	BC-08	0,33
Belt Conveyyor	BC-09	1,50
Pneumatic Conveyyor	PC-10	20,000
Total		1168,67

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik pompa alat sebesar 871,47 kW.

Tabel 5.6 Kebutuhan listrik pompa utilitas

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Pompa	PU-01	0,05
Pompa	PU-02	0,05
Pompa	PU-03	0,05
Pompa	PU-04	0,08
Pompa	PU-05	2,00
Pompa	PU-06	0,08
Pompa	PU-07	0,50
Pompa	PU-08	0,50
Total		3,32

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik pompa alat sebesar 2,47 kW.

Tabel 5.7 Kebutuhan listrik lain-lain

Jenis	Daya
	Hp
Fasilitas Penerangan	396,57
Utilitas	297,43

Tabel 5.7 Kebutuhan listrik lain-lain (lanjutan)

Jenis	Daya
	Hp
Instrumen pabrik	4,02
AC dan Perkantoran	20,12
Total	718,14

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik untuk kebutuhan lain-lain sebesar 671,52 kW. Sehingga total kebutuhan listrik mencapai 1584,69 kW.

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat-alat kontrol yang bekerja secara *pneumatic*. Digunakan alat berupa kompresor untuk pengadaan udara tekan. Udara tekan dihasilkan dari kompresor untuk menaikkan tekanan udara dari lingkungan menjadi 7 bar.

Udara tekan pada pabrik digunakan untuk menggerakkan katup pada sistem udara kontrol. Udara lingkungan sebelum digunakan sebagai udara tekan disaring terlebih dahulu dengan *filter* udara dan diturunkan kelembabannya dengan melewati pada tumpukan silika gel. Udara kering kemudian ditekan dengan kompresor sampai tekanan $P = 7$ bar.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Unit penyediaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan tersebut. Pemilihan bahan bakar cair didasarkan pada alasan :

1. Mudah didapat
2. Mudah dalam penyimpanan
3. Kestimbangan terjamin.

Jenis bahan bakar yang digunakan yaitu solar. Solar diperoleh dari Pertamina atau dari distributor lainnya. Pemilihan solar didasarkan pada alasan:

1. Viskositas rendah
2. Mudah dalam penyimpanan
3. Memiliki heating value yang besar
4. Dapat digunakan untuk mesin dengan kecepatan tinggi

Bahan bakar solar yang digunakan pada pabrik nikel sulfida mempunyai spesifikasi sebagai berikut:

Heating value = 19.676,00 Btu/lb

Efisiensi bahan bakar = 80%

Densitas = 53,52 lb/ft³

Diketahui kapasitas *boiler* sebesar 232.265.251,71 Kj/jam. Sehingga berdasarkan hasil perhitungan diperoleh jumlah kebutuhan bahan bakar sebesar 370,32 kg/jam.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik nikel sulfida, dilakukan evaluasi ekonomi yang bertujuan untuk mengetahui kelayakakan pendirian pabrik. Evaluasi ini mencakup peninjauan besarnya investasi yang diperlukan, potensi keuntungan yang dapat diperoleh, waktu pengembalian modal investasi, titik impas, serta parameter ekonomi lainnya. Terdapat faktor - faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain (Aries dan Newton, 1995):

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Discounted Cash Flow* (DCF)
- d. *Break Event Point* (BEP)
- e. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum pabrik didirikan diperlukan analisis ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*) terdiri dari :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*) terdiri dari :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
 - c. Pendapatan modal.

Perlu juga dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari pendirian pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya *variable* (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan terus mengalami perubahan pada setiap tahunnya tergantung dengan kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh sebab itu, diperlukan metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun pabrik didirikan dan perlu diketahui indeks harga peralatan pada tahun tersebut. Indeks harga pada tahun 2029 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1987 sampai 2015:

Tabel 6.1 Indeks harga

Tahun (X)	Index (Y)
1963	102,40
1964	103,30
1965	104,20
1966	107,20
1967	109,70
1968	113,70
1969	119,00
1970	125,70
1971	132,30
1972	137,20
1973	144,10
1974	165,40
1975	182,40
1976	192,10
1977	204,10

Tabel 6.1 Indeks harga (lanjutan)

Tahun (X)	Indeks (X)
1978	218,80
1979	238,70
1980	261,20
1981	297,00
1982	314,00
1983	317,00
1984	322,70
1985	325,30
1986	318,40
1987	323,80
1988	342,50
1989	355,40
1990	357,60
1991	361,30
1992	358,20
1993	359,20
1994	368,10
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,40
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10

Tabel 6.1 Indeks harga (lanjutan)

Tahun (X)	Indeks (Y)
2015	556,80

Sumber: www.chemengonline.com/pci

Penentuan indeks harga ditentukan dengan persamaan sesuai dengan yang diperoleh. Persamaan yang diperoleh yaitu $y = 9,62x + 18808$. Berdasarkan persamaan tersebut, diperkirakan indeks harga pada tahun perancangan ditunjukkan pada Tabel 6.2.

Tabel 6.2. Harga indeks pada tahun perancangan

Tahun (X)	Index (Y)
2016	589,15
2017	598,77
2018	608,39
2019	618,01
2020	627,63
2021	637,25
2022	646,88
2023	656,50
2024	666,12
2025	675,74
2026	685,36
2027	694,98
2028	704,60
2029	714,23
2030	723,85
2031	733,47

Pada perencanaan, pabrik akan didirikan pada tahun 2030. Indeks harga pada tahun 2030 adalah 723,85. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah 576,10.

Harga peralatan pada tahun 2030 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut (Aries dan Newton, 1995):

$$EX = \frac{NX}{NY} \times EY \quad (1)$$

Keterangan:

EX = Harga tahun pembelian

EY = Hara tahun referensi

NX = Indeks harga pada tahun pembelian

NY = Indeks harga pada tahun referensi

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 20.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pendirian pabrik = 2030

Upah buruh asing = US\$ 20/*man hour*

Upah buruh Indonesia = Rp 25.000/*man hour*

Kurs dollar = Rp 15.406

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Total Capital Investment*

Total Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik.

Total capital investment terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*, yaitu total biaya yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang meliputi: *Purchased Equipment Cost, Equipment Installation, Piping, Instrumentation, Insulation, Electrical, Building, Land and Yard Improvement, Utility, Engineering Cost, Construction Cost, Contractor fee, Contingency.*
2. *Working Capital*, yaitu total biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang ditentukan, yang meliputi: *Raw Material Inventory, In Process Inventory, Product Inventory, Extended Credit, Available Cash.*

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah jumlah *direct, indirect, dan fixed manufacturing cost* yang terikat dalam proses pembuatan suatu produk.

Menurut (Aries dan Newton, 1995), *Manufacturing cost* meliputi:

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*, yaitu total biaya yang dikeluarkan berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, yang meliputi : *Raw material, Tenaga kerja, Supervisor, Maintenance cost, Plant supplies, Royalties and Patent, Utilities.*
2. *Indirect Manufacturing Cost*, yaitu total biaya yang dikeluarkan sebagai akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, yang meliputi: *Payroll overhead, Laboratory, Plant overhead, Packaging, Shipping*

3. *Fixed Manufacturing Cost*, yaitu total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, yang meliputi: *Depresiasi, Property tax, Insurance*.

6.3.3 General Expense

General Expense adalah pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost* meliputi: *Administration, Sales expense, Research*, dan *Finance*.

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk mengetahui kelayakan dari suatu pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut diantaranya lain :

6.4.1 Return Of Investment (ROI)

Return On Invesment atau *Return On Assets* merupakan suatu kemampuan perusahaan dalam menghasilkan keuntungan dari aktivas yang digunakan. Dengan mengetahui rasio ini, dapat dinilai efisiensi suatu perusahaan pada pemanfaatan aktivitasnya dalam kegiatan operasional perusahaan. ROI sendiri adalah bentuk dari sebuah rasio profitabilitas yang bermaksud mengukur kemampuan perusahaan dengan keseluruhan dana yang diinvestasikan dalam aktivas yang digunakan untuk operasi perusahaan untuk menghasilkan keuntungan. Oleh karena itu, *Return On Invesment* (ROI) menghubungkan keuntungan yang

diperoleh dari operasi perusahaan dengan jumlah investasi atau aktiva yang digunakan untuk menghasilkan keuntungan operasi tersebut (Dewi dan Brata, 2020).

Return On Investment (ROI) dinyatakan dalam persentase (%) terhadap modal yang tetap. Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk *low risk* yaitu 11% dan *high risk* yaitu 44% (Aries dan Newton, 1995). *Return On Investment* (ROI) dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{FCL}} \times 100\% \quad (2)$$

Keterangan

ROI = *Return On Investment*

Profit = *Sales Price – Total Product Cost*

FCL = *Fixed Capital Investment*

6.4.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi (Faranika dan Dewi, 2023).

Batasan maksimum *Pay Out Time* (POT) setelah pajak untuk skala industri kimia *low risk* yaitu 5 tahun dan *high risk* yaitu 2 tahun (Aries dan Newton, 1995). *Pay Out Time* (POT) dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$POT = \frac{FCL}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}} \times 100\% \quad (3)$$

Keterangan:

POT = *Pay Out Time*

Profit = *Sales Price – Total Product Cost*

FCL = *Fixed Capital Investment*

6.4.3 *Break Even Point (BEP)*

Break even point (BEP) merupakan titik impas dimana perusahaan tidak memperoleh keuntungan dan tidak pula menderita kerugian. BEP atau titik impas sangat penting dalam pengambilan keputusan untuk menarik produk atau mengembangkan produk, atau untuk menutup anak perusahaan yang tidak menguntungkan. Dengan kata lain, suatu usaha dikatakan impas jika jumlah pendapatan atau revenue (penghasilan) sama dengan jumlah biaya, atau apabila laba kontribusi hanya dapat digunakan untuk menutup biaya tetap saja (Maruta, 2018).

