

**PRARANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA (NiS)
DARI BIJIH LATERIT DENGAN KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Menyelesaikan Pendidikan Sarjana Terapan
(S1-Terapan) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

NURUL MUASYARAH 431 20 058
AMIRULLAH 431 20 078

**PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024**

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Nikel Sulfida (NiS) Dari Bijih Laterit Kapasitas 85.000 Ton/Tahun** oleh Nurul Muasyarah, NIM 43120058 telah di terima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 7 Oktober 2024

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



Lasire, S.T., M.Si.
NIP. 19611231 198803 1 016



Muhammad Saleh, S.T., M.Si.
NIP. 19671008 199303 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Humani HR., S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2 002

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul **Pra rancangan Pabrik Nikel Sulfida (NiS) Dari Bijih Laterit Kapasitas 85.000 Ton/Tahun** oleh Amirullah, NIM 43120078 telah di terima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 7 Oktober 2024

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



Lasire, S.T., M.Si.
NIP. 19611231 198803 1 016



Muhammad Saleh, S.T., M.Si.
NIP. 19671008 199303 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2 002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Senin tanggal 14 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Nurul Muasyarah, NIM 43120058 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Nikel Sulfida (NiS) Dari Bijih Laterit Kapasitas 85.000 Ton/Tahun.**

Makassar, 14 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

1. Hastami Murdiningsih, M.T. Ketua (..........)
2. Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T. Sekretaris (..........)
3. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc. Anggota (..........)
4. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng Anggota (..........)
5. Lasire, S.T., M.Si. Anggota (..........)
6. Muhammad Saleh, S.T., M.Si Anggota (..........)

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Senin tanggal 14 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Amirullah, NIM 43120078 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Nikel Sulfida (NiS) Dari Bijih Laterit Kapasitas 85.000 Ton/Tahun.**

Makassar, 14 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

1. Hastami Murdiningsih, M.T. Ketua (.....)
2. Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T. Sekretaris (.....)
3. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc. Anggota (.....)
4. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng Anggota (.....)
5. Lasire, S.T., M.Si. Anggota (.....)
6. Muhammad Saleh, S.T., M.Si Anggota (.....)

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT karena berkat rahmat, hidayah dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Proposal Skripsi Prarancangan Pabrik dengan judul **Prarancangan Pabrik Nikel Sulfida (NiS) dari Bijih Laterit Dengan Kapasitas 85.000 Ton/Tahun**. Tak lupa pula kita kirimkan salam dan shalawat kepada junjungan Nabi Besar Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman kebodohan ke zaman yang berilmu pengetahuan seperti sekarang ini. Dalam penulisan Proposal Skripsi ini tidak terlepas dari banyak bantuan dan dukungan baik dari berbagai pihak. Maka dari itu, penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ibu Yuliani HR., S.T., M.Eng., selaku Ketua Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Polteknik Negeri Ujung Pandang.
4. Bapak Lasire, S.T., M.Si. Selaku Dosen pembimbing I.
5. Bapak Muhammad Saleh, S.T., M.Si. selaku Dosen pembimbing II.
6. Orang tua serta keluarga tercinta yang senantiasa memberikan motivasi doa dan dukungan sehingga kami bisa menyelesaikan proposal kripsi ini.
7. Seluruh Civitas Akademika Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan kepada penulis.

8. Teman-teman seperjuangan Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan dan batuan.
9. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, atas segala dukungan, semangat, ilmu dan pengalaman berharga yang diberikan.

Makassar, Oktober 2024

Penulis



DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PENERIMAAN	iv
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR LAMPIRAN	xii
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR SIMBOL	xviii
SURAT PERNYATAAN	xxii
RINGKASAN	xxiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Prarancangan	3
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik	9
1.4 Tinjauan Pustaka	10
BAB II DESKRIPSI PROSES	22
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	22
2.2 Langkah Proses	25
2.3 Diagram Alir	28
BAB III NERACA MASSA	32
3.1 Mixer (M-01)	33
3.2 Reaktor NiSO ₄ (R-01)	34

3.3	Filter Press (FP-01)	36
3.4	Centrifuge (CF-01)	37
3.5	Rotary Dryer (RD-01).....	38
3.6	Reaktor NiS (R-02)	40
3.7	Thickener (TH-01).....	42
3.8	Sentrifuce Separator (CS-01).....	43
3.9	Rotary Dryer 2 (RD-02).....	44
BAB IV NERACA PANAS		45
4.1	Heater Bijih Laterit (H-01)	45
4.2	Heater H ₂ SO ₄ (H-02)	45
4.3	Reaktor NiSO ₄ (R-01)	46
4.4	Cooler NiSO ₄ (C-01).....	46
4.5	Filter Press 1 (FP-01).....	47
4.6	Centrifuge (CF-01).....	47
4.7	Rotary Dryer 1 (RD-01).....	48
4.8	Air Heater (AH-01).....	48
4.9	Heater H ₂ S (H-03).....	49
4.10	Heater NiSO ₄ (H-04).....	49
4.11	Reaktor NiS (R-02)	50
4.12	Cooler (C-02).....	50
4.13	Thickener (TH-01).....	51
4.14	Centrifuge separator (CS-01).....	51
4.15	Rotary Dryer 2 (RD-02).....	52

4.16	Air Heater 2 (AH-02)	52
BAB V SPESIFKASI ALAT		53
5.1	Were House Bijih Laterit (WH-01)	53
5.2	Belt Conveyor 1 (BC-01)	54
5.3	Bucket Elevator 1 (BC-01)	55
5.4	Mixer (M-01)	56
5.5	Pompa	57
5.6	Heater Bijih laterit (HE-01)	58
5.7	Tangki penyimpanan H ₂ SO ₄	59
5.8	Heater H ₂ SO ₄ (H-02)	60
5.9	Reaktor NiSO ₄ (R-01)	61
5.10	Cooler 1 (C-01)	62
5.11	Filter Press 1 (FP-01)	63
5.12	Belt Conveyor 2 (BC-02)	64
5.13	Centrifuge (CF-01)	65
5.14	Belt Conveyor 4 (BC-04)	65
5.15	Belt Conveyor 5 (BC-05)	66
5.16	Blower (BL-01)	67
5.17	Air Heater 1 (AH-01)	67
BAB VI UTILITAS		82
6.1	Unit Penyediaan Air	82
6.2	Unit Penyediaan Steam	83
6.3	Sistem Pengolahan Air	84

6.3.1	Spesifikasi Alat Unit Penyedia Air	86
6.4	Unit Penyediaan Listrik	92
6.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	93
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA		95
7.1	Instrumentasi	95
7.2	Keselamatan Kerja	100
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN		113
8.1	Bentuk Perusahaan	113
8.2	Struktur Organisasi	114
8.3	Tugas dan Wewenang	117
8.4	Kepegawaian dan Sistem Gaji	123
8.5	Sistem Kerja	124
8.6	Jumlah Karyawan	124
8.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan	126
BAB IX TATA LETAK PABRIK		129
BAB X ANALISIS EKONOMI		135
10.1	Kajian Ekonomi	135
10.2	Analisis Kelayakan Ekonomi	139
BAB XI KESIMPULAN		142
11.1	Kesimpulan	142
DAFTAR PUSTAKA		144

DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
LAMPIRAN A NERACA MASSA.....	LA-1
LAMPIRAN B NERACA PANAS	LB-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT.....	LC-1
LAMPIRAN D UTILITAS.....	LD-1
LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI.....	LE-1



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Jumlah Sumber Daya dan Cadangan Bijih Laterit yang Terukur Per Tahun 2022	3
Tabel 1.2 Data Pabrik Nikel Sulfida Yang Ada Di Dunia	4
Tabel 1.3 Data Impor, Ekspor dan Produksi Nikel Sulfida di Indonesia Pada Tahun 2019 – 2023	5
Tabel 1.4 Data Impor, Produksi dan Kebutuhan Nikel Sulfida di Indonesia Pada Tahun 2019 – 2023	5
Tabel 1.5 Persen Pertumbuhan Rata-Rata Untuk Setiap Data	7
Tabel 1.6 Perbandingan Proses Hidromelurgi Pengolahan Bijih Nikel Laterit Menjadi Nikel Sulfida	18
Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Proses Hidrometalurgi Pengolahan Bijih Laterit Menjadi Nikel Sulfida	19
Tabel 3. 1 Neraca Massa Total Mixer (M-01)	33
Tabel 3.2 Neraca Massa Total Reaktor NiSO ₄ (R-01)	35
Tabel 3.3 Neraca Massa Total Filter Press (FP-01)	36
Tabel 3.4 Neraca Massa Total <i>Centrifuge</i> (CF-01)	37
Tabel 3.5 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 1 (RD-01)	39
Tabel 3.6 Neraca Massa Total Reaktor (R-02)	41
Tabel 3.7 Neraca Massa Total Thickener (TH-01)	42
Tabel 3.8 Neraca Massa Total <i>Centrifuge Separator</i> (CS-01)	43
Tabel 3.9 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-02)	44
Tabel 4.1 Neraca Panas Total <i>Heater</i> Bijih Laterit (H-01)	45

Tabel 4.2 Panas Total <i>Heater</i> H ₂ SO ₄ (H-02)	45
Tabel 4.3 Neraca Panas Total Reaktor NiSO ₄ (R-01)	46
Tabel 4.4 Neraca Panas Total <i>Cooler</i> NiSO ₄ (C-01)	46
Tabel 4.5 Neraca Panas Total Filter Press (FP-01)	47
Tabel 4.6 Neraca Panas Total <i>Centrifuge</i> (CF-01)	47
Tabel 4.7 Neraca Panas Total Rotary Dryer (RD-01)	48
Tabel 4.8 Neraca Panas Total Air Heater (AH-01)	48
Tabel 4.9 Neraca Panas Total <i>Heater</i> H ₂ S (HE-03)	49
Tabel 4.10 Neraca Panas Total Heater NiSO ₄ (H-04)	49
Tabel 4.11 Neraca Panas Total Reaktor NiS (R-02)	50
Tabel 4.12 Neraca Panas Total <i>Cooler</i> (C-02)	50
Tabel 4.13 Neraca Panas Total <i>Thickener</i> (TH-01)	51
Tabel 4.14 Neraca Panas Total <i>Centrifuge Separator</i> (CS-01)	51
Tabel 4.15 Neraca Panas Total <i>Rotary Dryer 2</i> (RD-02)	52
Tabel 4.16 Neraca Panas Total <i>Air Heater 2</i> (RD-02)	52
Tabel 5.1 Spesifikasi <i>Were House</i> Bijih Laterit (WH-01)	53
Tabel 5.2 Spesifikasi <i>Belt Conveyer 1</i> (BC-01)	54
Tabel 5.3 Spesifikasi <i>Bucket Elevator 1</i> (BC-01)	55
Tabel 5.4 Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-01)	56
Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Proses	58
Tabel 5.6 Spesifikasi <i>Heater</i> Bijih Laterit (HE-01)	58
Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H ₂ SO ₄ (T-01)	59
Tabel 5.8 Spesifikasi <i>Heater</i> H ₂ SO ₄ (H-02)	60