Suatu pabrik akan mengalami kerugian apabila beroperasi di bawah standar *Break Event Point (BEP)* dan mendapatkan keuntungan apabila beroperasi diatas *Break Event Point (BEP)*. Harga *Break Event Point (BEP)* pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas (Aries dan Newton, 1995). *Break Event Point (BEP)* dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$BEP = \frac{Fa + (0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times FCL)} \times 100\% \quad (4)$$

Keterangan:

BEP = *Break Event Point*

FCL = *Fixed Capital Investment*

Fa = *Fixed manufacturing cost*

Ra = *Regulated cost*

Va = *Variabel cost*

Sa = *Sales price*

6.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu informasi pada tingkat pendapatan penjualan berapa usaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan lagi. Suatu usaha tidak layak secara ekonomis untuk dilanjutkan apabila pendapatan penjualannya tidak cukup untuk menutup biaya tunainya. Oleh karena itu, manajemen memerlukan informasi mengenai *Shut Down Point (SDP)*. Apabila ditinjau dari sudut biaya, pengambilan keputusan untuk menutup usaha dilakukan dengan mempertimbangkan pendapatan penjualan dengan biaya tunai (*cash cost* atau *out of pocket costs* atau biaya keluar dari kantong) (Normal, 2015). *Shut Down Point (SDP)* dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$SDP = \frac{(0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} \times 100\% \quad (5)$$

Keterangan

SDP = *Shut Down Point*

Ra = Regulated cost

Va = Variabel cost

Sa = Sales price

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*) (Aries dan Newton, 1995). *Break Event Point* (BEP) dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF [(1 + i)^n - 1 + (1 + i)^n - 2 + (1 + i)^n + \dots (1 + i) + 1] + SV + WC \quad (6)$$

Keterangan:

FC = Fixed Capital

WC = Working Capital

SV = Salvage Value

CF = Annual Cash Flow

n = Umur pabrik

6.5 Hasil Perhitungan

Dari hasil perhitungan diperoleh data sebagai berikut:

Tabel 6.3 *Physical plant cost* (PPC)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Purchased Equipment Cost</i> (PEC)	331.783.880.467	21.536.017
<i>Delivered Equipment Cost</i> (DEC)	82.945.970.117	5.384.004
Biaya Pemasangan	58.172.141.985	3.775.941
biaya pemipaan	79.835.200.117	5.182.085
Biaya Instrumentasi	82.848.685.828	5.377.690
Biaya Insulasi	13.340.378.154	865.921

Tabel 6.3 *Physical plant cost (PPC)* (lanjutan)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Biaya Listrik	49.767.582.070	3.230.403
Biaya Bangunan	97.580.000.000	6.333.896
<i>Land & Yard Improvement</i>	83.520.000.000	5.421.264
Total	879.793.838.737	57.107.220

Tabel 6.4 *Direct plant cost (DPC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Engineering and Contruktion</i>	175.958.767.747	11.421.444
<i>DPC (direct plant cost)</i>	1.055.752.606.485	68.528.665
Total	1.231.711.374.232	79.950.109

Tabel 6.5 *Fixed capital investment (FCI)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Plant Cost</i>	1.055.752.606.485	68.528.665
<i>Cotractor's fee</i>	63.345.156.389	4.111.720
<i>Contingency</i>	105.575.260.648	6.852.866
Total	1.224.673.023.522	79.493.251

Tabel 6.6 *Direct manufacturing cost (DMC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material</i>	3.198.436.061.051	207.09.766
<i>Labor</i>	47.401.200.000	3.076.801
<i>Supervision</i>	9.480.240.000	615.360
<i>Maintenance</i>	42.863.555.823	2.782.264
<i>Plant Supplies</i>	6.429.533.373	417.340
<i>Royalty and Patents</i>	261.902.000.000	17.000.000
<i>Utilities</i>	52.380.400.000	3.400.000
Total	3.618.892.990.248	234.901.531

Tabel 6.7 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	9.480.240.000	615.360
<i>Laboratory</i>	9.480.240.000	615.360
<i>Plant Overhead</i>	40.291.020.000	2.615.281
<i>Packaging and Shipping</i>	261.902.000.000	17.000.000
Total	321.153.500.000	20.846.002

Tabel 6.8 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	110.220.572.117	7.154.393
<i>Property taxes</i>	24.493.460.470	1.589.865
<i>Insurance</i>	12.246.730.235	794.933
Total	146.960.762.823	9.539.190

Tabel 6.9 *Total manufacturing cost (TMC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	3.618.892.990.248	234.901.531
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	321.153.500.000	20.846.002
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	146.960.762.823	9.539.190
Total	4.087.007.253.070	265.286.723

Tabel 6.10 *Working capital (WC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	290.766.914.641	18.873.615
<i>Inproses Onventory</i>	185.773.056.958	12.058.487
<i>Product Inventory</i>	371.546.113.915	24.116.975
<i>Extended Credit</i>	476.185.454.545	30.909.091
<i>Available Cash</i>	371.546.113.915	24.116.975
Total	1.695.817.653.975	110.075.143

Tabel 6.11 *General expenses (GE)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	102.175.181.327	6.632.168
<i>Sales Expense</i>	408.700.725.307	26.528.672
<i>Research</i>	163.480.290.123	10.611.469
<i>Finance</i>	87.614.720.325	5.687.052
Total	761.970.917.082	49.459.361

Tabel 6.12 *Total production cost (TPC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	4.087.007.253.070	265.286.723
<i>General Expenses (GE)</i>	761.970.917.082	49.459.361
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	4.848.978.170.152	314.746.084

6.6 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan = Rp 5.238.040.000.000

Total Production Cost = Rp 4.848.978.170.152

Keuntungan = Rp 389.061.829.848

2. Keuntungan setelah pajak

Pajak = 25%

Keuntungan = Rp 291.796.372.386

6.7 Analisa Kelayakan

6.7.1 *Return Of Investment (ROI)*

Berdasarkan persamaan 2 dapat dihitung ROI sebagai berikut:

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{FCL}} \times 100\%$$

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 31.77\%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = 23.83\%$$

6.7.2 *Pay Out Time (POT)*

Berdasarkan persamaan 3 dapat dihitung BEP sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{FCL}}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = 2,5 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = 3,0 \text{ tahun}$$

6.7.3 *Break Even Point (BEP)*

Diketahui:

$$Fa = \text{Rp } 146.960.762.823$$

$$Ra = \text{Rp } 927.396.946.278$$

$$Va = \text{Rp } 3.774.620.461.051$$

$$Sa = \text{Rp } 5.238.040.000.000$$

Berdasarkan persamaan 4 dapat dihitung BEP sebagai berikut:

$$BEP = \frac{Fa + (0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times \text{FCL})} \times 100\%$$

$$BEP = 52,22\%$$

6.7.4 *Shut Down Point (SDP)*

Berdasarkan persamaan 5 dapat dihitung SDP sebagai berikut:

$$SDP = \frac{(0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} \times 100\%$$

$$SDP = 34,17\%$$

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value (SV) = Rp 122.467.302.352

Working Capital Rp 1.695.817.653.975

Fixed Capital Investment Rp 1.224.673.023.522

Cash Flow = Annual Profit + Depresiasi + Finance

Cash Flow = Rp 489.631.664.828

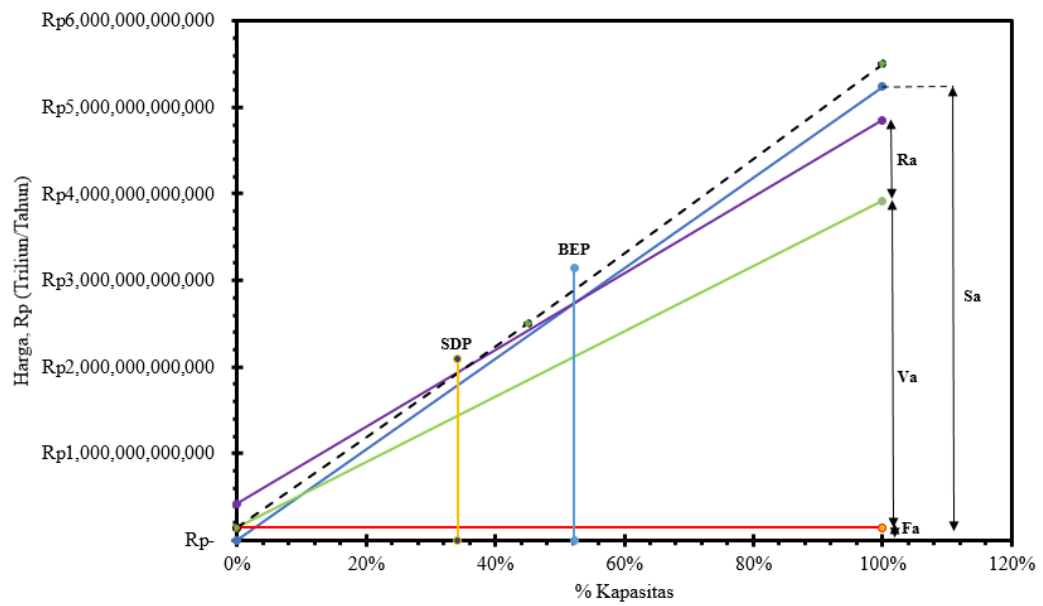
Berdasarkan persamaan 6, *discounted cash flow* dihitung secara trial & error

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF [(1 + i)^n - 1 + (1 + i)^n - 2 + (1 + i)^n + \dots (1 + i) + 1] + SV + WC$$

$$R = S$$

Dengan cara trial & error diperoleh nilai $i = 19,20\%$

Berikut korelasi kapasitas produksi terhadap biaya ditunjukkan pada Gambar 6.1



Gambar 6.1 Korelasi Kapasitas Produksi terhadap Biaya

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit kapasitas 20.000 ton/tahun, maka diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit bertujuan untuk memenuhi kebutuhan nikel sulfida, mengurangi kegiatan impor, dan untuk membangun pertumbuhan ekonomi.
2. Nikel sulfida diproduksi dari bahan baku bijih nikel laterit dengan melalui proses hidrometalurgi,
3. Pabrik didirikan di Kecamatan Wolo, Kabupaten Kolaka, Provinsi Sulawesi Tenggara dengan beberapa pertimbangan antara lain ketersediaan bahan baku, utilitas, pemasaran produk, dan transportasi.
4. Berdasarkan evaluasi ekonomi pendirian pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit diperoleh hasil sebagai berikut:

Keuntungan sebelum pajak = Rp 389.061.829.848

Keuntungan setelah pajak = Rp 291.796.372.386

Return of investment sebelum pajak = 31.77%

<i>Return of investment</i> setelah pajak	=	23.83%
<i>Pay out time</i> sebelum pajak	=	2,5 tahun
<i>Pay out time</i> setelah pajak	=	3,0 tahun
<i>Break even point</i>	=	52,22%
<i>Shut Down Point</i>	=	34,17%
<i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>	=	19,20%

5. Prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit kapasitas 20.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan resiko rendah berdasarkan tinjauan proses, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta asal bahan baku, dan kondisi operasi.
6. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi, peluang penjualan produk, serta hasil analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik nikel sulfida dari bijih nikel laterit kapasitas 20.000 ton/tahun layak untuk didirikan

7.2 Saran

- 1 Perlu adanya penelitian lebih lanjut mengenai proses hidrometalurgi bijih nikel laterit dalam proses ekstraksi NiO menjadi NiSO₄ secara lebih spesifik
- 2 Perlu adanya penelitian lebih lanjut mengenai proses NiSO₄ menjadi NiS untuk mengetahui konversi secara optimal dan aktual

- 3 Perlu pengoptimalan dalam pemilihan bahan baku dan alat proses sehingga keuntungan yang diperoleh lebih optimal.

DAFTAR PUSTAKA

- Arianti, M. S., Rahmawati, E., dan Prihatiningrum, R. R. Y. (2020). Analisis pengendalian kualitas produk dengan menggunakan statistical quality control (SQC) pada usaha amplang karya bahari di Samarinda. *Jurnal Bisnis dan Pembangunan*, 9(2), 1-13.
- Aries, R.S., and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost*. Mc. Graw Hill Book co: New York.
- Badan Pusat Statistik (BPS) (2023). Diakses pada 30 Desember 2023 dari <https://www.bps.go.id/id/exim>
- Bahfie, F., Manaf, A., Astuti, W., Nurjaman, F., Prastyo, E., and Herlina, U. (2022). DEVELOPMENT OF LATERITE ORE PROCESSING AND ITS APPLICATIONS. *Indonesian Mining Journal*, 25(2), 89-104.
- Burger, P. (1996). *Origins and characteristics of lateritic deposits*. Kalgoorlie: The Australasian Institute of Mining And Metallurgy.
- Crundwell, F. (2005). The leaching number: Its definition and use in determining the performance of leaching reactors and autoclaves. *Minerals engineering*, 18(13-14), 1315-1324.
- Databoks.katadata.co.id (2023). Diakses pada 28 Desember 2023 dari <https://databoks.katadata.co.id/datapublish/2023/07/06/ekspor-nikel-indonesia-meroket-pada-2022-rekor-tertinggi-sedekade>
- Dewi, F. K., dan Brata, I. O. D. (2020). Pengaruh Return On Investment (Roi) Dan Earning Per Share (Eps) Terhadap Harga Saham Penutupan. *Jurnal Akuntansi Bisnis dan Ekonomi*, 6(2), 1705-1718.