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Proses Reaktor NiSO ₄ (R-01)	61
Tabel 5.10 Spesifikasi Cooler (C-01)	62
Tabel 5.11 Spesifikasi Filter press 1 (FP-01)	63
Tabel 5.12 Spesifikasi Belt Conveyor 2 (C-01)	64
Tabel 5.13 Spesifikasi Centrifuge (CF-01)	65
Tabel 5.14 Spesifikasi Belt Conveyor 4 (BC-04)	65
Tabel 5.15 Spesifikasi Belt Conveyor 5 (BC-05)	66
Tabel 5.16 Spesifikasi Blower (BL-01)	67
Tabel 5.17 Spesifikasi Air Heater 1 (AH-01)	67
Tabel 5.18 Spesifikasi Rotary Dryer 1 (RD-01)	68
Tabel 5.19 Spesifikasi Belt Conveyor 6 (C-01)	69
Tabel 5.20 Spesifikasi Were House (WH-02)	70
Tabel 5.21 Spesifikasi Heater NiSO ₄ (H-04)	71
Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H ₂ S (GH-01)	72
Tabel 5.23 Spesifikasi Heater H ₂ S (H-05)	72
Tabel 5.24 Spesifikasi Kompresor (CP-01)	73
Tabel 5.25 Spesifikasi Reaktor NiS (R-02)	73
Tabel 5.26 Spesifikasi Cooler 2 (C-02)	75
Tabel 5.27 Spesifikasi Thickner (TH-01)	76
Tabel 5.28 Spesifikasi Belt Conveyor 6 (C-01)	77
Tabel 5.29 Spesifikasi Belt Conveyor 7 (BC-07)	77
Tabel 5.30 Spesifikasi Blower 2 (B-02)	78
Tabel 5.31 Spesifikasi Air Heater 2 (AH-02)	79

Tabel 5.32 Spesifikasi Rotary Dryer (RD-02)	79
Tabel 5.33 Spesifikasi Belt Conveyor 9 (BC-09)	80
Tabel 5.34 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Produk (WH-03)	81
Tabel 6.1 Kebutuhan Steam Alat Proses	83
Tabel 6.2 Daya Pompa Pada Peralatan Utilitas	92
Tabel 6.3 Kebutuhan Listrik pada prarancangan pabrik nikel sulfida	93
Tabel 7.1 Penggunaan Instrumentasi Pada Peralatan Pabrik Nikel Sulfida	100
Tabel 7.2 Lambang Pemakaian Alat Pelindung Diri (APD) Pada Area Pabrik ..	112
Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan Non Shift	124
Tabel 8.2 Jumlah Karyawan Pada Pabrik Nikel Sulfida	125
Tabel 10.1 Komponen Biaya Langsung (<i>Direct Cost</i> , DC)	136
Tabel 10.2 Komponen Biaya Tidak Langsung <i>Indirect Cost</i> , IC)	136
Tabel 10.3 Komponen Biaya Produksi Langsung	138
Tabel 10.4 Komponen Biaya <i>Fixed Charges</i> (FC)	138
Tabel 10.5 Komponen Biaya <i>General Expense</i>	139
Tabel 10.6 Komponen Biaya <i>Fixed Charges</i> (FC)	140
Tabel 10.7 Komponen Biaya <i>Variabel Cost</i> (VC)	140

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Perolehan Data Impor, Produksi dan Kebutuhan Nikel Sulfida Dalam Satuan Ton/Tahun Di Indonesia Tahun 2019 – 2023	6
Gambar 1.2 Lokasi Pabrik Nikel Sulfida	9
Gambar 2.1 Diagram Alir kualitatif	29
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif	30
Gambar 2.3 Flowsheet Prarancangan Pabrik Nikel Sulfida Dari Bijih Laterit Melalui Proses Hidrometalurgi	31
Gambar 3.1 Diagram Alir <i>Mixer</i> (M-01)	33
Gambar 3.2 Diagram Alir Reaktor (R-01)	34
Gambar 3.3 Diagram Alir <i>Filter Press</i> 1 (FP-01)	36
Gambar 3.4 Diagram Alir <i>Centrifuge</i> (CF-01)	37
Gambar 3.5 Diagram Alir Rotary Dryer 1 (RD-01)	38
Gambar 3.6 Diagram Alir Reaktor 2 (R-02)	40
Gambar 3.7 Diagram Alir <i>Thickener</i> (TH-01)	42
Gambar 3.8 Diagram Alir <i>Sentrifuge Separator</i> (CS-01)	43
Gambar 3.9 Diagram Alir <i>Rotary Dryer</i> 2 (RD-02)	44
Gambar 6.1 Flowsheet Pengolahan Air Pabrik Nikel Sulfida	94
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Pabrik Nikel Sulfida	116
Gambar 9.1 Layout Perusahaan	133
Gambar 9.2 Tata Letak Alat Proses	134

DAFTAR SIMBOL

SIMBOL	KETERANGAN
m	Laju alir massa, kg/jam
ρ	Densitas campuran padatan, gr/cm ³ , kg/m ³
VG	Volume Gudang
t	Waktu penyimpanan
P	Panjang
L	Lebar
T	Tinggi
C	Kapasitas Screw, ft ³ /menit
L	Panjang Screw, ft
W	Densitas bahan, lb/ft ³
BHP	<i>Brake Horse Power</i> , Hp
η	Efisiensi Motor
D	Diameter, m, in
H	Tinggi
Vt	Volume Tangki
Vs	Volume silinder
Vh	Volume tutup, ft ³
Vc	Volume Konis
h	Tinggi Konis
ts	Tebal dinding tangki

P	Tekanan Desain, atm
r	Jari-jari Tangki, cm
f	tegangan yang diijinkan bahan konstruksi, atm
E	Efisiensi pengelasan
c	faktor korosi, in, cm
rc	<i>crown radius</i> , cm
th	Tebal dinding <i>head</i> , in
F	Faktor bahan
sf	standar <i>straight flange</i>
icr	<i>inside crown radius</i>
μ	Viskositas, cp
Q	Laju alir volumetrik bahan, ft ³ /jam, ft ³ /detik
D	diameter dalam, ft
A	luas penampang, ft ²
Nre	<i>Reynold Number</i>
Σ	Jumlah
Le	Panjang <i>elbow</i> , ft
F	Faktor fiksi
ε	<i>relatif roughness</i>
W	Penentuan kerja pompa, Hp
N	penentuan daya motor, Hp
BM	Berat molekul, kg/mol
ρ_G	Densitas gas masuk, lb/ft ³

ρ_L	Densitas campuran larutan, lb/ft ³
L'	rate liquid keluar, lb/jam
G'	rate gas masuk, lbjam
GG	kecepatan massa gas, lb/ft ² .detik
F_p	faktor isian, ft-1
ρ_L	densitas zat cair, lb/ft ³
μ_L	Viskositas zat cair, cP
G_c	faktor konversi satuan, ft.lb/lbf.det ²
D_v	difusivitas, cm ² /detik
μ_B	viskositas penyerap, cP, gr/cm.detik
V_A	volume molar zat terlarut, cm ³ /gmol
W	laju alir massa fluida panas, kg/jam, lb/jam
Q	beban panas heater, kcal/jam
w	laju alir massa fluida dingin, kg/jam, lb/jam
OD	Diameter luar, in, ft
ID	Diameter dalam, in, ft
a_a	luas aliran, ft ²
D_e	Diameter ekuivalen, ft
G_a	Kecepatan massa, lb/jam.ft ²
Re_a	bilangan reynold
h_o	Koefisien <i>heat transfer outside</i> , Btu/jam.ft ² .°F
a_p	Luas aliran, ft ²
G_p	Kecepatan Massa, lb/jam.ft ²

hi	Koefisien perpindahan panas bagian dalam, Btu/jam.ft ² .°F
hio	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam. ft ² .°F
Uc	Koefisien perpindahan panas keseluruhan, Btu/jam. ft ² .°F
UD	Koefisien perpindahan panas desain, Btu/jam. ft ² .°F
A	Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
R _d	faktor pengotor
G _s	<i>Mass velocity</i> , lb/jam.ft ²
s	spesifik grafiti



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Nurul Muasyarah

NIM : 431 20 058

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini yang berjudul Pra Rancangan Pabrik Nikel Sulfida Dari Bijih Laterit Dengan Kapasitas 85.000 Ton/Tahun merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 14 Oktober 2024



Nurul Muasyarah
NIM : 431 20 058

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Amirullah

NIM : 431 20 078

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini yang berjudul Pra Rancangan Pabrik Nikel Sulfida Dari Bijih Laterit Dengan Kapasitas 85.000 Ton/Tahun merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 14 Oktober 2024




Amirullah

NIM : 431 20 078

PRA RANCANGAN PABRIK NIKEL SULFIDA DARI BIJIH LATERIT DENGAN KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN

RINGKASAN

Prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih laterit dimaksudkan untuk memanfaatkan sumber daya energi dan tambang, dimana jumlah cadangan nikel di Indonesia merupakan yang paling besar dibandingkan dengan negara lain yang memiliki nilai jual yang tinggi, karena dapat dimanfaatkan sebagai bahan tambahan pada pembuatan *stainless steel*, industri baterai, industri otomotif, sebagai katalis untuk industri kimia dan lainnya

Pabrik nikel sulfida direncanakan akan didirikan pada tahun 2028 di Kec. Wawontoa, Kabupaten Luwu Timur, Sulawesi Selatan dengan kapasitas 85.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Proses produksi nikel sulfida dengan metode hidrometalurgi HPAL (*High Pressure Acid Leaching*) dilakukan dengan beberapa tahap yaitu pencampuran, pemanasan, pemisahan, pendinginan dan pengeringan. Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi "*line and staff*", dengan total tenaga kerja 166 orang. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian menurut jam kerja yang terdiri dari shift dan nonshift.

Hasil perhitungan analisa ekonomi menunjukkan total *capital investment* sebesar Rp. 2.269.310.109.357,11 yang diperoleh dari pinjaman bank 60% dan 40% modal sendiri. Dengan laju pengembalian modal (ROI) sebesar 30,09%, serta waktu pengembalian modal 1 tahun 9 bulan dan nilai Break Event Point (BEP) sebesar 43,68%. Analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik nikel sulfida dengan kapasitas 85.000 ton/tahun layak didirikan.

Kunci : Bijih Laterit, Nikel Sulfida

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Peningkatan dari kebutuhan nikel secara global disebabkan adanya pembangunan suatu energi terbarukan seperti industri pembuatan mobil listrik yang membutuhkan nikel sebagai bahan baku utamanya. Indonesia merupakan salah satu negara yang dianugerahi sumber daya energi dan tambang, salah satunya nikel. Jumlah cadangan nikel yang dimiliki oleh Indonesia merupakan yang paling besar jika dibandingkan dengan negara lain. Indonesia memiliki 52% cadangan Nikel di dunia yang dihasilkan dari sumber tambang Bijih Laterit atau 4,5 miliar ton dengan sumber daya 11,7 miliar ton. Sebanyak 90% tersebar di wilayah Sulawesi Tengah, Sulawesi Selatan, Sulawesi Tenggara dan Maluku Utara (Muin, 2022).

Pendirian pabrik Nikel Sulfida dari bahan baku Bijih Laterit ini akan memberikan keuntungan secara bisnis karena harga bahan baku yang murah yaitu US\$ 50-90/ton dengan harga produk yang dihasilkan sebesar US\$ 10-100/kg (Alibaba, 2022). Berdasarkan data dari BPS (Badan Pusat Statistik, 2023) Indonesia masih mengimpor Nikel Sulfida dari tahun ke tahun. Kegunaan Nikel Sulfida pada saat ini yaitu pembuatan *stainless steel*, industri baterai, industri otomotif, pelindung tembaga, pembuatan kawat, bahan dalam pembuatan koin, campuran besi baja, pelapis anti karat dan sebagai katalis untuk industri kimia (Marliah, 2023).