- Feranika, N., dan Dewi, E. N. (2023). ANALISIS EKONOMI PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA PEMBUATAN BUBUK KALDU JAMUR TIRAM KAPASITAS 5000 Separasi, 9(1), 50-58.
- Georgiou, D., and Papangelakis, V. G. (1998). Sulphuric acid pressure leaching of a limonitic laterite: chemistry and kinetics. *Hydrometallurgy*, 49(1-2), 23-46.
- Hadad, H.H., Novianty, H. dan Adolf, H. (2022) “Larangan Ekspor Bijih Nikel Indonesia Diantara Stabilitas Perdagangan Internasional,” 34(2), pp. 559–588.
- Havlik, T. (2008). *Hydrometallurgy : Principles and Applications*. Cambridge, England: WOODHEAD PUBLISHING LIMITED.
- Kementerian ESDM (2020) “Peluang Investasi Nikel Indonesia,” *Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia*, pp. 1–40. Available at: <https://www.esdm.go.id/id/booklet/booklet-tambang-nikel-2020>.
- Kementerian ESDM (2021) *MINERAL DAN BATUBARA*. Jakarta.
- Kyle, J. (2010) ‘Nickel laterite processing technologies – where to next?’, in *ALTA 2010 Nickel/Cobalt/Copper Conference*. Melbourne: ALTA Metallurgical Services Publications, pp. 30–66.
- Lintjewas, L., Setiawan, I. dan Kausar, A. Al (2019) “Profil Endapan Nikel Laterit di Daerah Palangga, Provinsi Sulawesi Tenggara,” *RISET Geologi dan Pertambangan*, 29(1), p. 91. doi:10.14203/risetgeotam2019.v29.970.
- Maruta, H. (2018). Analisis Break Even Point (BEP) sebagai dasar perencanaan laba bagi manajemen. *JAS (Jurnal Akuntansi Syariah)*, 2(1), 9-28.

- Mifta Achmad Faiz (2020) “Analisis Perbandingan Kadar Nikel Laterit Antara Data Bor Dan Produksi Penambangan: Implikasinya Terhadap Pengolahan Bijih,” 1, pp. 1–43.
- Miningdataonline.com. (2023). Diakses pada 30 Desember 2023 dari <https://miningdataonline.com/>
- Mudd, G. M. (2010). Global trends and environmental issues in nickel mining: Sulfides versus laterites. *Ore Geology Reviews*, 38(1-2), 9-26.
- Muljawan, A. (2019). Struktur Organisasi Perguruan Tinggi yang Sehat dan Efisien. *Jurnal Tahdzibi: Manajemen Pendidikan Islam*, 4(2), 67-76. Ndruru, A., & Zulian, I. (2023). Dampak Hilirisasi Nikel Pemerintah Indonesia Terhadap Uni Eropa 2019-2021. *Journal of Global Perspective*, 1(1), 58 67.
- MSDS Hydrogen Sulfide. (2023) Material Safety Data Sheet (MSDS) of Hydrogen Sulfide s.l.:Sigma-Aldrich.
- MSDS Nickel Sulfide. (2022) Material Safety Data Sheet (MSDS) of Nickel Sulfide s.l.:Sigma-Aldrich.
- MSDS Sulphuric Acid. (2017) Lembar Data Keselamatan Bahan. Serpong: PT. Smart-Lab Indonesia
- Ndruru, A., dan Zulian, I. (2023). Dampak Hilirisasi Nikel Pemerintah Indonesia Terhadap Uni Eropa 2019-2021. *Journal of Global Perspective*, 1(1), 58 67.
- Normal, I. N. (2015). Perencanaan Laba atas Penjualan Glasir Kuning (GK-4) pada UPT PSTKP BALI-BPPT Tahun 2015. In *Forum Manajemen* (Vol. 13, No. 2, pp. 75-91).

Pehlke , R. D. (1973). UNIT PROCESSES OF EXTRACTIVE METALLURGY.
ANN ARBOR, MICHIGAN , UNITED STATES OF AMERICA :
AMERICAN ELSEVIER PUBLISHING COMPANY INC

Prabhaningrum, A. A. S. D. A., Suamba, I. K., dan Wijayanti, P. U. (2016).
Pengawasan Bahan Baku dan Mutu yang Efektif Guna Mendukung
Kelancaran Proses Produksi Pada PT Alove Bali. *Jurnal Agribisnis dan
Agrowisata*, 5, 1-10.

Prambodo, M. S. (2020). *Review Proses Ekstraksi Nikel Menggunakan Metode
Leaching Dengan Media Larutan Asam Sulfat* (Doctoral dissertation, Institut
Teknologi Sepuluh Nopember).

Radhica, D.D., Ambara, R. dan Wibisana, A. (2023) “Proteksionisme Nikel
Indonesia dalam Perdagangan Dunia Abstrak,” *Cendekia Niaga Journal
of Trade Development and Studies*, pp. 74–84.

Rosyadi, M.B. dan Wardana, N.K. (2019) “Alternatif Teknik Rehabilitasi Lahan
Terdegradasi pada Lahan Bekas Galian Industri sekitar Tambang di
Kabupaten,” *Prosiding Nasional Rekayasa Teknologi Industri dan
Informasi XIV Tahun 2019 (ReTII)*, 2019(November), pp. 107–112.
Available at:
<https://journal.itny.ac.id/index.php/ReTII/article/view/1520/886>.

Setiawan, I. (2016) “Pengolahan Nikel Laterit Secara Pirometalurgi : Kini Dan
Penelitian Kedepan,” *Seminar Nasional Sains dan Teknologi*,
(November), pp. 1–7.

- Shiyamy, A. F., Rohmat, S., Sopian, A., dan Djatnika, A. (2021). Analisis Pengendalian Kualitas Produk Dengan Statistical Control. *Komitmen: Jurnal Ilmiah Manajemen*, 2(2), 32-44. Process
- Syafrizal. (2011). Karakterisasi Mineralogy Endapan Nikel Laterit di daerah Tinanggea Kabupaten Palangga Provinsi Sulawesi Tenggara. *Jurnal Teknik Metalurgi*, 18, 4.
- Usgs.gov. (2023). Diakses pada 30 Desember 2023 dari <https://www.usgs.gov/>
- Valdano, V. (2017) *Tugas Akhir Tugas Akhir*. Surabaya.
- Wahyuni, G. (2021). Analisis Kualitas Bahan Baku Dan Proses Produksi Terhadap Kualitas Produk Pada PT Super Box Industries (Doctoral dissertation, Prodi Akuntansi).

LAMPIRAN A

REAKTOR EKSTRAKSI

Penentuan jumlah reaktor pada proses prarancangan pabrik nikel sulfida ini memperhatikan harga reaktor dengan konversi reaksi nikel laterit menjadi nikel sulfida.

Fungsi = Mengekstraksi bijih nikel laterit dengan larutan H_2SO_4 sehingga kandungan NiO dalam bijih tersebut terambil sebagai NiSO_4

Fase = Padat-Cair

Tipe = Reaktor Tangki Berpengaduk dengan Pemanas Jaket

Bahan = *Stainless steel* tipe 316

Jumlah = 2 Buah

Kondisi Operasi = $T = 250\text{ }^\circ\text{C}$

$P = 41\text{ bar}$

1. Penentuan spesifikasi reaktor

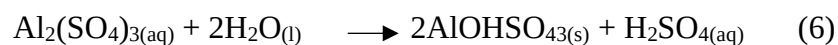
a. Neraca Massa

Tabel A.1 Neraca massa

Komponen	Kmol/jam	Kg/jam
NiO	13,90	1.042,60
CaO	1,75	131,29
FeOOH	357,08	31.779,89
AlOOH	38,61	2.316,88
SiO ₂	195,91	11.754,31
H ₂ SO ₄	609,19	59.700,61
H ₂ O	557,00	10.026,07
Jumlah	1.773,4427	116.751,6407

Densitas Campuran : 2.342,68 kg/m³
 Laju Alir Volumetrik : 49,83 m³/jam
 49.836,73 liter/jam

Reaksi yang terjadi :



Konversi Reaktor (X) = 97%

k = 0,14 mol/menit
 8,68 mol/jam

b. Konsentrasi umpan mula-mula

- Konsentrasi NiO

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

Na = 13,90

C_{ao} = 0,27 mol/l

- Konsentrasi H₂SO₄

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

Nb = 13,90

$$C_{bo} = 0,27 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi CoO

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 1,75$$

$$C_{ao} = 0,03 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H₂SO₄

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 1,75$$

$$C_{bo} = 0,03 \text{ mol}$$

- Konsentrasi FeOOH

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 357,07$$

$$C_{ao} = 7,16 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H₂SO₄

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 535,61$$

$$C_{bo} = 10,74 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi Fe₂(SO₄)₃

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 173,18$$

$$C_{ao} = 3,47 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H_2O

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 519,54$$

$$C_{bo} = 10,42 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi AlOOH

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 38,61$$

$$C_{ao} = 0,77 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H_2SO_4

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 57,92$$

$$C_{bo} = 1,16 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 18,72$$

$$C_{ao} = 0,37 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H_2O

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 37,45$$

$$C_{bo} = 0,75 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{NiO} + \text{H}_2\text{SO}_4$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,0083 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 0,0083 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{CoO} + \text{H}_2\text{SO}_4$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,0010 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 0,0010 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{FeOOH} + \text{H}_2\text{SO}_4$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,21 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 3,79 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{H}_2\text{O}$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,10 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 7,05 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{AlOOH} + 3\text{H}_2\text{SO}_4$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$C_a = 0,02 \text{ mol/}$$

$$C_b = 0,41 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + 2\text{H}_2\text{O}$

$$C_a = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$C_b = C_{bo} \times (1 - X)$$

$$C_a = 0,01 \text{ mol/l}$$

$$C_b = 0,38 \text{ mol/l}$$

- a. Waktu tinggal di reaktor

$$\tau = \frac{Xn}{k \cdot (1 - Xn)}$$

$$\tau = \frac{0,97}{8,6880 \cdot (1 - 0,97)}$$

$$\tau = 3,72 \text{ jam}$$

$$\tau = 223,29 \text{ menit}$$

- c. Volume reaktor

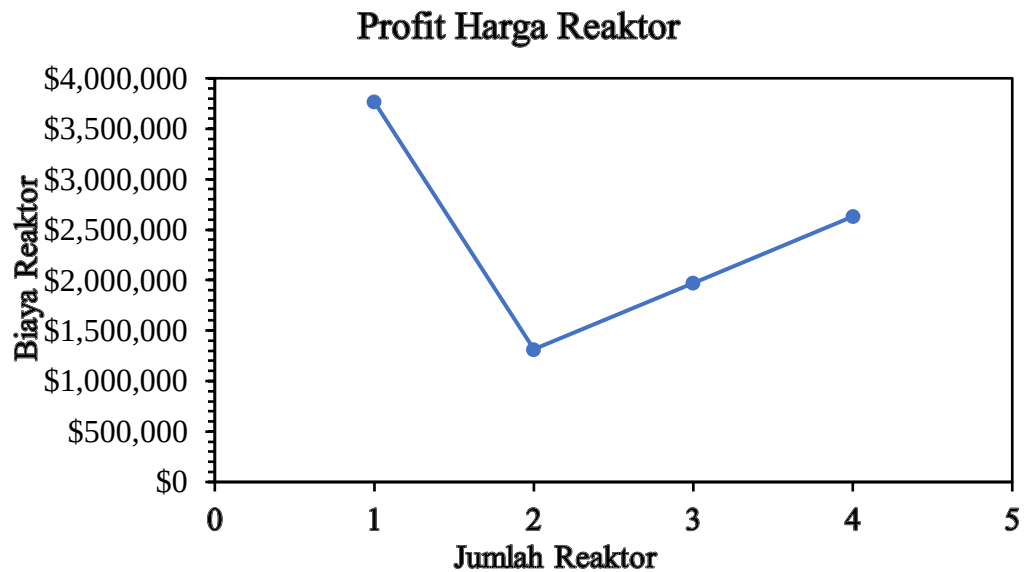
$$V = Fv \times \tau$$

$$V = 185,47 \text{ m}^3$$

- d. Untuk menentukan jumlah reactor maka dilakukan optimasi sebagai

berikut :

- Dengan menggunakan data reactor yang diambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> Untuk mempertimbangkan jumlah reactor dengan harga minimal dipilih Stainless Steel tipe 316 sebagai bahan pembuatan reactor



Gambar A.1 Optimasi Jumlah Reaktor dengan Biaya Reaktor

Ditinjau dengan memperhatikan biaya reaktor, maka reaktor yang dipakai yaitu 2 buah dengan volume masing-masing reaktor adalah $185,47 \text{ m}^3$ dan $6,88 \text{ m}^3$ dan dibuat dengan *over design* memperhatikan keamanan 20%.

- e. Menentukan bentuk dan ukuran reactor

Bentuk : Reaktor Tangki Berpengaduk

Bahan : *Stainless Steel tipe 316*

- f. Menentukan diameter dan tinggi tangki

Perbandingan diameter dan tinggi tangki 1:1

H:D (Brownel and Young, 1959)

$$H = \frac{4 \cdot V_{shell}}{D^2 \cdot \pi}$$

$$D = 2,06 \text{ m}$$

$$H = 2,06 \text{ m}$$

Dengan Volume = $6,88 \text{ m}^3 = 1,80 \text{ gallons}$

Berdasarkan buku Pressure Vessel: The ASME Code Simplified oleh J.Philip Ellenberger Table A.1, volume shell standar yaitu sebesar 8,032 gallon dengan ukuran *inner diameter* (ID) 108 in.

g. Menentukan tekanan *design*

Tekanan design dihitung menggunakan overdesign 20%

$$P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$$

$$P_{operasi} = P_{hidrostatik} + P_{reaksi}$$

$$P_{reaksi} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$$

$$P_{reaksi} = 17,64 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan hidrostatik

$$P_{Hidrostatik} = \rho_{Campuran} \times g \times h$$

$$\rho : \text{densitas campuran} = 2,343 \text{ kg/m}^3$$

$$g : \text{gravitasi} = 9,18 \text{ m/s}^2$$

$$h : \text{tinggi cairan} = 7,64 \text{ m}$$

$$P_{hidrostatik} = 164,44 \text{ Pa}$$

$$23,84 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan operasi

$$P_{Operasi} = P_{Hidrostatik} + P_{reaksi}$$

$$P_{Operasi} = 23,84 \text{ psi} + 17,64 \text{ psi}$$

$$P_{Operasi} = 41,48 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan design

$$P_{Design} = 1,2 \times P_{operasi}$$

- $P_{Design} = 1,2 \times 41,48 \text{ psi}$
- $P_{Design} = 50 \text{ psi} = 3,43 \text{ bar}$

b. Menentukan tebal shell

$$ts = \frac{Pdri}{fE - 0,6Pd} + C$$

Dimana :

P_d : tekanan design (psi) = 3,43

r_i : Jari-jari di dalam reactor (m) = 1,03

f : Maximum allowable stress = 18750

(Brownell & Young, app. D, item 4, hal 342)

E : *Welded joint efficiency* = 80% = 0,8

(Tabel 6, Peters, hal 542)

C : *Corrosion allowance* = 0,125

Umur alat = 10 tahun

C = 0,1250 in

(Brownell & Young, tabel 3.1, hal 37)

Sehingga :

$$ts = \frac{3,43 \times 1,03}{18570 \times 0,8 - 0,6 \times 2,759} + 0,1250 \text{ in}$$

$$ts = 0,13 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5,7 Brownell, tebal tangka standar adalah 0,1875 in

atau 0,004 m

h. Menentukan diameter reactor

Diameter luar shell (OD)

$$OD = ID + 2ts$$

Dimana :

OD : Diameter luar, m = 2,06

ID : Diameter dalam, m = 2,06

ts : Tebal Shell, m = 0,004

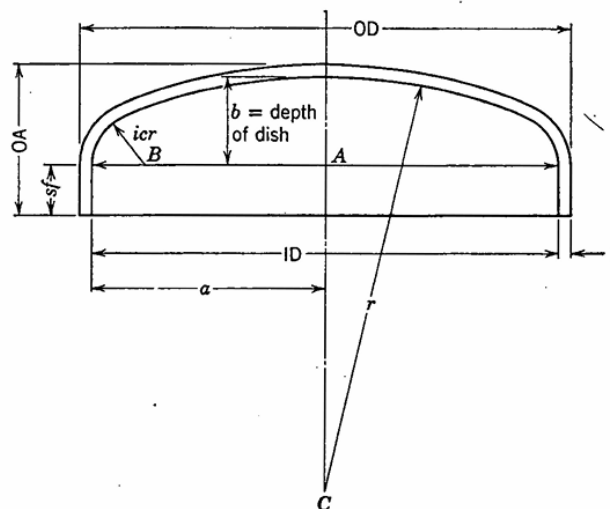
Sehingga

$$OD = 2,06 \text{ m} + 2 \times 0,004 \text{ m}$$

$$OD = 2,07 \text{ m}$$

$$OD = 81,56 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangkI standar (OD) adalah 84 in

Gambar A.2 Hubungan Dimensional untuk *flanged and dished heads*

i. Standarisasi ID

$$ID = OD - 2ts$$

Dimana :

$$OD \text{ Diameter luar, in} = 84$$

$$ts : \text{Tebal Shell, m} = 0,004$$

Sehingga

$$ID = 84 \text{ in} - 2 \times 0,004 \text{ m}$$

$$ID = 83,99 \text{ in} = 2,13 \text{ m}$$

- j. Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangki standar (OD) = 84

Maka :

$$icr : \text{inside-corner radius, in} = 5,13$$

$$r : \text{jari jari, in} = 84$$

k. Menghitung Tebal Head

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Dimana :

W : stress intensification factor for torispherical head

$$r_c : \text{radius of crown} = r = 84 \text{ in}$$

$$r_i : \text{inside corner radius} = icr = 5,13 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{84 \div 5,13})$$

$$w = 1,72$$

$$th = \frac{P.rc.w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$th = \frac{3,43 \times 84 \times 1,72}{2 \times 18570 \times 0,8 - 0,2 \times 3,43} + 0,125$$

$$th = 0,142 \text{ in}$$

Diambil th standar = 0,1875 (Brownell & Young, Tabel 5.6, hal 89)

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk th 0,1875 in

Standart straight flange (Sf) = 1,5- 3,5 in (dipilih Sf = 1,5 in)

th = 0,1875 in

icr = 0,56 in

l. Menghitung tinggi head

Menentukan dept of dish (inside)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2} - (\frac{ID}{2} - icr))^2$$

Dimana :

rc : Radius of Dish = 84 in

icr : Inside corner radius = 5,13 in

ID : Diameter dalam head = 83,99 in

b = 14,27 in

Menentukan overall dimension (OA)

$$OA = th + b + sf$$

Dimana :

b : <i>Dept of dish (inside)</i>	= 14,27 in
th : Tebal head	= 0,14 in
sf : Straight flange	= 1,5 in
OA	= 15, 91 in = 0,40 m

Maka tinggi total tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki total} &= \text{tinggi head} + \text{tinggi bottom} + \text{tinggi shell} \\
 &= 0,40 \text{ m} + 0,40 \text{ m} + 2,06 \text{ m} \\
 &= 2,87 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Volume Total Reaktor

Berdasarkan Brownel & Young, 1959 volume Elliptical Flanged and Dished Head

$$V_h = 0,000076 \times ID^3 + \frac{\pi}{4} \left(\frac{ID}{12} \right)^2 \frac{sf}{12}$$

$$\begin{aligned}
 V_h &= 77,81 \text{ in}^3 \\
 &= 1,27 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Reaktor} = \text{Volume shell} + \text{Volume Head}$$

$$\text{Volume Reaktor} = 6,88 \text{ m}^3 + 1,27 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Reaktor} = 9,43 \text{ m}^3$$

m. Menentukan Tinggi Cairan di Shell

$$h_{\text{shell}} = \frac{V_{\text{cairan di Shell}}}{A_t}$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

Dimana

h Shell : Tinggi cairan di shell

At : Luas permukaan reactor, m³ = 3,57

VShell, m³ = 6,88

VBottom, m = 1,27

Vc : Volume cairan di dalam reactor = 5,60

H shell, m = 1,57

n. Menentukan Luas Muka Reaktor

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head}$$

$$A_{total} = (\pi \cdot ID \cdot H) + 2 \left(\frac{\pi}{4} \times De^2 \right)$$

Dimana De merupakan Diameter ekivalen, in

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}cir$$

ID = 83,99 in

H = 2 in

OD = 84 in

Sf = 1,5 in

icr = 5,13 in

De = 92,42

Maka,

A_{total} = 13,95 in²

= 9,002 m²

o. Merancang Impeller

Viskositas campuran dalam reaktor = 0,20 cp

Data pengaduk dari buku Brown “unit operation” page 507 Rase
1997 hal 356, bahwa

$$D_i/ID=1/3$$

$$W = D_i/5$$

$$L = D_i/4$$

$$B = D_i/12$$

$$E = D_i = 1$$

- Ukuran pengaduk
- Diameter pengaduk (D_i)

$$(D_i)=ID/3$$

$$D_i = 0,69 \text{ m}$$

- Tinggi pengaduk, W

$$W= D_i/5$$

$$W= 0,14 \text{ m}$$

- Lebar pengaduk, L

$$L=D_i/4$$

$$L= 0,17 \text{ m}$$

- Lebar baffle, B

$$B=ID/12$$

$$B=0,17 \text{ m}$$

- Jumlah pengaduk dengan dasar tangki, E

$$E=1.D_i$$

$$E= 0,69 \text{ m}$$

- Tinggi Cairan, ZL

$$ZL = 1,57 \text{ m}$$

- Kecepatan putar pengaduk, N

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{WELH \div 2Di}, WELH = ZL \times Sg$$