Bahan baku yang digunakan pada pengolahan Nikel Sulfida didapatkan dari Bijih laterit. Proses pengolahan bijih laterit pada perancangan ini menggunakan

proses Hidrometalurgi. Pada umumnya pengolahan bijih laterit dapat dilakukan melalui proses pirometalurgi dan hidrometalurgi. Pirometalurgi merupakan proses pengolahan bijih laterit pada suhu tinggi ($>1000^{\circ}\text{C}$) (Diaz, *et al.*,1988). Proses pirometalurgi membutuhkan energi yang besar untuk menjalankan proses peleburan serta diaplikasikan pada bijih laterit dengan kadar nikel yang tinggi. Sedangkan proses hidrometalurgi hanya memanfaatkan pelarut dalam media asam dengan temperatur rendah dibandingkan proses pirometalurgi. Nikel Sulfida merupakan salah satu bentuk produk nikel yang dapat diproses lebih lanjut di industri *downstream* untuk menghasilkan suatu produk logam nikel yang memiliki kemurnian lebih tinggi sebagai produk akhir. Para ahli memprediksi bahwa permintaan nikel untuk industri baterai mobil listrik akan meningkat dari enam persen pada tahun 2020 menjadi sepertiga dari total permintaan nikel pada tahun 2030. *International Energy Agency* (IEA) memprediksi permintaan nikel terus meningkat setiap tahunnya. Berdasarkan skenario *stated policies*, permintaan nikel akan berkontribusi sebesar 31,4% terhadap energi bersih dunia pada 2040 (Karnadi, 2021).

Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Wawontoa, Kab. Luwu Timur, Sulawesi Selatan, karena termasuk dalam tiga provinsi dengan sumber daya dan cadangan nikel terbesar di Indonesia.

Pendirian pabrik Nikel Sulfida ini diperlukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi jumlah impor, menciptakan lapangan pekerjaan baru serta menurunkan jumlah angka pengangguran yang cukup besar di Indonesia, meningkatkan pendapatan negara dari sektor industri. Berdasarkan

pertimbangan tersebut dapat disimpulkan bahwa sangat diperlukan pendirian pabrik Nikel Sulfida di Indonesia.

1.2 Kapasitas Prarancangan

Penentuan kapasitas Prarancangan pabrik nikel sulfida ini ditentukan dengan pertimbangan yaitu kebutuhan nikel sulfida di Indonesia, ketersediaan bahan baku dan kapasitas pabrik yang telah ada.

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Cadangan nikel di Indonesia adalah yang paling banyak di dunia 52%. Cadangan nikel di Indonesia 90% tersebar di Sulawesi Tengah, Sulawesi Selatan, Sulawesi Tenggara dan Maluku Utara (Muin, 2022). Sumber daya bijih laterit per 2022 yaitu terukur 2.207.011.075 ton dan cadangan biji laterit terbukti 579.269.471 ton (Iwan Nursahan, 2023).

Tabel 1.1 Jumlah Sumber Daya dan Cadangan Bijih Laterit yang Terukur Per Tahun 2022

No.	Provinsi	Sumber daya (Ton)	Cadangan (Ton)
1	Kalimantan Selatan	185.925.533	153.841.144
2	Sulawesi Selatan	9.020.000	9.702.375
3	Sulawesi Tenggara	702.902.230	78.405.575
4	Sulawesi Tengah	157.743.583	108.964.622
5	Maluku	365.659.431	24.125.130
6	Maluku Utara	673.639.298	193.490.625
7	Papua Barat	71.388.000	10.740.000
8	Papua	40.733.000	-

Sumber: Kementerian ESDM (2022)

1.2.2 Kapasitas Pabrik yang Telah Ada

Dalam penentuan kapasitas pabrik, hal penting yang harus diperhatikan selain ketersediaan bahan baku adalah kapasitas pabrik yang telah ada. Hal ini guna memperkirakan kapasitas pendirian pabrik agar tidak terlalu jauh berbeda dari kapasitas pabrik yang telah ada.

Berdasarkan data yang diperoleh dari DMB, Tekmira (2020) adapun pabrik nikel sulfida yang telah berdiri di Indonesia adalah pabrik dari perusahaan PT Vale Indonesia Tbk. Dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun, yang berlokasi di Morowali, Luwu Utara, Kolaka, Sulawesi Selatan.

Tabel 1.2 Data Pabrik Nikel Sulfida Yang Ada Di Dunia

No	Nama pabrik	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1	Goro Nickel Project	New Caledonia	60.000
2	Ambatovy Nickel Project	Madagaskar	60.000
3	Taganito HPAL Nickel Corporation	Filipina	36.000
4	Coral Bay Nickel Corporation	Filipina	24.000
5	Ramu Nickel Project	Papua Nugini	33.000
6	Gordes Nickel Project	Turki	10.000

Sumber: J. Gabb (2018)

1.2.3 Kapasitas Produksi

Kebutuhan nikel sulfida di Indonesia saat ini cukup besar. Menurut Badan Pusat Statistik 2024 industri yang memproduksi nikel sulfida belum bisa memenuhi kebutuhan di dalam negeri sehingga dilakukan impor dari negara lain

untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Data impor, ekspor dan produksi dapat dilihat pada tabel 1.4.

Tabel 1.3 Data Impor, Ekspor dan Produksi Nikel Sulfida di Indonesia Pada Tahun 2019 - 2023

Tahun	Impor (Ton/tahun)	Ekspor (Ton/tahun)	Produksi (Ton/tahun)
2019	10.469,678	91.530,714	71.025
2020	4.824,111	93.239,330	72.237
2021	4.975,044	166.440,559	65.388
2022	5.818,088	1.257.570,576	60.090
2023	29.213,540	2.384.426,387	70.728

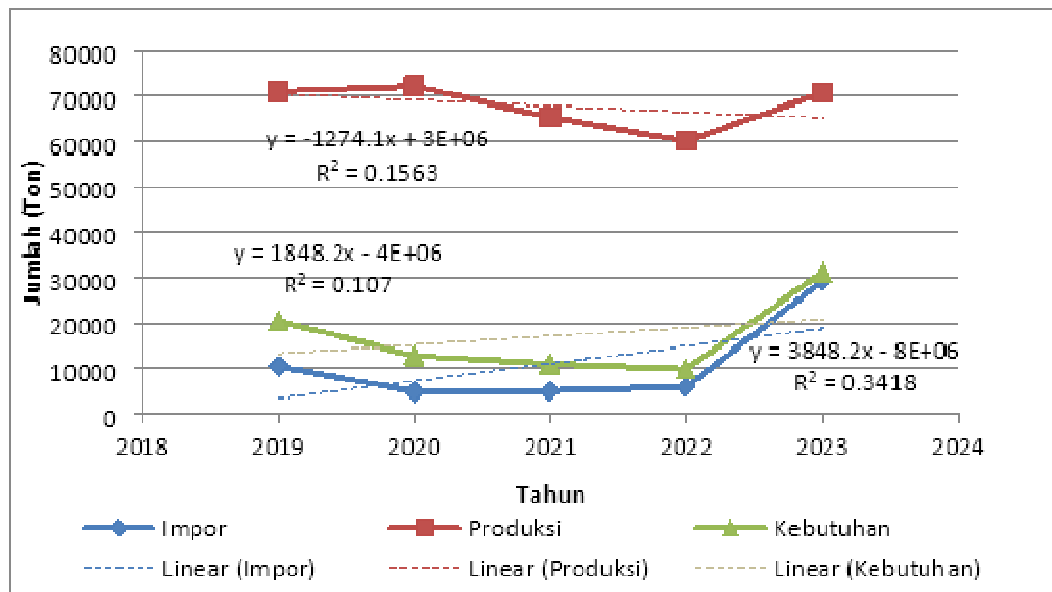
Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

1) Perhitungan Kapasitas Pabrik Berdasarkan Metode Regresi Linear

Tabel 1.4 Data Impor, Produksi dan Kebutuhan Nikel Sulfida di Indonesia Pada Tahun 2019 - 2023

Tahun	Impor (Ton/tahun)	Produksi (Ton/tahun)	Kebutuhan (Ton/tahun)
2019	10.469,678	71.025	81.494,678
2020	4.824,111	72.237	77.061,111
2021	4.975,044	65.388	70.363,044
2022	5.818,088	60.090	65.908,088
2023	29.213,540	70.728	77.557,54

Berdasarkan data impor, produksi dan kebutuhan yang telah diperoleh maka dapat diperkirakan jumlah kapasitas produksi di Indonesia pada tahun 2028 dengan menggunakan metode linearisasi yang dapat dilihat pada gambar 1.1.



Gambar 1.1 Perolehan Data Impor, Produksi dan Kebutuhan Nikel Sulfida Dalam Satuan Ton/Tahun Di Indonesia Tahun 2019 – 2023

Berdasarkan grafik yang diperoleh pada Gambar 1.1 nilai regresi R untuk setiap data < 0,9. Hal ini menunjukkan bahwa grafik tidak linear, maka metode interpolasi linear tidak dapat digunakan untuk menghitung kapasitas produksi.

2) Perhitungan Kapasitas Pabrik Berdasarkan Metode Discounted

Untuk memprediksi data pendirian nikel sulfida di tahun 2028 maka menggunakan metode pertumbuhan rata-rata pertahun (metode *discounted*) pada persamaan 1.1 (Ulrich, 1984).

$$F = P(1 + i)^n \quad (1.1)$$

Keterangan :

F : Nilai pada tahun ke-n

P : Besar data pada tahun sekarang (ton/tahun)

i : rata-rata pertumbuhan per tahun (%)

n : Selisih tahun (Tahun ke-n)

Untuk menentukan persen pertumbuhan (%P) sebagai berikut :

$$\%P = \frac{\text{kebutuhan Tahun yang akan datang} - \text{kebutuhan Tahun sekarang}}{\text{kebutuhan Tahun sekarang}} \times 100 \quad (1.2)$$

Tabel 1.5 Persen Pertumbuhan Rata-Rata Untuk Setiap Data

Tahun	Impor (Ton/tahun)	%P	Produksi (Ton/tahun)	%P	Kebutuhan (Ton/tahun)	%P
2019	10.469,678	0	71.025	0	81.494,678	0
2020	4.824,111	-0,54	72.237	0,02	77.061,111	-0,05
2021	4.975,044	0,03	65.388	-0,09	70.363,044	-0,09
2022	5.818,088	0,17	60.090	-0,08	65.908,088	-0,06
2023	29.213,54	4,02	70.728	0,18	77.557,54	0,52
I (Rerata)		0,92		0		0,08

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024 & (Pahlevi, 2022)

Menurut Badan Pusat Statistik, rata-rata lima tahun terakhir Indonesia mengimpor nikel sulfida sebanyak 11.060, ton/tahun maka perkiraan kapasitas pabrik baru pada tahun 2028 dapat diperkirakan dengan menggunakan Persamaan 1.3.

$$m = P (1 + i)^n \quad (1.3)$$

Keterangan :

m : Nilai pada tahun ke-n

P : Besar data pada tahun sekarang (ton/tahun)

i : rata-rata pertumbuhan per tahun (%)

n : Selisih tahun (Tahun ke-n)