Dimana :

$$d: \text{Diameter pengaduk, m} = 0,69 = 2,26 \text{ ft}$$

$$ZL: \text{tinggi cairan dalam tangki, m} = 1,57 = 5,15 \text{ ft}$$

Sg: Spesific gravity

$$Sg = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$Sg = 0,82$$

$$WELH: \text{Water Equivalent Liquid Height, ft} = 4$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = WELH / ID = 0,62$$

Sehingga :

$$N: \text{Kecepatan putar pengaduk, rpm} = 82,35 = 1,37 \text{ rps}$$

- Menghitung power pengaduk

Dari buku brown page 508 tahun 1978

$$P = \frac{N p \rho N^3 Di^5}{gc}$$

$$NRE = \frac{N \cdot Di^2 \rho}{\mu}$$

Dimana :

$$gc: \text{Gravitasi} = 32,1784 \text{ ft.lbm/s}^2.\text{lbf}$$

$$\rho: \text{Densitas liquid} = 51,61 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,00013 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{RE} = 2,58E+06$$

Dari Fig 9.12 McCabe p.250 Curved (*six-blade turbine, vertical blades*) didapatkan

$$N_p = 7$$

$$P = 1693,41 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 3,62 \text{ Hp}$$

$$= 2,70 \text{ kW}$$

- Menghitung daya motor

$$\text{Efisiensi motor} = 85 \% = 0,85 \text{ (figure 14.38 Peters hal 521)}$$

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\mu}$$

$$\text{Daya motor} = \frac{3,62}{0,85}$$

$$\text{Daya motor} = 9,15$$

Dipilih power motor standar = 5 (standar NEMA, Rase & Barrow, 1957, p.358)

2. Pemanas Jacket

Fungsi = Menjaga suhu agar tidak berubah

Media = Pemanas

Tabel A.2 Suhu pemanas jaket

Hot fluid		Cold fluid		diff	
C	F	C	F	C	F
270	518	25	77	210	410
270	518	60	140	225	437

$$LMTD = 423,34 \text{ F}$$

- Menghitung luas transfer panas

Untuk steam dan cold fluid UD = 200-700

Diambil UD trial = 500 Btu/ft².F.jam

(Tabel 8 kern, hal 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

Dimana :

Q : Beban panas = 20152200,9993 Btu/jam

$$A = \frac{57613500,91 \text{ Btu/jam}}{500 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{F.jam} \times 423,34 \text{ F}}$$

$$A = 272,18 \text{ ft}^2$$

Sehingga jaket pemanas dapat digunakan

- Menghitung Diameter Jaket

$$ID_{jaket} = OD_{shell} - 2t_j$$

Dimana:

Jarak antar dinding lur dan dalam (Tj) dipilih = 2 in

OD = 84 in

Maka :

ID jaket = 88 in

- Menghitung tebal jaket

P operasi = 41 bar

= 594,66 psi

P design = 49,2 bar

$$r_i = 44$$

$$E = 0,85$$

$$f = 12650$$

$$c = 0,125$$

maka tebal jaket

$$T_s = 0,32 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell, Tabel 5.6 tebal standar yaitu 0,3750 in

$$\text{OD Jaket} = 88,75 \text{ in}$$

$$\text{OD jaket standar} = 90 \text{ in}$$

$$\text{ID jaket} = 89,25 \text{ in}$$

$$= 7,43 \text{ ft}$$

- Desain Head Jaket

1. Menghitung tebal head minimum

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Diketahui ukuran standar (Brownell, Tabel 5.7)

$$R_c = 90 \text{ in}$$

$$I_{cr} = 5,5 \text{ in}$$

Maka

$$W = 1,76 \text{ in}$$

2. Menentukan tebal head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$Th = 0,48 \text{ in}$$

Maka digunakan th standar 1/2

Th standar = 0,50 in

Untuk th = 0,50 in, dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959 hal.93)

Direkomendasikan sf = 3,5 in

3. Depth of dish (b) (Brownell and Young, 1959. hal.87)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2} - (\frac{ID}{2} - icr)^2$$

b = 14,97 in

4. Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf$$

OA = 18,97 in

= 0,84 m

- Menentukan tinggi total jaket

Hcairan (ZL) = 61,80 in

$$H_{total} = OA + ZL$$

H_{total} = 80,77 in

= 2,05 m

- Menghitung Luas Permukaan Transfer Panas Jaket

Volume panas = Luas selimut x Tebal jaket

Brownell & Young, Pers 5.12, P88

OD = 90 in

Sf = 3,5 in

Icr = 5,3 in

$$De = 102,80 \text{ in}$$

$$= 2,61 \text{ m}$$

$$A_{\text{total Jacket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{head}}$$

$$A_{\text{shell}} = 22827,41 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{head}} = 16594,58 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{total}} = 39421,99 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas yang dialiri Hot/cold fluida} = 25,43 \text{ m}^2$$

- Menghitung h_i

Berdasarkan persamaan 20.1 Kern, 1965

Diketahui

$$Di = 8,36 \text{ ft}$$

$$\rho = 2,34 \text{ g/ml}$$

$$= 146,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = 0,18 \text{ Btu/lbF}$$

$$Di = 27,06 \text{ in}$$

$$N = 82,35 \text{ rpm}$$

$$= 4941,001 \text{ rph}$$

$$k = 0,19 \text{ Btu/lbF}$$

$$\mu_w = 0,21 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu = 0,20 \text{ Cp}$$

$$= 0,50 \text{ lb/ft.jam}$$

maka

$$h_i = 1558,44 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

- Menghitung h_{io}

Berdasarkan persamaan 6.5 Kern hal. 105

ID = D1 = diameter dalam reaktor (Idshell) = 88 in

OD = D2 = diameter dalam jaket pemanas = 90 in

Maka

$$h_{io} = h_i \frac{D_1}{D_2}$$

$h_{io} = 1523,81 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

- Menentukan h_o

Berdasarkan Tabel 11.7 Jacketed Vessels ditentukan:

$h_o = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

- Menghitung *lean Overall Coefficient* (U_c) dan *designed overall coefficient* (U_d)

Berdasarkan persamaan 6.38 Kern halaman 121, maka:

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$U_c = 93,84$

Nilai R_d yang diizinkan 0,001-0,003

Dari Kreith (hal4-185) untuk watery solution,

$R_d = 0,001 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

Maka

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \times U_d + 1}$$

$U_d = 85,79 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

3. Perancangan Isolator

Bahan isolator yang dipilih adalah jenis Polyisocyanurate.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu $0^{\circ}\text{F} - 900^{\circ}\text{F}$
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu $0^{\circ}\text{F} - 900^{\circ}\text{F}$
3. Mudah didapat

Suhu udara T_u $= 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$

Suhu dinding luar isolator, T_s $= 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$

Sehingga

Suhu film, T_f $= 45^{\circ}\text{C} = 113^{\circ}\text{F}$

Koefisien perpindahan kalor h_c dapat dihitung menggunakan persamaan

$$\Delta T = T_s - T_f = 27^{\circ}\text{F}$$

$$\beta = 1 / T_f = 0,0088^{\circ}\text{F}^{-1}$$

Sifat sifat Udara di $T_f = 113^{\circ}\text{F}$

$$\rho_f = 1,10 \text{ kg/m}^3 = 0,068 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_{pf} = 1,05 \text{ kJ/kg.K} = 0,25 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_f = 1,93\text{E-}05 \text{ P.a.S} = 4,67 \text{ E-}02 \text{ lb/ft.hr.kf}$$

$$k_f = 0,02 \text{ w/m.K} = 0,015 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$g_c = 9,8 \text{ m/s}^2 = 416692913,4 \text{ ft/hr}^2$$

Diketahui :

$$l = L = ZL + 2 (b + sf) = 98,74 \text{ in}$$

$$Gr = \frac{l^2 \times \rho^2 \times \beta g_c \Delta}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{c_p \times f \times \mu_f}{k_f}$$

$$Gr = 1,19E+11$$

$$Pr = 2,50E-01$$

$$Raf = Gr \times Pr$$

$$Raf = 8,80E+10$$

$$\text{Bila } Raf : 10E+4 - 10E+9, \text{ maka } hc = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$$

$$Raf : 10E+9 - 10E+12, \text{ maka } hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$\text{Sehingga, } hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$Hc = 0,57 \text{ Btu/hr.ftF}$$

Perpindahan Panas konveksi

$$Q_{\text{konveksi}} = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X_{\text{isolasi}}) \cdot L \cdot \Delta t$$

$$hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 2981,76$$

$$hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot L \cdot \Delta t = 7,95E+02$$

X_{isolasi}

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_i - t_s)}{\frac{1}{KL} \ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L} \ln\left(\frac{OD + 2x_{is}}{OD}\right)}$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, diperoleh $k = 26 \text{ Btu/j.ft.F}$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X_{isolasi} , q_{konveksi} , dan q_{konduksi}

Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$$X_{\text{isolasi}} = 0,43 \text{ ft} = 13,33 \text{ cm}$$

$$q \text{ konduksi} = 638,98 \text{ Btu/jam}$$

$$q \text{ konveksi} = 3,32\text{E}+03 \text{ Btu/jam}$$

Maka tebal isolasi agar dinding isolasi $60^\circ\text{C} = 13,33 \text{ cm}$

REAKTOR GELEMBUNG

Fungsi : Mereaksikan senyawa sulfat dengan H_2S

Fase : Cair-Gas

Jenis : Reaktor gelembung berupa kolom kosong
dengan distributor gas

Bahan : *Stainless steel* tipe 316

Jumlah : 2 buah

Kondisi Operasi : Suhu = 120 C

Tekanan = 6,8 Bar

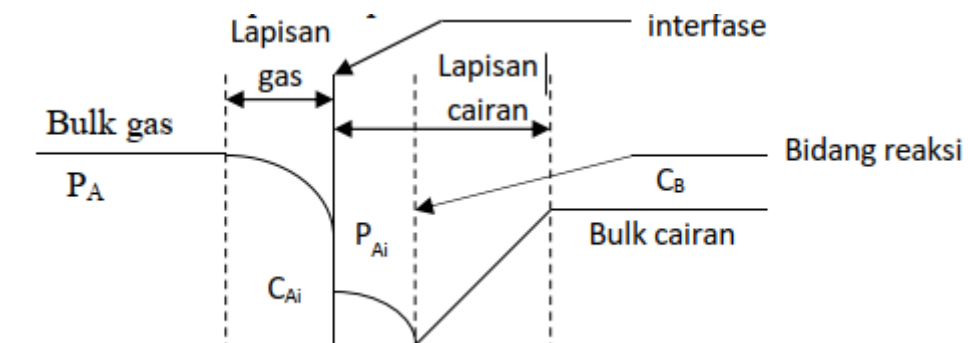
Asumsi :

- a. Operasi berjalan kontinyu.
- b. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas – cair, dengan jumlah gas yang *relative* sedikit yang direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar.
- c. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas di anggap *Plug Flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas.

Mekanisme Reaksi :

Gas A berdifusi masuk ke bidang batas (*interface* gas-cair) melalui lapisan gas dan terus berdifusi masuk ke lapisan cairan. Karena kecepatan reaksi kimia berjalan cukup cepat maka reaksi terjadi di liquid-film, sehingga tidak ada A yang

berdifusi masuk ke dalam larutan dan bereaksi dengan B di fase larutan (tidak ada A yang masuk ke main body of liquid untuk bereaksi) (Levenspiel, 1972).



Gambar A.3 Mekanisme reaksi reaktan gas-cair difilm cairan.

Dimana

P_A = Konsentrasi bahan dalam fase gas yang dinyatakan dengan tekanan

P_{Ai} = Konsentrasi bahan dalam *interface* yang dinyatakan dengan tekanan

C_{Ai} = Konsentrasi gas pada bidang batas gas-cair yang setimbang dengan konsentrasi gas

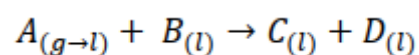
C_B = Konsentrasi bahan literit didalam larutan.

Kesetimbangan pada *interface* dinyatakan dengan Henry law's :

$$P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$$

Dimana

H_A = Koefisien Henry. Pa.m³/mol



1. Zat A tidak dapat langsung bereaksi dengan zat B, zat A mengubah dahulu ke dalam fase cairan agar dapat bereaksi dengan zat B
2. Reaksi terjadi pada kondisi A cair dan B cair sehingga terbentuk produk C

Persamaan umum kecepatan reaksi partikel :

$$-r_A'' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Ai} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_i}}$$

Dimana

K_{Ag} = Koefisien transfer massa dalam lapisan gas

a = Luas permukaan per satuan volume

K_{Ai} = Koefisien transfer massa dalam cairan

$K_{Ai} C_{B0}$ = Koefisien transfer massa dalam padatan

X_B = Konversi mol

f_i = Fraksi mol cairan

Waktu siklus reaktor *semi-batch*.

Waktu siklus adalah waktu keseluruhan yang dibutuhkan untuk sekali produksi

(t_t) pada reaktor *semi-batch* meliputi:

1. Waktu pengisian (τ_f)
2. Waktu reaksi (τ)
3. Waktu pengosongan (τ_e)
4. Waktu pembersihan (τ_c)

Waktu siklus dihitung berdasarkan persamaan berikut:

$$\tau_t = \tau_f + \tau + \tau_e + \tau_c$$

Konversi Reaktor (X) = 98%

k = 0,14 g/mol/menit

8,68 mol/jam

Waktu reaksi di reaktor

$$\tau = \frac{Xn}{k \cdot (1 - Xn)}$$

$$\tau = \frac{0,98}{8,6880 \cdot (1 - 0,98)}$$

$$\tau = 5,64 \text{ jam}$$

$$\tau = 338 \text{ menit}$$

Asumsi :

$$\tau_f = 15 \text{ menit}$$

$$\tau_e = 15 \text{ menit}$$

$$\tau_c = 10 \text{ menit}$$

Maka :

$$\tau_t = 378 \text{ menit}$$

Jumlah reaktor yang dibutuhkan yaitu

$$\text{Jumlah reaktor} = \frac{\tau_t}{\tau}$$

$$\text{Jumlah reaktor} = 1,12 \gg 2 \text{ buah}$$

Sehingga jumlah reaktor yang dibutuhkan adalah 2 buah reaktor.

1. Penentuan spesifikasi reaktor

a. Neraca Massa

Tabel A.3 Neraca massa

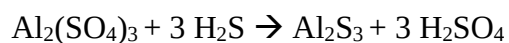
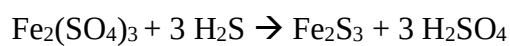
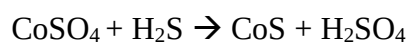
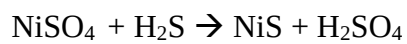
Komponen	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ SO ₄	21,38	2.095,50
H ₂ O	3.671,75	66.091,49
NiSO ₄	13,21	2.048,26
CoSO ₄	1,66	257,93
Fe ₂ (SO ₄) ₃	5,09	2.036,63
Al ₂ (SO ₄) ₃	0,55	188,31
H ₂ S	31,81	1.081,37
Jumlah	3.774,46	73.779,48

Densitas Campuran : 1.384,24 kg/m³

Laju Alir Volumetrik : 53,31 m³/jam

53.314,15 liter/jam

Reaksi yang terjadi :



Konversi Reaktor (X) = 98%

k = 0,14 g/mol/menit

8,68 mol/jam

b. Konsentrasi umpan mula-mula

- Konsentrasi NiSO₄

$$C_{ao} = \frac{n_a}{Fv}$$

Na = 13,2146

$$C_{ao} = 0,24 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H_2S

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 13,2146$$

$$C_{bo} = 0,24 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi $CoSO_4$

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 1,6641$$

$$C_{ao} = 0,03 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi H_2S

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 1,6641$$

$$C_{bo} = 0,03 \text{ mol}$$

- Konsentrasi $Fe_2(SO_4)_3$

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 5,0916$$

$$C_{ao} = 0,09 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi 3 H_2S

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 15,2747$$

$$C_{bo} = 0,28 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 0,5506$$

$$C_{ao} = 0,01 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi 3 H_2S

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

$$Nb = 1,6518$$

$$C_{bo} = 0,03 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{NiSO}_4 + \text{H}_2\text{S}$

$$Ca = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$Cb = C_{bo} \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,0049 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 0,0049 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{S}$

$$Ca = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$Cb = C_{bo} \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,0006 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 0,0049 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + 3 \text{H}_2\text{S}$

$$Ca = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$C_b = C_{bo} \times (1 - X)$$

$$C_a = 0,00019 \text{ mol/}$$

$$C_b = 0,0057 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + 3 \text{ H}_2\text{S}$

$$C_a = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$C_b = C_{bo} \times (1 - X)$$

$$C_a = 0,00020 \text{ mol/l}$$

$$C_b = 0,00061 \text{ mol/l}$$

a. Waktu tinggal di reaktor

$$\tau = \frac{Xn}{k \cdot (1 - Xn)}$$

$$\tau = \frac{0,98}{8,6880 \cdot (1 - 0,98)}$$

$$\tau = 5,64 \text{ jam}$$

$$\tau = 338 \text{ menit}$$

c. Volume reaktor

Pada perhitungan volume, reaktor yang digunakan adalah reaktor gelembung kolom kosong dengan distributor gas.

Persamaan kecepatan reaksi partikel pada buku John Wiley page 547

$$(-r''_A)a = \left[\frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_{Bf_l}}} \right] p_A$$

Dimana :

k_{Ag} : Koefisien transfer massa dalam lapisan gas = 0,95

α : Luas permukaan per satuan volume = 20,00 (asumsi)

k_{Al} : Koefisien transfer massa dalam cairan = 0,00000024

k_{CB} : Koefisien transfer massa dalam padatan = 2,64

f_l : Fraksi mol cairan = 0,99

P_A : Tekanan parsial di bulk gas = 110000,00

Maka,

$(-r''_A)\alpha$: Kecepatan reaksi partikel A = 1404,71

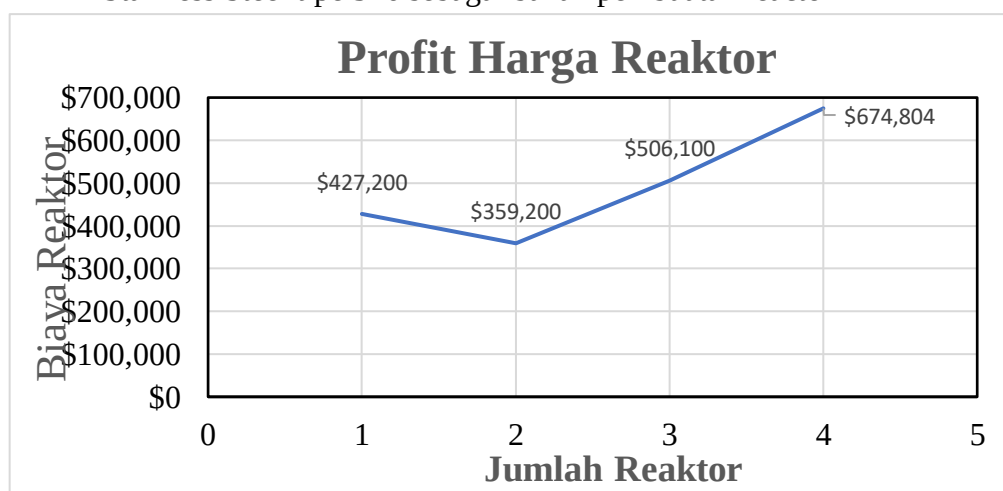
$$F_g(Y_{Ain} - Y_{Aout}) = \frac{F_l}{b}(X_{Bin} - X_{Bout}) = (-r''_A) \Big|_{\text{at exit conditions for both } G \text{ and } L} V_r$$

(Levenspiel, 1972)

$$V = 220,10 \text{ m}^3$$

d. Untuk menentukan jumlah reactor maka dilakukan optimasi sebagai berikut :

- Dengan menggunakan data reactor yang diambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> Untuk mempertimbangkan jumlah reactor dengan harga minimal dipilih Stainless Steel tipe 316 sebagai bahan pembuatan reactor



Gambar A.4 Optimasi Jumlah Reaktor dengan Biaya Reaktor

Ditinjau dengan memperhatikan biaya reaktor, maka reaktor yang dipakai yaitu 2 buah dengan volume masing-masing reaktor adalah 220, 10 m³ dan 7,36 m³ dan dibuat dengan over design keamanan 20%

Menentukan bentuk dan ukuran reactor

Bentuk : Reaktor gelembung

Bahan : Stainless Steel tipe 316

e. Menentukan diameter dan tinggi tangki

Perbandingan diameter dan tinggi tangki 1:1

H:D (Brownel and Young, 1959)

$$H = \frac{4 \cdot V_{shell}}{D^2 \cdot \pi}$$

$$D = 2,84 \text{ m}$$

$$H = 2,84 \text{ m}$$

$$\text{Dengan Volume} = 7,36 \text{ m}^3 = 1,93 \text{ gallons}$$

Berdasarkan buku Pressure Vessel: The ASME Code Simplified oleh J.Philip Ellenberger Table A.1, volume shell standar yaitu sebesar 8,032 gallon dengan ukuran *inner diameter* (ID) 102 in.

f. Menentukan tekanan design

Tekanan design dihitung menggunakan overdesign 20%

$$P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$$

$$P_{operasi} = P_{hidrostatik} + P_{operasi}$$

$$P_{reaksi} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$$

$$P_{reaksi} = 17,64 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan hidrostatik

$$- P_{Hidrostatic} = \rho_{Campuran} \times g \times h$$

$$\rho : \text{densitas campuran} = 1,384 \text{ kg/m}^3$$

$$g : \text{gravitasi} = 9,18 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$h : \text{tinggi cairan} = 8,52$$

$$P_{hidrostatic} = 108,34 \text{ Pa}$$

$$15,71 \text{ psi}$$

$$- \text{Menghitung tekanan operasi}$$

$$- P_{Operasi} = P_{Hidrostatic} + P_{reaksi}$$

$$- P_{Operasi} = 15,71 \text{ psi} + 17,64 \text{ psi}$$

$$- P_{Operasi} = 33,35 \text{ psi}$$

$$- \text{Menghitung tekanan design}$$

$$- P_{Design} = 1,2 \times P_{operasi}$$

$$- P_{Design} = 1,2 \times 33,35 \text{ psi}$$

$$- P_{Design} = 40 \text{ psi} = 2,759 \text{ bar}$$

b. Menentukan tebal shell

$$ts = \frac{Pd_{ri}}{fE - 0,6Pd} + C$$

Dimana :

$$Pd : \text{tekanan design (psi)} = 2,759$$

$$r_i : \text{Jari-jari di dalam reaktor (m)} = 2,10$$

$$f : \text{Maximum allowable stress} = 18750$$

(Brownell & Young, app. D, item 4, hal 342)

$$E : \text{Welded joint efficiency} = 80\% = 0,8$$

(Tabel 6, Peters, hal 542)