Sehingga,

Perkiraan impor pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$m_1 = 29.213,54 (1+(0,92\%)^{2028-2023})$$

$$m_1 = 763.563,29 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan produksi pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$m_2 = 70.728 (1+(0\%)^{2028-2023})$$

$$m_2 = 72.357 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan kebutuhan pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$m_3 = 99.941,54 (1+(0,08\%)^{2028-2023})$$

$$m_3 = 145.448,65 \text{ ton/tahun}$$

Maka peluang kapasitas produksi pabrik nikel sulfida pada tahun 2028 dapat ditentukan menggunakan Persamaan 1.4.

$$m_4 = m_2 - (m_3 + m_1) \quad (1.4)$$

Keterangan:

m_1 : Nilai impor tahun 2028

m_2 : Nilai produksi pabrik dalam negeri tahun 2028

m_3 : Nilai kebutuhan dalam negeri tahun 2028

m_4 : Kapasitas pabrik yang akan didirikan

Sehingga,

$$m_4 = m_2 - (m_3 + m_1)$$

$$m_4 = 72.357 - (145.448,65 + 763.563,29)$$

$$m_4 = - 836.654 \text{ ton/tahun}$$

Dengan demikian dari perhitungan di atas diperoleh peluang kapasitas prarancangan pabrik nikel sulfida ditahun 2028 sebesar - 836.654 ton/tahun. Namun, pada prarancangan pabrik nikel sulfida ini diambil kapasitas sebesar 85.000 ton/tahun untuk memenuhi 10% dari peluang kapasitas pabrik pada tahun 2028.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting. Pabrik Nikel Sulfida ini berlokasi di Kec. Wawontoa, Kab. Luwu Timur, Sulawesi Selatan. Dalam penentuan rencana lokasi berdiri pabrik Nikel Sulfida bergantung pada beberapa faktor yang dipertimbangkan. Berikut lokasi pabrik dapat di lihat pada gambar 1.2.



Sumber : Google Earth 2024

Gambar 1.2 Lokasi Pabrik Nikel Sulfida

- a) Letak pabrik terhadap bahan baku

Bahan baku didapatkan dari PT. Anam Tbk yang merupakan perusahaan tambang bijih laterit terbesar di Indonesia.

- b) Pemasaran

Kawasan di Wawontoa, Sulawesi Selatan ini sangat strategis untuk dijadikan kawasan pengembangan Internasional karena dekat dengan pelabuhan Bungku Tengah/Marsaoleh.

c) Ketersediaan Utilitas

Fasilitas utilitas pabrik meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Penyediaan air dapat diperoleh dari danau Towuti di Towuti. Kebutuhan bahan bakar didapatkan dari Perusahaan tambang batu bara Morowali dan untuk listrik dapat dipenuhi dari PLTU PT.IMIP.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Produk

Nikel merupakan komoditas tambang yang saat ini menjadi primadona di pasar internasional. Nikel Sulfida (NiS) atau nikel *matte* merupakan hasil produksi dari proses *Smelting* (peleburan). Produksi nikel *matte* relatif masih di bawah target, saat ini produksi nikel *matte* di Indonesia dihasilkan oleh satu Perusahaan pemegang kontrak karya (KK) yaitu PT. Vale Indonesia (Nusantara_mining, 2021). Nikel sulfida adalah senyawa anorganik kristal berwarna hijau tua hingga hitam yang menghasilkan gas beracun saat dipanaskan. Nikel sulfida digunakan dalam baterai litium, sebagai katalis dalam industry petrokimia dan digunakan dalam pembuatan bijih nikel (PubChem, 2021).

1.4.2 Bahan Baku

Secara umum, bijih nikel digolongkan ke dalam dua jenis, yaitu bijih nikel sulfida dan bijih nikel oksida (nikel laterit). Bijih laterit berbeda dengan bijih nikel sulfida yang dapat dilakukan proses konsentrasi, sedangkan untuk meningkatkan kadar nikel yang terkandung pada bijih laterit perlu dilakukan proses ekstraksi (Pramudita, 2021). Bijih laterit sulit dilakukan proses konsentrasi karena unsur-unsur penyusun bijihnya yang kompleks. Maka dari itu perusahaan-perusahaan

ekstraksi nikel cenderung memproduksi nikel dari bijih sulfida dari pada bijih laterit.

Akan tetapi, berdasarkan data *U.S. Departement of Interior* dan *U.S Geological Survey* dalam *Mineral Commodity Summerise 2009*, sumber daya dan cadangan nikel di dunia didominasi dengan bijih nikel laterit, yaitu sebesar 60% dan sisanya merupakan bijih nikel sulfida. Indonesia sendiri memiliki sumber daya dan cadangan bijih nikel yang mencapai 12% dari cadangan nikel dunia yang berupa bijih nikel laterit (Mifta, 2020).

Nikel laterit dicirikan oleh adanya material yang berwarna coklat kemerahan hal ini dikarenakan terdapat kandungan Ni dan Fe. Endapan bijih nikel laterit Indonesia tersebar di Pegunungan Meratus dan Pulau Laut Kalimantan, dengan timur pulau Sulawesi, di Maluku Utara terdapat di Pulau Obi, Pulau Gebe dan Halmahera, serta di Papua terdapat di pulau Gag, pulau Waige, Pegunungan Cyclops dan pegunungan tengah Papua. Nikel laterit digolongkan menjadi dua jenis, yaitu saprolit dengan kadar nikel tinggi dan limonit yang berkadar nikel rendah (Subagja dalam Yuwandono, 2017). Perbedaan yang menonjol pada kedua bijih ini adalah kandungan bijih besi (Fe) dan magnesium (Mg), bijih saprolite mempunyai kadar Fe rendah dan Mg tinggi. Dan berkebalikan terhadap limonit (Budi, 2016).

1.4.3 Bahan Penunjang

1) Asam Sulfat H_2SO_4

Asam sulfat adalah cairan yang korosif, tidak berwarna, tidak berbau, sangat reaktif, dan memiliki kemampuan untuk melarutkan berbagai logam. Dengan

segala perbandingan, cairan ini dapat larut dengan air. Asam sulfat dapat memproduksi sulfur trioksida Ketika terdekomposisi pada suhu 300°C atau lebih, asam sulfat memiliki titik lebur 10,31°C dan titik didih 336,85°C tergantung pada proses pemekatannya.

Dalam penelitian yang dilakukan oleh Indrawati, 2022 melakukan studi bagaimana pengaruh jenis asam (anorganik dan organik) terhadap proses peleburan bijih nikel laterit dengan kadar rendah yang berasal dari Pomala. Hasil penelitian yang diperoleh sebesar 0,905% hal ini menunjukkan bahwa jika dibandingkan dengan penggunaan asam organik seperti asam asetat. Penggunaan asam sulfat (anorganik) menghasilkan yield nikel yang paling tinggi.

2) Hidrogen Sulfida (H₂S)

Hidrogen Sulfida (H₂S) merupakan gas yang tak berwarna, beracun, mudah terbakar dan beraroma seperti telur busuk. Gas ini timbul akibat adanya aktivitas biologis Ketika bakteri mengurai bahan organik secara anerobik (penguraian dalam keadaan tanpa oksigen) dan dapat pula ditemukan pada gunung berapi. Hidrogen Sulfida merupakan hidrida kovalen yang secara kimiawi terkait dengan air (H₂O) karena oksigen dan sulfur berada dalam golongan yang sama pada tabel periodik. Hidrogen sulfida merupakan asam lemah, terpisah dalam larutan *aqueous* (mengandung air) menjadi kation Hidrogen H⁺ dan anion hidrosulfid.

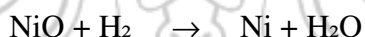
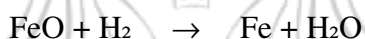
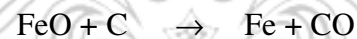
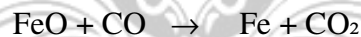
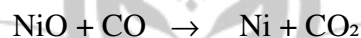
1.4.4 Macam-Macam Proses

Terdapat beberapa macam proses untuk memperoleh nikel dari bijihnya, diantaranya yaitu:

1) Pyrometalurgy

Dasar pengolahan ini adalah perbedaan sifat termodinamika unsur-unsur penyusun batuan. Proses ini meliputi pengeringan, reduksi, peleburan, dan pemurnian.

Bijih laterit diperoleh dari penambangan kemudian dikalsinasi. Kalsinasi adalah proses dekomposisi termal darisenyawa-senyawa di dalam bijih laterit pada suhu 1500°C menjadi senyawa yang lebih sederhana, seperti NiO dan FeO. Kemudian, bijih hasil proses kalsinasi mengalami reduksi pada suhu 900°C. Proses ini berdasarkan pada perbedaan reaktivitas nikel dengan penyusun utama lainnya (Fe). Reduksi akan memisahkan unsur-unsur untuk membentuk paduan. Adapun reaksi reduksi yang terjadi pada suhu 900°C adalah:



Proses pemisahan lebih lanjut adalah dengan *smelting* atau peleburan. Proses ini berdasarkan pada perbedaan titik didih senyawa nikel dengan unsur lainnya. *Smelting* dan pemurnian merupakan proses akhir untuk mendapatkan matte dengan kandungan nikel yang lebih tinggi (Liew dalam Pratama 2015).

2) Hidrometalurgy

Hidrometalurgi merupakan salah satu bagian dari ilmu metalurgi yang mempelajari mengenai tentang perolehan pengolahan logam mencakup dalam tahapan dari pengolahan bijih mineral, ekstraksi logam, sampai ke pengolahannya untuk menyesuaikan sifat-sifat dan perilakunya sesuai dengan dipersyaratkan

dalam pemakaian untuk pembuatan produk rekayasa tertentu. Secara harfiah Hidrometalurgi dapat diartikan sebagai cara pengolahan logam dari batuan atau bijihnya dengan menggunakan pelarut berair (*aqueous solution*). Atau secara detailnya proses Hidrometalurgi adalah suatu proses atau suatu pekerjaan dalam metalurgi, dimana dilakukan pemakaian suatu zat kimia yang cair untuk mendapatkan suatu partikel tertentu (Pratama J. P., 2022). Hidrometalurgi juga dapat didefinisikan sebagai suatu proses ekstraksi metal dengan larutan reagen encer ($< 1 \text{ gram/mol}$) dan pada suhu $< 100^\circ\text{C}$, Reaksi kimia yang dipilih biasanya yang sangat selektif (Amaliah, 2023). Secara garis besar hidrometalurgi memiliki tiga proses tahapan yaitu (Baihaqi, 2018):

- a) *Leaching* atau pengikisan logam dari batuan dengan bantuan reduktan organik.
- b) Pemekatan larutan hasil *leaching* dan pemurniannya.
- c) *Recovery* ialah proses pengutipan logam dari larutan hasil *leaching*.

Adapun beberapa proses yang menggunakan teknologi hidrometalurgi ini, antara lain *Heap leaching*, *Caron*, *Hight preasure acid leaching*.

- a) *Heap leaching*

Heap lieaching adalah *leaching* dimana bijih atau padatan yang merupakan hasil penghancuran (*Crushing*). Proses HL memperkirakan bahwa umpan/*feed* yang masuk seluruhnya berupa *saprolite*. Solusi dari bagian ini digunakan sepenuhnya bijih laterit, pencucian terhadap tumpukan dilakukan dengan tiga tahap, bagian tercuci (tahap tiga) dari tumpukan dicuci dengan air. Air untuk reagen pelarut asam sulfat encer disemprotkan dari atas dan pelarut

yang sudah menjadi larutan kaya kadar logam. Proses ini dilakukan secara berulang-ulang dengan melewati kembali reagen ke bagian terbaru tumpukan untuk memaksimalkan konsentrasi nikel/logam dan meminimalisir asam sulfat yang bebas. Agar distribusi pelarut rata dan sirkulasi udara baik, untuk menetralkan sebagian asam bebas yang tersisa. Total waktu pelindian untuk satu tumpukan diasumsikan 540 hari dan tinggi tumpukan diasumsikan 6 meter. Asumsi tersebut memberikan tumpukan 660 m² (Amaliah, 2023).

Heap leaching awalnya hanya berlaku untuk bijih laterit tertentu, seperti bijih laterit atau bijih saprolitik tinggi. Akan tetapi proses tersebut dalam proses studi pengolahan untuk bijih limonit, dengan menggunakan proses aglomerasi dengan asam sulfat untuk meningkatkan permeabilitas bijih. Setelah aglomerasi atau persiapan bijih sesuai kebutuhan kemudian biji ditumpuk menjadi tumpukan dan diairi dengan asam sulfat (Francisco Reyes, 2014). Lindi dikumpulkan, diasamkan kembali dan didaur ulang untuk membangun tenor larutan sebelum larutan melalui proses pemulihan logam. Perolehan resapan khas nikel 65-85% telah dilaporkan selama 120-150 hari dengan konsumsi asam berada di atas kisaran 200-600 kg/ton bijih (Amaliah, 2023).

b) *Proses Caron*

Proses caron ditemukan dan dikembangkan pertama kali oleh Prof Caron dari Universitas Delft, Belanda pada tahun 1920-an. Proses ini dapat dioperasikan pada bahan baku bijih limonit dengan beberapa toleransi terhadap bijih saprolit. Hal ini didasarkan pada reduksi selektif nikel dan kobalt

menjadi logam, diiringi dengan pelarutan dalam larutan amoni/amonium karbonat.

Sejumlah bagian kecil besi tereduksi membentuk paduan dengan nikel dan kobalt, dimana sisanya tereduksi menjadi magnetik. Proses Caron merupakan metode ekstraksi bijih logam pada kondisi suhu proses yang tinggi. Ini termasuk proses awal termal dan pencucian dengan asam amoniak pada akhir proses. Akibatnya, biaya modal yang lebih besar diperlukan untuk proses ini. Pada proses Caron, umpannya adalah limonit. Limonit yang masuk dikeringkan melalui panas *sensible* gas dalam tahap selanjutnya. Di bawah atmosfer, limonit kering dipanaskan sampai sekitar 800°C. Ini menghasilkan logam dari sebagian besar nikel dan kobalt, serta sebagian besi. Udara ditambahkan untuk membakar karbon monoksida menjadi karbon dioksida, dan gas panas yang meninggalkan *roaster* digunakan sebagai sumber panas pengeringan pada saat limonit dimasukkan.

Penggunaan mesin pengering berputar (*rotary Dryer*) yang berbahan dasar baja karbon pada proses pengeringan bijih laterit yang masuk. Fungsi pengeringan total membutuhkan lima pengering terbesar yang terdaftar dalam database peralatan. Tahap pemanggangan reduktif dilakukan dalam tanur putar, yang diperkirakan memiliki sepuluh pengering putar, masing-masing dengan lapisan tahan api, menurut database peralatan. Gas alam digunakan sebagai bahan bakar untuk pengering dan *rotary kiln*, yang juga berfungsi sebagai reduktor selama proses pemanggangan. Pendinginan kalsin

tereduksi panas dilakukan dalam lima unit yang menyerupai pengering putar, yang didinginkan dengan air di luarnya.

Kalsin yang didinginkan antara 150-200°C dicampur dengan larutan daur ulang ammonia berair dan ammonium karbonat, kemudian dilarutkan pada larutan dan udara. Sehingga logam nikel dan kobalt menjadi ikatan amina kompleks dan oksida besi yang tak larut. Kobalt diperoleh kembali sebagai kobalt sulfida setelah pemisahan cairan padat, dan nikel diperoleh kembali sebagai nikel karbonat dasar melalui pengupasan uap.

c) Proses HPAL (*High preassure acid leaching*)

Salah satu metode hidrometalurgi yang paling populer di industri untuk mengekstraksi nikel dan kobalt dari bijih limonit adalah HPAL yang mengekstraksi lebih banyak dari pada metode sebelumnya. Namun proses ekstraksi bijih bahan baku tidak boleh banyak mengandung magnesium dan aluminium karena akan meningkatkan konsumsi asam. Ukuran partikel akan mempengaruhi luas permukaan permukaan bijih yang akan bereaksi dengan *leaching agent*, penurunan ukuran partikel akan meningkatkan kontak partikel dengan *leaching agent* sehingga akan meningkatkan %yield yang dihasilkan menurut (kusuma dalam Prambodo, 2020) Bijih dilindih dalam *autoklaf* dengan asam sulfat pada temperatur 240-270°C. Hal ini menyebabkan sebagian besar bijih terlarut kedalam larutan. Temperature tinggi memastikan waktu reaksi berlangsung cepat (60-90 menit) dan mengendapkan sebagian besar besi terlarut sebagai hematit atau jarosite, dan aluminium sebagai alunite.

Selama proses HPAL, lebih dari 95% nikel dan 90% magnesium dan mangan dilarutkan ke dalam larutan karena kondisi pelindian yang agresif. Sebagian besar besi, aluminium, silika, dan kromium dilaporkan ke padatan, tetapi sejumlah kecil tetap dalam larutan yang membuat kompleksitas pemrosesan hilir.

Salah satu keuntungan utama proses HPAL adalah pengendapan besi sebagai hematit dan jarosite karena mengurangi konsumsi asam dan membuat besi mudah diendapkan dan dipisahkan dari larutan kaya nikel. Seperti yang ditunjukkan kemudian, kontrol besi dalam proses pelindian asam lainnya, seperti pelindian atmosfer dan timbunan, lebih sulit dan tidak menghasilkan regenerasi asam pada tingkat yang sama.

Bubur *autoklaf* buangan mengandung 5-7 g/L nikel dan 45-60 g/L asam sulfat bebas dalam larutan. Batu kapur menetralkan asam bebas ini dan besi hidroksida diendapkan sebelum pemisahan padat-cair (Kyle, 2010).

Setelah pemurnian larutan lebih lanjut, nikel dan kobalt kemudian diekstraksi dari cairan pelindian yang telah diklarifikasi dengan berbagai teknik untuk menghasilkan produk seperti campuran sulfida atau campuran hidroksida, atau produk yang lebih dimurnikan seperti logam dan oksida. Perolehan total nikel di tahap ini berkisar antara 90-95%.

Adapun perbandingan pembuatan nikel sulfida dapat dilihat pada tabel 1.6.

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Hidromelurgi Pengolahan Bijih Nikel Laterit Menjadi Nikel Sulfida

Kriteria	Jenis Proses		
	<i>Heap Leaching</i>	<i>Caron</i>	HPAL

<i>Raw Material</i>	Limonit	Saprolit	Limonit
<i>Pressure</i>	Atmosferik	Atmosferik	40-45 bar
<i>Temperature (°C)</i>	30-90	850	220-280
<i>Ni rec (%)</i>	65,5	> 90	95
<i>Co rec (%)</i>	57,1	> 80	90,5
<i>Capital Cost</i>	<i>Moderate</i>	<i>Very High</i>	<i>High</i>
<i>Operation Cost</i>	<i>Low</i>	<i>High</i>	<i>High</i>
<i>Leach time</i>	534 hari	120 menit	120 menit

Sumber : (Amaliah, 2023)

Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Proses Hidrometalurgi Pengolahan Bijih Laterit Menjadi Nikel Sulfida

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Heap Leaching</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Biaya modal yang relatif rendah di bandingkan dengan teknologi proses lainnya • Memerlukan energi yang kecil 	<ul style="list-style-type: none"> • Konsumsi asam yang lebih tinggi dan pelepasan logam yang lebih rendah dari pada HPAL waktu leaching lama • Recovery nikel rendah
<i>Caron</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Teknologinya dapat di terapkan pada bijih lateri dengan kadar rendah • Ammoniak bisa di <i>recycle</i> • Reagennya murah • Dapat menggunakan konstruksi material standar karena memiliki permasalahan korosi yang minim 	<ul style="list-style-type: none"> • Memerlukan energi yang besar • Recoveri nikel yang rendah. Limonit rendah karena memakai limonit dengan kadar Mg rendah
Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>HPAL</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Prosesnya dapat diaplikasikan pada bijih lateri kadar rendah 	<ul style="list-style-type: none"> • Proses ini tidak dapat di terapkan secara ekonomis pada bijih

-
- Keseluruhan ekstraksi nikel dan kobalt, bijihnya lebih baik dari pada proses lainnya dan dapat diperoleh kembali sebagai produk terpisah jika dibutuhkan .
 - *Recovery* nikel tinggi
 - Prosesnya dapat digunakan pada lingkungan air asin.
- saprolit yang mengandung konsentrasi nikel tinggi
 - Ekstraksi asam bertekanan tinggi sangat korosif dan membutuhkan bahan konstruksi dan perawatan yang ekstensif serta mahal.
-

Sumber : (Amaliah, 2023)

Berdasarkan data-data diatas, maka dapat disimpulkan bahwa proses hidrometalurgi dengan metode HPAL memiliki beberapa keunggulan dari berbagai sisi dibandingkan dengan proses *pyrometallurgy* dan metode lainnya pada proses hidrometalurgi. Jadi, proses yang digunakan untuk produksi komoditas nikel intermediate berupa nikel sulfida pada perncangan kali ini yaitu hidrometalurgi dengan metode HPAL.

1.4.5 Kegunaan Produk

Nikel sulfida digunakan sebagai bahan *intermediate* untuk menghasilkan logam nikel yang lebih murni, dan digunakan sebagai bahan baku untuk industri dibawahnya untuk menghasilkkan nikel melalui proses *roasting*.

Nikel biasanya digunakan sebagai bahan tambahan atau dicampur dengan logam lain. Namun, ia juga dapat digunakan sebagai logam utama, seperti dalam pembuatan baja tahan karat atau bajanir karat, yang dibuat dari campuran nikel dengan krom dan besi. Lebih dari 65% nikel digunakan dalam industri baja tahan karat, dan sekitar 12% digunakan dalam pembuatan alloy super atau nonferrous.

Karena produk yang dihasilkan dari industri logam nikel berfungsi sebagai bahan baku untuk berbagai kegiatan, industri ini memainkan peran penting dalam pembangunan dan kemajuan ekonomi nasional (Dwi Ardama Ferhi, 2019).



BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bijih laterit sebagai bahan baku dapat dilihat sebagai berikut.