C : Corrosion allowance = 0,125

Umur alat = 10 tahun

C = 0,1250 in

(Brownell & Young, tabel 3.1, hal 37)

Sehingga :

$$ts = \frac{2,759 \times 2,10}{18570 \times 0,8 - 0,6 \times 2,759} + 0,1250 i$$

$$ts = 0,13 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5,7 Brownell, tebal tangka standar adalah 0,1875 in
atau 0,004 m

g. Menentukan diameter reactor

Diameter luar shell (OD)

$$OD = ID + 2ts$$

Dimana :

OD : Diameter luar, m = 2,109

ID : Diameter dalam, m = 2,109

ts : Tebal Shell, m = 0,0047625

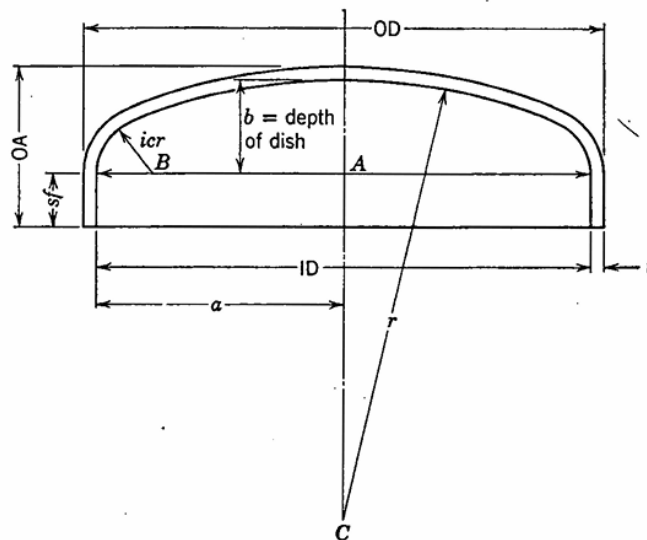
Sehingga

$$OD = 2,109 \text{ m} + 2 \times 0,0047625 \text{ m}$$

$$OD = 2,11 \text{ m}$$

$$OD = 83,41 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangki standar (OD) adalah 84 in



Gambar A.5 Hubungan Dimensional untuk *flanged and dished heads*

h. Standarisasi ID

$$ID = OD - 2ts$$

Dimana :

OD Diameter luar, in = 84

ts : Tebal Shell, m = 0,0047625

Sehingga

$$ID = 84 \text{ in} + 2 \times 0,0047625 \text{ m}$$

$$ID = 83,99 \text{ in} = 2,13 \text{ m}$$

i. Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangki standar (OD) = 84

Maka :

icr : *inside-corner radius*, in = 5,13

r : jari jari = 84

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Dimana :

W : stress intensification factor for torispherical head

r_c : radius of crown = $r = 84$ in

r_i : inside corner radius = $icr = 5,13$ in

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{84 \div 5,13})$$

$$w = 1,726$$

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$th = \frac{2,759 \times 84 \times 1,72}{2 \times 18570 \times 0,8 - 0,2 \times 2,759} + 0,1250$$

$$th = 0,139$$

Diambil th standar = 0,1875 (Brownell & Young, Tabel 5.6, hal 89)

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk th 0,1875

in

Standart straight flange (S_f) = 1,5- 3,5 in (dipilih $S_f = 1,5$ in)

$th = 0,1875$ in

$icr = 0,56$ in

j. Menghitung tinggi head

Menentukan dept of dish (inside)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2} - (\frac{ID}{2} - icr))^2$$

Dimana :

rc : Radius of Dish = 84 in

icr : *Inside corner radius* = 0,56 in

ID : Diameter dalam head = 83,99 in

b = 11,57 in

Menentukan *overall dimension* (OA)

$$OA = th + b + sf$$

Dimana :

b : *Dept of dish (inside)* = 11,57 in

th : Tebal head = 0,13 in

sf : Straight flange = 1,5 in

OA = 13, 22 in = 0,33 m

Maka tinggi total tangki

Tinggi tangki total = tinggi head + tinggi bottom + tinggi shell

$$= 0,33 \text{ m} + 0,33 \text{ m} + 2,10$$

$$= 2,78 \text{ m}$$

c. Menghitung Volume Total Reaktor

$$Vh = 0,000076 \times ID^3 + \frac{\pi}{4} \left(\frac{ID}{12} \right)^2 \frac{sf}{12}$$

$$Vh = 77,81 \text{ in}^3$$

$$= 1,27 \text{ m}^3$$

$$Volume \text{ Reaktor} = Volume \text{ shell} + Volume \text{ Head}$$

$$Volume \text{ Reaktor} = 7,36 \text{ m}^3 + 1,27 \text{ m}^3$$

$$Volume \text{ Reaktor} = 9,94 \text{ m}^3$$

k. Menentukan Tinggi Cairan di Shell

$$h_{shell} = \frac{V_{\text{cairan di Shell}}}{A_t}$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

Dimana

h_{Shell} : Tinggi cairan di shell

A_t : Luas permukaan reactor, m² = 3,57

V_{Shell} , m³ = 7,36

V_{Bottom} , m³ = 1,27

V_c : Volume cairan di dalam reactor = 6,08

H_{shell} , m = 1,70

l. Menentukan Luas Muka Reaktor

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + 2 \times A_{\text{head}}$$

$$A_{\text{total}} = (\pi \cdot ID \cdot H) + 2 \left(\frac{\pi}{4} \times De^2 \right)$$

Dimana De merupakan Diameter ekivalen, in

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr$$

ID = 83,99 in

H = 2 in

OD = 84 in

Sf = 1,5 in

icr = 0,56 in

De = 89,38

Maka,

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= 13,09 \text{ in}^2 \\ &= 8,45 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

m. Merancang Impeller

Viskositas campuran dalam reaktor = 0,27 cp

Data pengaduk dari buku Brown “unit operation” page 507 Rase
1997 hal 356, bahwa

$$D_i/D = 1/3$$

$$W = D_i/5$$

$$L = D_i/4$$

$$B = D_i/12$$

$$E = D_i = 1$$

- Ukuran pengaduk
- Diameter pengaduk (D_i)

$$(D_i) = D/3$$

$$D_i = 0,70 \text{ m}$$

- Tinggi pengaduk, W

$$W = D_i/5$$

$$W = 0,14 \text{ m}$$

- Lebar pengaduk, L

$$L = D_i/4$$

$$L = 0,18 \text{ m}$$

- Lebar baffle, B

$$B=ID/12$$

$$B=0,18\text{m}$$

- Jumlah pengaduk dengan dasar tangki, E

$$E=1.D_i$$

$$E=0,70\text{m}$$

- Tinggi Cairan, ZL

$$ZL=1,70\text{m}$$

- Kecepatan putar pengaduk, N

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{WELH \div 2 D_i}, WELH=ZL X S_g$$

Dimana :

$$d: \text{Diameter pengaduk, m} = 2,10 = 83,0\text{ft}$$

$$ZL: \text{tinggi cairan dalam tangki, m} = 1,70 = 5,59\text{ft}$$

Sg: Spesific gravity

$$S_g = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$S_g=0,89$$

$$WELH: \text{Water Equivalent Liquid Height, ft} = 5$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = WELH/ID = 0,72$$

Sehingga :

$$N: \text{Kecepatan putar pengaduk, rpm} = 83,22 = 1,43 \text{ rps}$$

- Menghitung power pengaduk

Dari buku brown page 508 tahun 1978

$$P = \frac{Np\rho N^3 Di^5}{gc}$$

$$NRE = \frac{N \cdot Di^2 \rho}{\mu}$$

Dimana :

gc: Gravitasi = 32,1784 ft.lbm/s².lbf

ρ: Densitas liquid = 86,36 lb/ft³

μ campuran = 0,00018 lb/ft.s

N_{RE} = 3,60E+06

Dari Fig 9.12 Mc Cabe p.250 Curved (*six-blade turbine, vertical blades*) didapatkan

N_p = 7

P = 3638,53 ft.lb/s

= 7,78 Hp

= 5,80 kW

- Menghitung daya motor

Efisiensi motor = 85 % = 0,85

(figure 14.38 perters hal 521)

$$Daya\ motor = \frac{P}{\mu}$$

$$Daya\ motor = \frac{7,78}{0,85}$$

$$Daya\ motor = 9,15$$

Dipilih power motor standar = 7,5

(standar NEMA, Rase & Barrow 1967, p. 358)

n. Perhitungan sparger

- Rate volumetric (Q)

2. Luas Sparger

$$Q = \frac{\text{rate gas}}{\rho \text{ feed}}$$

Dimana :

$$\text{Rate gas} = 1059,74 \text{ kg/jam} = 2336,74 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas feed} = 7,09 \text{ kg/cum} = 0,44 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Suhu, T} = 120 \text{ C} = 248 \text{ F}$$

$$\text{Tekanan gas, P} = 5,6 \text{ bar} = 81,12 \text{ psia}$$

$$Q = 5279,40 \text{ ft}^3/\text{jam} = 89,79 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

- Luas Sparger (A)

$$A = \frac{ACFM}{FPM}$$

Dimana :

$$ACFM = Q \times \frac{14,7}{14,7 + P} \times \frac{460 + T}{520}$$

$$FPS = \frac{OD \times Q}{229}$$

$$ACFM = 1101,58 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$FPS = 32,93 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Karena nilai FPS > 10 maka berdasarkan *gas exit velocity chart* dari sumber

Sparger-Design-Guide.pdf (mottcorp.com)

$$\text{FPM design} = 50 \text{ FPM}$$

$$\text{FPM maksimum} = 150 \text{ FPM}$$

$$\text{Maka luas area sparger} = 7,34 \text{ ft}^2$$

$$= 1057,52 \text{ in}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

Maka,

$$A = 36,68 \text{ in}$$

$$= 0,93 \text{ m}$$

- Luas lubang sparger

$$\text{Trial antar lubang (PT)} = 0,5 \text{ in}$$

$$0,5 (PT \times \sin 60) \times PT$$

$$\text{Luas segitiga} = 0,10 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

Dimana :

$$A = 0,10 \text{ ft}$$

$$D = 12,07 \text{ in}$$

$$= 0,30 \text{ ft}$$

- Jumlah lubang

$$- \text{Jumlah lubang} = \frac{A}{\text{trial}}$$

$$- \text{Jumlah lubang} = 67 \text{ buah}$$

3. Coil pendingin

Fungsi = Menjaga suhu agar tidak berubah

Media = Pendingin

Tabel A.4 Suhu pendingin coil

Hot fluid		Cold fluid		diff	
C	F	C	F	C	F
60	140,00	45	113,00	15	59,00
60	140,00	25	77,00	35	95,00

$$\text{LMTD} = 74,48 \text{ F}$$

- Menghitung luas transfer panas

Untuk steam dan cold fluid UD = 200-700

Diambil UD trial = 500 Btu/ft².F.jam

(Tabel 8 kern, hal 840)

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

Dimana :

Q : Beban panas = 20152200,9993 Btu/jam

$$A = \frac{20152200,993 \text{ Btu/jam}}{500 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{F.jam} \times 74,48 \text{ F}}$$

$$A = 541,0858 \text{ ft}^2$$

- Menghitung luas selebung reaktor

$$\text{luas selebung reaktor} = \pi \cdot D_o \cdot H_s \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$\text{Luas selebung reaktor} = 3,14 \cdot 6,99 \text{ ft} \cdot 6,91 \text{ ft} + \frac{3,14}{4} \cdot 6,99^2$$

$$\text{Luas selebung reaktor} = 190,4595 \text{ ft}^2$$

Dikarenakan luas selubung reaktor lebih kecil dibandingkan dengan luas transfer panas, maka perancangan pendingin reaktor menggunakan pendingin coil.