1. Bijih Laterit

Wujud : Batuan (padatan)

Jenis : Laterit Saprolit

Specific gravity : 3,32

porositas : 0,708

Bulk density : 1,09 g/cm³

Absolut density : 3,73 g/cm³

Kadar air (basis basah) : 42-44%

Kekerasan : 3-4 mohs

Sumber : (Perry, 2008) & (D. Georgiu dan V. G. papangelakis, 1998)

Komposisi bijih laterit (basis kering):

Unsur	% kadar	Titik lebur (°C)
NiO	2,08	2075
CoO	0,24	1800
AlOOH	3,24	2000
FeOOH	81,33	1560
SiO ₂	13,11	1425

Sumber : (Perry, 2008)

2.1.2 Spesifikasi Bahan Penunjang

Spesifikasi bahan penunjang dalam pembuatan nikel sulfida dapat dilihat sebagai berikut.

1. Hidrogen Sulfida

Wujud	: Gas tak berwarna
Aroma	: Mirip telur busuk (pada konsentrasi 0,13-30 ppm)
Rumus molekul	: H_2S
Berat molekul	: 34,081 g/mol
Titik didih	: $-60,2^{\circ}C$
Titik lebur	: $-82,9^{\circ}C$
Temperatur kritis	: $100,38^{\circ}C$
Tekanan kritis	: 8,963 Mpa

Sumber : (MSDS, 2017)

2. Asam Sulfat

Wujud : Cairan, tidak berwarna

Aroma	: Tidak berbau
Rumus molekul	: H_2SO_4
Berat molekul	: 98,08 g/mol
Titik didih	: 340 °C
Titik lebur	: 10,49 °C
Temperatur kritis	: 654 °C
Tekanan kritis	: 45,4 atm
Densitas pada 30°C	: 1,8261 kg/L
pH	: 0,3

(Putri, 2019)

Adapun sifat kimia dari bahan penunjang dapat sebagai berikut.

1. Asam Sulfat (H_2SO_4)

- Merupakan asam bervalensi dua yang sangat reaktif dan korosif.
- Mempunyai afinitas yang sangat tinggi terhadap air

2. Hidrogen Sulfida (H_2S)

- Bisa terbakar dan meledak pada konsentrasi LEL (*Lower Explosive Limit*) 4,3% (43000 ppm) sampai UEL (*Upper Explosive Limit*) 46% (46000 ppm), dengan nyala api berwarna pada temperature 260°C.
- H_2S bersifat korosif sehingga dapat mengakibatkan karat pada peralatan logam.
- H_2S mudah larut ketika bercampur dengan air (daya larut dalam air 437 ml/100 ml air pada 0°C dan 186 ml/100 ml air pada 40°C).

Sumber : (Kirk and Othmer, 2004)

2.1.3 Spesifikasi Produk

Sifat fisik produk nikel sulfida dapat dilihat sebagai berikut.

1. Nikel Sulfida

Sifat fisik dan kimia produk nikel sulfida dapat dilihat sebagai berikut.

Wujud : Padatan, hijau tua - hitam

Rumus molekul : NiS

Titik lebur : 797 °C

Temperatur kritis : 1100,38 °C

Tekanan kritis : 8,963 Mpa

Sifat kimia : Uap dan debu yang dihasilkan pada nikel sulfida beresiko karsinogenik.

Sumber : (Perry, 2008) & (Kirk and Othmer, 2004)

2.1 Konsep Proses

Proses yang digunakan pada pembuatan nikel sulfida dengan bahan baku bijih laterit terdiri dari tiga tahapan proses, yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan produk
3. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

2.2 Langkah Proses

1. Tahap persiapan bahan baku

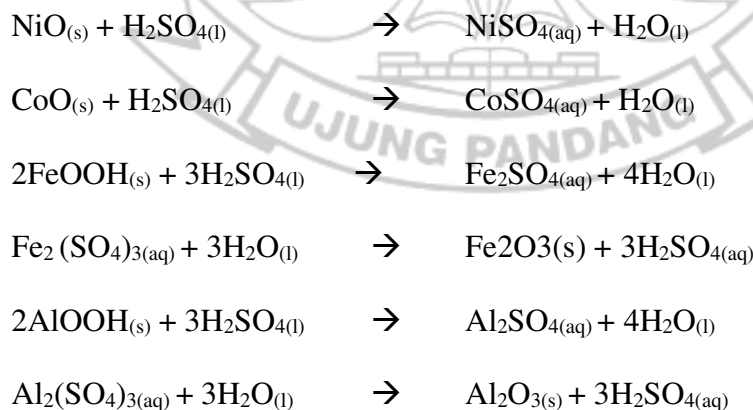
Bahan baku utama pabrik ini adalah bijih laterit yang di kirim dari PT. Antam Tbk dengan ukuran partikel yang berukuran 320 mesh disimpan dalam ruang penyimpanan. Umpan bijih laterit kemudian dialirkan menuju M-01 untuk

dicampurkan dengan air sebanyak 3:7, dimana 3 untuk bijih laterit dan 7 untuk air (Pratama I. F., 2015). Pencampuran bijih laterit dengan air untuk membentuk larutan slurry, selanjutnya dipanaskan terlebih dahulu pada H-01 dengan kondisi operasi yang bersuhu 250°C dan tekanan 1 bar sebelum memasuki reaktor.

2. Tahap pembentukan Produk

Sementara itu untuk proses ekstraksi bijih laterit, H₂SO₄ 98% sebelum diumpangkan masuk ke reaktor (R-01) mengalami pemanasan awal pada kondisi 250°C dan tekanan 1 bar. Kemudian H₂SO₄ dialirkan bersamaan dengan slurry bijih laterit ke dalam R-01 pada kondisi operasi suhu 270°C dan tekanan 40 bar dengan rasio pelarut asam/slurry yaitu 0.5 dari massa Slurry (Ayse Ucyildiz, 2016), selama 2 jam.

Di dalam R-01 terjadi reaksi antara NiO, CoO, FeOOH, dan AlOOH yang terkandung pada bijih laterit dengan H₂SO₄. SiO₂ sebagai *impurities* pada bijih laterit bersifat inert sehingga tidak bereaksi. Reaksi yang terjadi antara H₂SO₄ dan slurry bijih laterit dapat dilihat sebagai berikut (Ayse Ucyildiz, 2016).



Dalam proses yang terjadi pada R-01, kandungan logam Fe dan Al akan mengalami pengendapan (*Presipitation*) membentuk oksida padat dan sulfat

terlarut. Sementara nikel dan kobalt akan terlarut secara sempurna. Setelah proses pelarutan logam, ion Fe dan Al mengalami hidrolisis secara cepat sehingga membentuk endapan. Reaksi presipitasi ini dapat meregenerasi asam yang digunakan selama proses reaksi. Output reaktor R-01 kemudian dialirkan melalui cooler (C-01), output dari C-01 dipisahkan dari cairannya dengan menggunakan *filter press* (FP-01) pada kondisi operasi 30°C dan tekanan 1 bar. Komponen bijih laterit yang tidak bereaksi dengan ekstraktan dan komponen dengan bentuk *cake* berupa produk samping yang terdiri dari FeOOH, AlOOH, SiO₂, dan *impurities* lainnya diumpunkan ke dalam Rotary Dryer (RD-01) pada kondisi operasi 100°C. Output dari RD-01 berupa padatan FeOOH dan Impurities Lainnya, kemudian simpan pada WH-02 berupa penyimpanan produk samping FeOOH.

Kemudian filtrat yang mengandung NiSO₄, CoSO₄, H₂O, H₂SO₄ dan *impurities* lainnya dilewatkan pada H-03 pada kondisi operasi 60°C dan tekanan 1 bar sebagai pemanasan awal sebelum masuk ke R-02. Kemudian untuk mereaksikan H₂S dan filtrat bijih laterit yang berlangsung pada R-02. Mula-mula H₂S dialirkan menuju H-04 sebagai pemanasan awal pada kondisi operasi 60°C dan tekanan 1 bar. Tahap selanjutnya, mengumpankan filtrat bijih laterit dan H₂S kedalam reaktor R-02 untuk direaksikan dengan kondisi operasi 90°C dan tekanan 3 bar. Kemudian dialirkaan ke C-02 untuk didinginkan hingga mencapai kondisi operasi 30°C dan tekanan 1 bar.

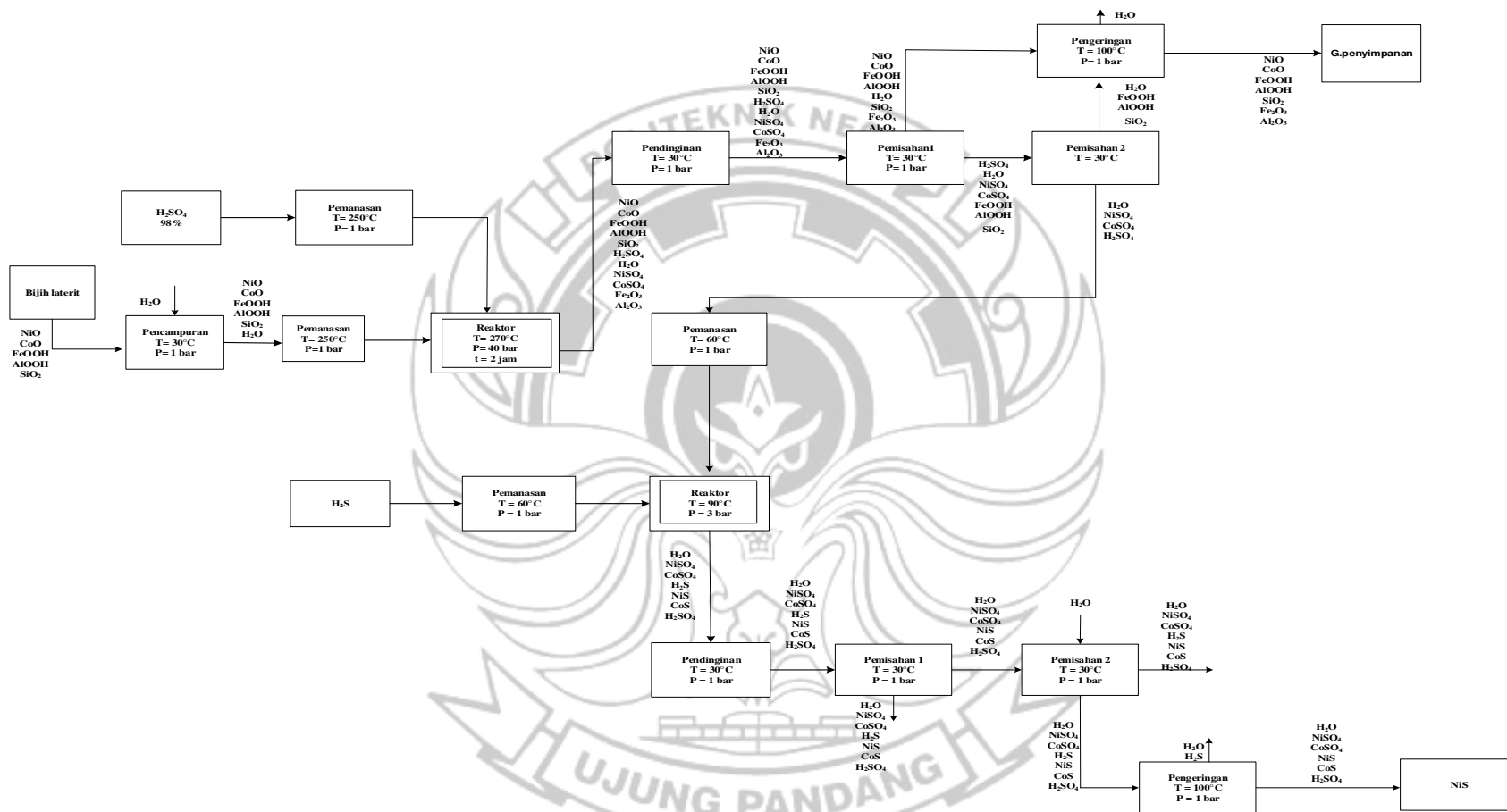
3. Tahap pembentukan dan pemurnian produk

Aliran output dari C-02 diumpankan menuju *Thickener* (TH-01) dengan kondisi operasi 30°C dan tekanan 1 bar. Pada tahap ini diperoleh hasil produk dari

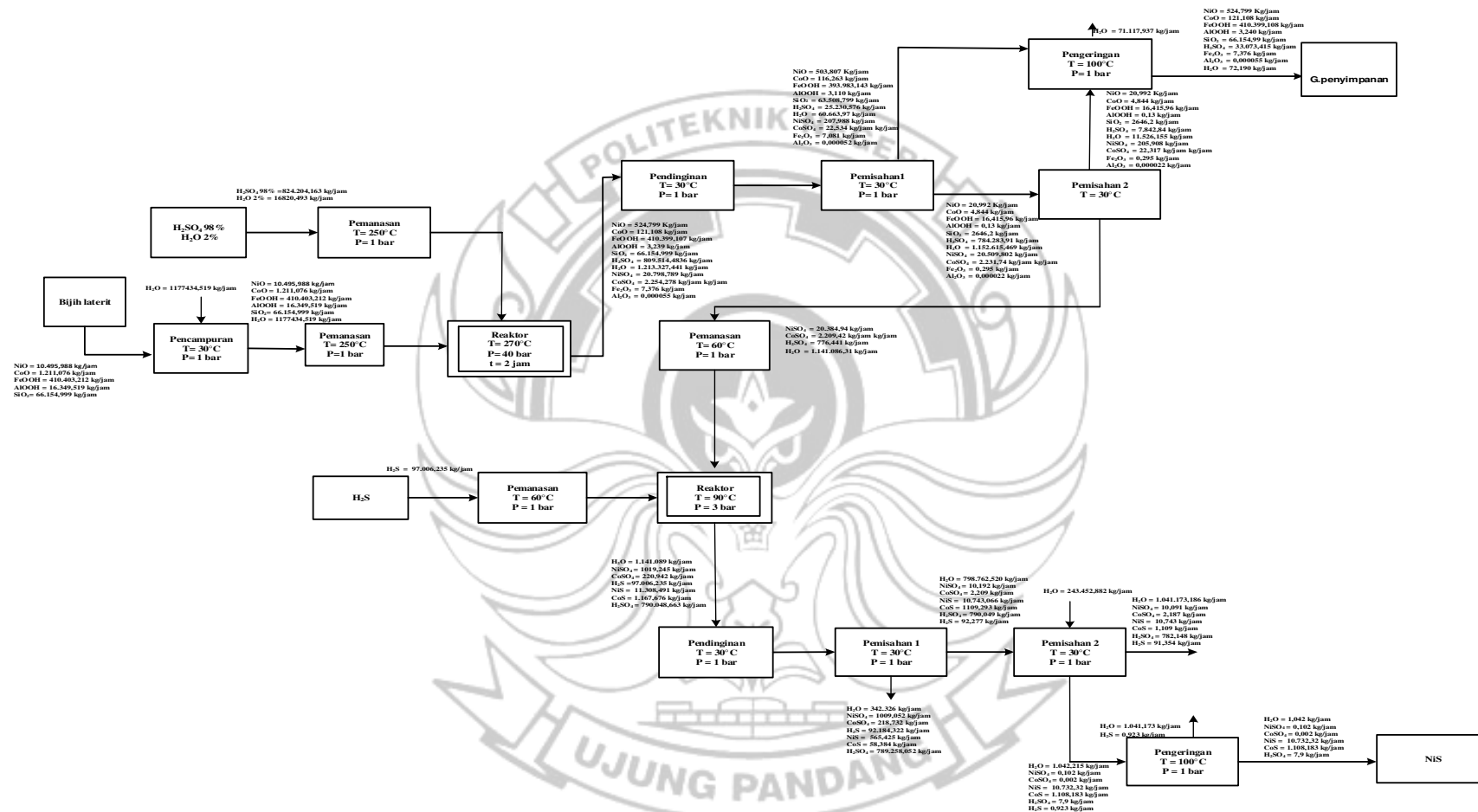
reaksi pada R-02. Kemudian pada TH-01 dipisahkan berdasarkan berat jenis, dimana NiS dan CoS berupa produk mempunyai berat jenis lebih besar karena dalam fasa *solid*. Output dari CS-01 berupa padatan kemudian dialirkan kedalam *Centrifuger separator* (CS-01) untuk memisahkan komponen pengotor yang terbawa dalam produk NiS. Selanjutnya pada proses pemisahan yang berlangsung pada CS-01, ditambahkan umpan air pencuci dengan perbandingan 1:1. Hasil buangan dari produk pada CS-01 yang berupa fasa cair limbah proses dialirkan menuju IPAL. Sedangkan produk utama dari DS-01 berupa padatan diumpankan menuju *rotary dryer* (RD-01) untuk menghilangkan kadar air dan konsentrat lainnya, proses berlangsung pada kondisi operasi 100°C dan tekanan 1 bar. Kemudian diperoleh produk akhir pada proses ini berupa NiS yang diumpankan menuju Gudangn penyimpanan NiS (WH-03).

2.3 Diagram Alir

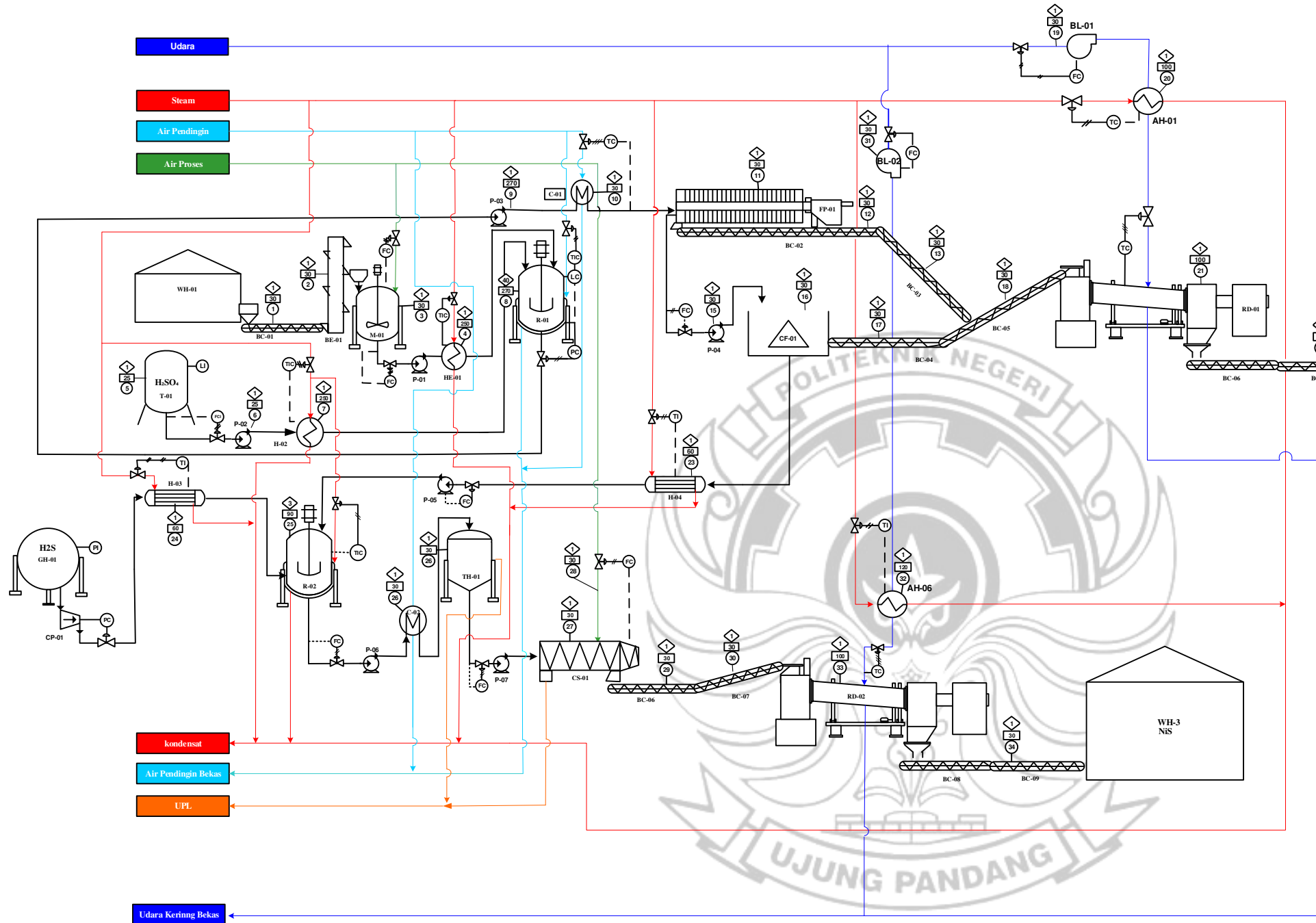
Diagram alir kualitatif dan kuantitaif pra Prarancangan pembuatan nikel sulfida dari bijih laterit dapat dilihat pada gambar 2.1. dan 2.2



Gambar 2.1 Diagram Alir kualitatif



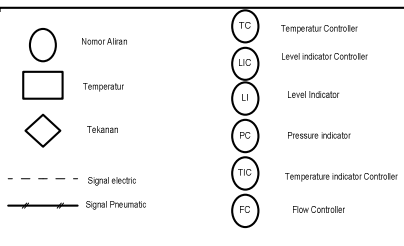
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif



Keterangan Gambar	
BC-01	Belt Conveyor
BC-02	Belt Conveyor
BC-03	Belt Conveyor
BC-04	Belt Conveyor
BC-05	Belt Conveyor
BC-06	Belt Conveyor
BC-07	Belt Conveyor
BC-08	Belt Conveyor
BE-01	Bucket Elevator
CF-01	Centrifuge
TH-01	Thickener
BL-01	Blower
BL-02	Blower
FP-01	Filter Press
R-01	Reaktor
R-02	Reaktor
WH-01	WareHouse bijih laterit
WH-02	WareHouse FeOOH
WH-03	WareHouse NiS
T-01	Tangki H2SO4
GH-01	Tangki H2SO4
RD-01	Rotary Dryer-01
RD-02	Rotary Dryer-02
H-01	Heater
H-02	Heater
H-03	Heater
H-04	Heater
AH-01	Air Heater
AH-02	Air Heater
CP-01	Compressor
C-01	Cooler
C-02	Cooler
CS-01	Centrifuge separator
P-01	Pompa
P-02	Pompa
P-03	Pompa
P-04	Pompa
P-05	Pompa
P-06	Pompa
P-07	Pompa
Digambar :	1. Nurul Muasyarah (43120058) 2. Amirullah (43120078)
Diperiksa :	1. Lasire, S.T., M.Si. 2. Muhammad Saleh, S.T., M.Si.