- Menghitung massa pendingin

$$A = \frac{Qt}{C_p \text{ air} \times (t_2 - t_1)}$$

$$Q = 21261700,3 \text{ kJ/jam}$$

$$= 5906,03 \text{ kJ/s}$$

$$A = 27752,59 \text{ Kg/jam}$$

$$= 7,70 \text{ kg/s}$$

- Pemilihan diameter coil

Fluida yang akan dilewatkan didalam coil adalah air, menurut Ludwig vol 3 ed 2 hal. 85 apabila viskositas $\mu < 0,7 \text{ cp}$ / < 1 , maka kecepatan maksimum air di dalam coil adalah $2,4384 \text{ m/s}$ (8 ft/s), dirancang coil dengan kecepatan air 2 m/s

$$A = 27752,59195 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,7095 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 1018,271 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_v = \frac{A}{\text{Densitas}}$$

$$Q_v = 27,25 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0075 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Luas penampang

$$A = \frac{Qv}{v}$$

$$A = \frac{0,0075 \text{ m}^3/\text{s}}{2,4384 \text{ m/s}}$$

$$A = 0,0031 \text{ m}^2$$

- Diameter dalam pipa coil (ID)

$$ID = \frac{4 \times A}{3,14^{1/2}}$$

$$ID = \frac{4 \times 0,0031 \text{ m}^2}{3,14^{1/2}}$$

$$ID = 0,0019 \text{ m}$$

$$ID = 0,1 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11 *dimension of steel, pipe* (IPS)

Didapat *Nominal pipe size* (NPS) 1/8 atau 0,125 in, *schedule number* (Sch)

80

dan OD 0,405 in, ID 0,215, *Flow area per pipe* 0,036 in²

- Menentukan koefisien transfer panas

Untuk cairan di dalam reactor digunakan persamaan 20.4 Kern 1993

$$h_c = \frac{0,87 \cdot k}{Di} \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3}$$

Dimana :

$$D_i : \text{Diameter reactor} = 2,1091 \text{ m} = 6,91 \text{ ft}$$

$$K : \text{Konduktivitas panas} = 0,619 \text{ Btu/ft.jam. F}$$

$$L : \text{Diameter putar pengaduk} = 0,703002443 \text{ m} = 2,3064$$

$$N : \text{Putaran pengaduk} = 4930,2 \text{ rev/jam}$$

$$\rho : \text{Densitas larutan} = 86,36 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p : \text{Panas jenis} = 76,612 \text{ kJ/kmol.K} = 19,75 \text{ BTU/lb.F}$$

$$\mu : \text{Viskositas cairan} = 0,2732 \text{ Cp} = 0,7496 \text{ lbm/jam.ft.}$$

$$\mu_w : \text{Viskositas pendingin} = 0,73 \text{ Cp} = 0,50724 \text{ lbm/jam.ft.}$$

$$H_c = 2318,182825 \text{ BTU/jam. sqft. F}$$

- Menentukan h_i

$$G_t = \frac{G_{\text{pendingin}} \times ID}{\text{visko pendingin}}$$

$$G_{\text{pendingin}} = \frac{\text{massa air}}{A_t}$$

$$G_{\text{pendingin}} = \frac{7,7090 \text{ kg/s}}{2,32258 \text{ m}^2} = 331918,50 \text{ kg/m}^2$$

$$G_t = 799.561,952$$

$$v = 2,835 \text{ ft/jam}$$

Dari fig Kern, diperoleh $j_h = 3000$

$$h_i = j_h \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 882.684,30 \text{ Btu/ft.jam. F}$$

- Menentukan hio

Dari persamaan Kern hal 721

$$h_{io} = h_i \left(1 + 3,5 \cdot \frac{d}{D_{coil}} \right)$$

Diketahui diameter spiral atau heliks koil 0,7-0,8 Dt(Rase 1977) maka

$$\begin{aligned} D_{coil} &= 0,8 \times D_t \\ &= 1,6872 \text{ m} \\ &= 5,53 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$H_{io} = 892.683,79 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

- Clean overall heat transfer (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_i}{h_{io} + h_i}$$

$$U_c = 443.827,94 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

- Design overall heat transfer (Ud)

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$

Nilai Rd yang diperbolehkan 0,001-0,003

(Keith hal 4-185) untuk watery solution, $R_d = 0,0001 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F/BTU}$

$$U_d = 997,75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

- Luas transfer panas (Ao)

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$\begin{aligned} A_o &= 271,1524 \text{ ft}^2 \\ &= 25,19 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Panjang lilitan coil

$$At' = 0,106$$

- $Panjang\ lilitan\ coil = \frac{Ao}{At'}$

$$L = 779,65\text{ m}$$

- Jumlah lilitan coil

$$Nt = \frac{L}{\pi \sqrt{D_{coil}^2 + Pt^2}}$$

Pt = 1-2 (Recommended). NPS

Dipilih Pt = 1

$$Nt = 147\text{ lilitan}$$

- Tinggi lilitan coil

Tinggi lilitan coil minimum jika koil disusun tanpa jarak, yaitu

$$Hmin = Nt \times OD$$

$$Hc = (Nt \times OD) + (Nt - 1) \times Pt$$

$$Hmin = 1,51\text{ m}$$

$$Hc = 6,48\text{ ft}$$

$$= 1,97\text{ m}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PRARANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIJIH NIKEL

LATERIT KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM



KETERANGAN INSTRUMEN		KETERANGAN ALAT	
	Desкриpti Nonner Atas	GC	Gratory Crusher
	Temperatur C	LW	Log Washer
	Tekanan, bar	CC	Coar Crusher
	Control Valve	BM	Ball Mill
	Pipa	CS	Cyclone Separator
	Sinyal Pneumatic	M	Mixer
	Sinyal Electrical	RC	Reaktor
	Expansion Valve	FE	Filtring Centrifuge
	Globe Valve	RD	Rotary Dryer
		E	Eksikator
		SC	Scrubber
		EV	Evaporator
		B	Boiler
		K	Compressor
		G	Gudang
		C	Coller
		HE	Heater
		PE	Pneumatic Conveyer
		BC	Belt Conveyer
		P	Pompa
		BU	Burner
		T	Tanuk

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI ENERGI
UNIVERSITAS ITS SURABAYA

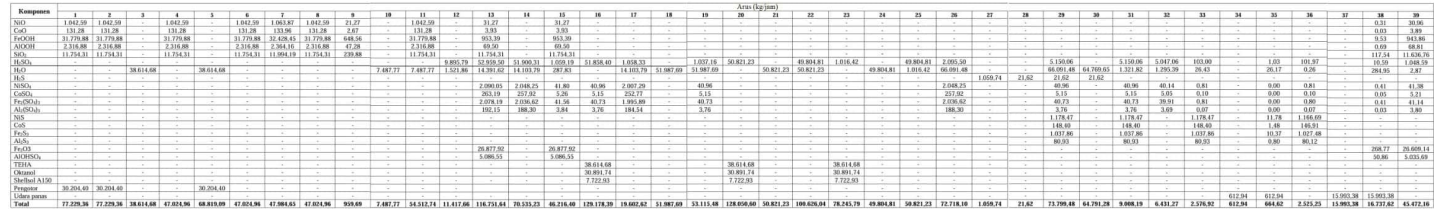
PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIHUK NIKEL
LATIHAN KAPASITAS 2000 TONST/MTN

Dosen Pembimbing:

Dian Fatma Sari HS (20521166)
Itiqomah.Y.N (20521184)

Dosen Pembimbing:
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM



KETERANGAN ALAT	
GC	Gyratory Crusher
LW	Log Washer
CC	Cone Crusher
BM	Ball Mill
CS	Cyclone Separator
M	Motor
R	Reaktor
FC	Filtering Centrifuge
RD	Rotary Dryer
E	Ekstraktor
SC	Scrubber
EV	Evaporator
BU	Boiler
K	Compressor
G	Gudang
C	Coller
HE	Heater
PE	Pneumatic Conveyor
BC	Belt Conveyor
P	Pump
BU	Burner
T	Tangki

	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK NIKEL SUFIDRA DARI BUNIH NIKEL LATIHET KAPASITAS 20.000 TON/TALYIN
	Dikusun Oleh: Dian Fatima Sari HS (20521166) Istiqomah, VN (20521184)
	Dosen Pembimbing: Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Dian Fatima Sari HS
NIM : 20521166
2. Nama Mahasiswa : Istiqomah.YN
NIM : 20521184
- Judul Prarancangan*) : PRARANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIJIH
NIKEL LATERIT KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2023
- Batas Akhir Bimbingan : 30 Agustus 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	28 September 2023	Bimbingan Mengenai Judul Prarancangan dan Pergantian Judul	
2.	29 Oktober 2023	ACC Judul Baru dan Bimbingan Reaksi Kinetika	
3.	05 Oktober 2023	Bimbingan Mengenai Luaran 1 Kapasitas Pabrik	
4.	10 Januari 2024	Bimbingan Mengenai Luaran 1 Kapasitas Pabrik	
5.	02 Februari 2024	Persetujuan Kapasitas Pabrik Luaran 1	
6.	22 Februari 2024	Bimbingan Luaran 1, Luaran 2 dan Luaran 3	
7.	25 Juni 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Dan Neraca Massa	
8.	9 Juli 2024	Persetujuan Luaran 4 Diagram Alir dan Neraca Massa	
9.	15 Juli 2024	Bimbingan Luaran 6 Spesifikasi Reaktor dan Luaran 7 Alat Pemisah	
10.	19 Agustus 2024	Persetujuan Luaran 6 Spesifikasi Reaktor	
11.	20 Agustus 2024	Persetujuan Luaran 8 PEFD dan Bimbingan Luaran 9 Tempat penyimpanan dan Luaran 10 Alat Transportasi	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
12.	27 Agustus 2024	Persetujuan Luaran 9 Tempat penyimpanan dan Bimbingan Luaran 11 Alat Penukar Panas, Luaran 12 Neraca Panas, Luaran 13 Tata Letak Pabrik,	
13.	29 Agustus 2024	Persetujuan Luaran 10 Alat Transportasi dan Luaran 11 Alat Penukar Panas	
14.	30 Agustus 2024	Persetujuan Luaran 14 Utilitas dan Luaran 15 Evaluasi Ekonomi	
15.	03 September 2024	Bimbingan Luaran 16 Penyusunan Naskah	