Gambar 2.3 Flowsheet Prarancangan Pabrik Nikel Sulfida Dari Bijih Laterit Melalui Proses Hidrometalurgi

Komponen	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F21 (F6+F8)	F22	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	F20	F24	
NiO	10495.99		10496		524.7993855	503.8074101	20.99197542	20.99197542		524.799			524.7993855											
CoO	1211.076		1211.08		121.1075505	116.2632485	4.84430202	4.84430202		121.108			121.1075505											
FeOOH	410403.2		410403		410399.1077	393983.1434	16415.96431	16415.96431		410399.108			410399.1077											
AOOH	16349.52		16349.5		3.23998461	3.110385225	0.129599384	0.129599384		3.240			3.23998461											
SiO2	66155		66155		66154.99946	63508.79948	2646.199978	2646.199978		66155.00			66154.99946											
H2SO4				824204.163	809514.4836	25230.57623	784283.9074	7842.839074	776441.0683	33073.42			7.376233888	790048.6626	790.048663	342326.794			782.1481759	7.90049			7.90049	
H2O		1177435	1177435	16820.4931	1213279.441	60663.97204	1152615.469	11526.15469	1141089.314	72190.13		72117.9366	5.50728E-05	1141089.314	798762.52	789258.614	243453		1041173.186	1042.22		1041.17	1.04222	
NiSO4					20798.78943	207.9878943	20590.80154	205.9080154	20384.89352	413.8959097			33073.4153	1019.244676	10.1924468	1009.05223			10.09052229	0.10192			0.10192	
CoSO4					2254.278358	22.54278358	2231.735574	22.31735574	2209.418218	44.86013932			72.19012673	220.9418218	2.20941822	218.732404			2.187324036	0.02209			0.02209	
Fe2O3					7.376233888	7.081184533	0.295049356	0.295049356		7.376233888														
Al2O3					5.50728E-05	5.28699E-05	2.20291E-06	2.20291E-06		5.50728E-05			510814.9919											
NiS														11308.49084	10743.0663	565.424542				1108.18			10732.3	
CoS														1167.676459	1109.29264	58.3838229				1042.22			1108.18	
H2S														97006.2	92276.59839	92.2765984	92184.3218			91.35383241	0.92277		0.92277	
udara kering										858546.864	858546.864										12394.9	12394.9		
Total	504614.8	1177435	1682049	841024.656	2523057.623	544247.2841	1978810.339	38685.64435	1940124.694	582932.928	858546.864	930664.801	1021171.228	97006.2	2037130.929	811509.606	1225621.32	243453	1042058.966	3201.56	12394.9	13437	11849.6	



BAB III NERACA MASSA

Neraca massa merupakan keterangan yang dapat menunjukkan banyaknya massa dan panas yang masuk, keluar dan terakumulasi pada setiap peralatan proses. Neraca massa ini berguna untuk menentukan spesifikasi dan ukuran dari peralatan yang digunakan.

Berdasarkan perhitungan neraca massa pada Lampiran A, diperoleh neraca massa sebenarnya untuk masing-masing peralatan yang digunakan.

$$\text{Kapasitas produksi} = 85.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi/jam} &= 85.000 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 10.732,32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi/hari} &= 85.000 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \\ &= 257.575,76 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Operasi pabrik} = 330 \text{ hari/tahun}$$

$$\text{Basis perhitungan} = 100 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas produksi basis} = 2,1289 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Faktor pengali} = 5.041 \text{ kg/jam}$$

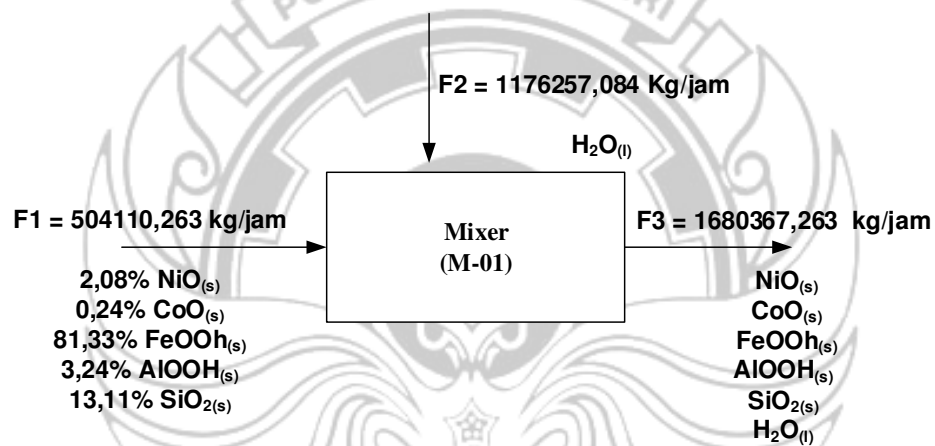
Bahan baku yang dibutuhkan untuk kapasitas 85.000 ton/tahun = 504.111,179 kg/jam.

3.1 Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampurkan padatan atau bahan baku dengan air untuk menjadikan produksi dalam bentuk *slurry*.

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Umpan : 504.111,179 kg/jam



Gambar 3.1 Diagram Alir Mixer (M-01)

Tabel 3. 1 Neraca Massa Total Mixer (M-01)

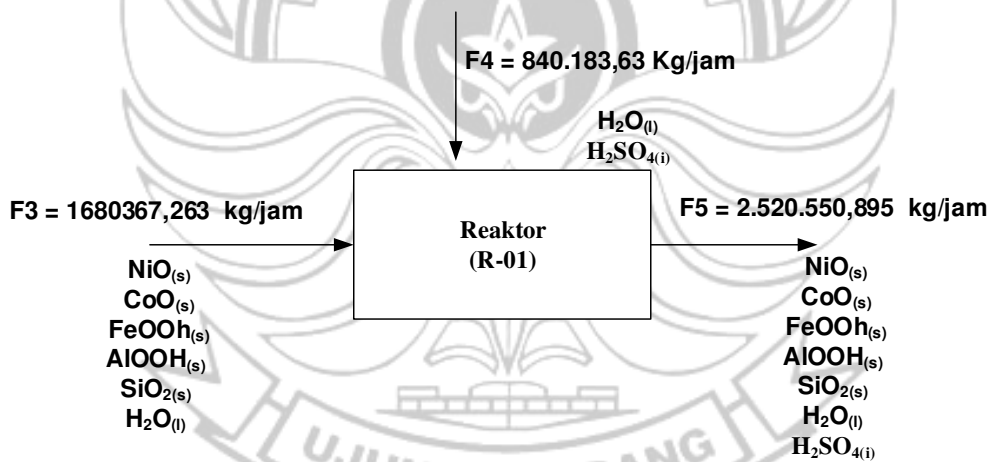
Komponen	Masuk		Keluar
	F1	F2	F3
	Berat (Kg)	Berat (Kg)	Berat (Kg)
NiO	10.485,49	0	10.485,49
CoO	1.209,86	0	1.209,86
FeOOH	409.992,81	0	409.992,81
AlOOH	16.333,17	0	16.333,17
SiO ₂	66.088,84	0	66.088,84
H ₂ O	0	1.176.257,08	1.176.257,08
Sub Total	504.110,18	1.176.257,08	1.680.367,263
Total	1680367,263		1.680.367,263

3.2 Reaktor NiSO₄ (R-01)

Fungsi : Mereaksikan NiO dan CoO yang terdapat pada bahan baku bijih laterit dengan H₂SO₄ untuk menghasilkan produk NiSO₄ dan CoSO₄.

Kondisi operasi :

- Temperatur : 250 °C
- Tekanan : 40 bar
- Konversi NiO : 95% (Ayse Ucyildiz, 2016)
- Konversi CoO : 90% (D. Georgiu dan V. G. papangelakis, 1998)
- Perbandingan H₂SO₄ 0,5 dari massa slurry laterit



Gambar 3.2 Diagram Alir Reaktor (R-01)

Tabel 3.2 Neraca Massa Total Reaktor NiSO₄ (R-01)

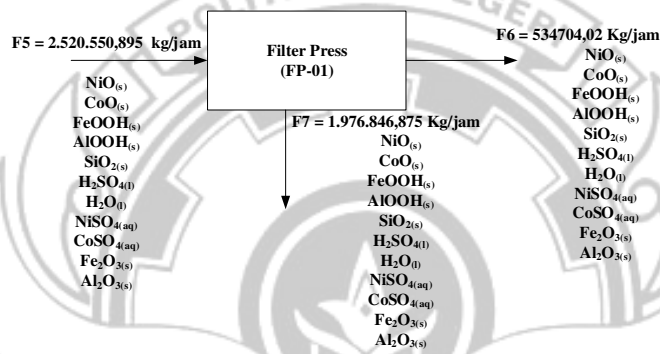
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F3		F4		F5	
		kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)
NiO	73,70	142,273	10.485.492	0	0	7,114	524,275
CoO	74,92	16,149	1.209,864	0	0	1,615	120,986
FeOOH	88,827	4.615,633	409.992,809	0	0	4.615,587	409988,709
AlOOH	59,967	272,369	16.333,170	0	0	0,054	3,240
SiO ₂	64,04	1.031,993	66.088,844	0	0	1.031,993	66088,84
H ₂ SO ₄	98,034	0	0	8.398,922	82.337,959	8.249,230	808704,97
H ₂ O	18,004	65.333,097	1.176.257,084	933,330	16.803,673	67.322,955	1212082,49
NiSO ₄	153,73	0	0	0	0	135,159	20777,99
CoSO ₄	154,95	0	0	0	0	14,534	2252,02
Fe ₂ O ₃	159,65	0	0	0	0	0,0462	7,369
Al ₂ O ₃	101,93	0	0	0	0	5,403E-07	5,50728E-05
Sub Total			1.680.367,263		840.183,63		2.520.550,895
Total			2.520.550,895				2.520.550,895

3.3 Filter Press (FP-01)

Fungsi : Memisahkan komponen padatan (bahan yang tidak bereaksi) dengan hasil *leaching* yang telah dihasilkan dari proses reaktor ekstraksi (R-01).

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 3 bar
- Efisiensi : 96% (M Dhimas Ismuaji, 2022)



Gambar 3.3 Diagram Alir *Filter Press* 1 (FP-01)

Tabel 3.3 Neraca Massa Total Filter Press (FP-01)

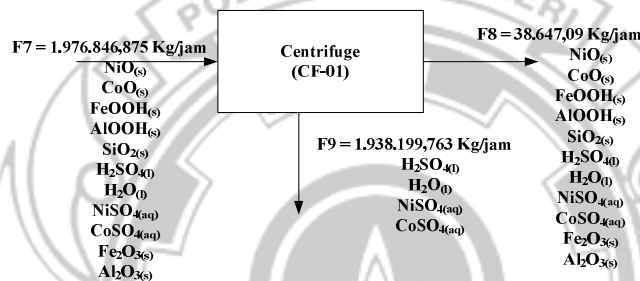
Komponen	Masuk		Keluar
	F5	F6	F7
	Berat (Kg/jam)	Berat(Kg/jam)	Berat (Kg/jam)
NiO	524,275	503,304	20,971
CoO	120,986	116,147	4,839
FeOOH	409.988,709	393.589,160	16.399,548
AlOOH	3,240	3,110	0,130
SiO ₂	66.088,844	63.445,291	2.643,554
H ₂ SO ₄	808.704,969	25.205,509	783.499,460
H ₂ O	121.2082,488	60.604,124	1.151.478,364
NiSO ₄	20.777,991	207,780	20.570,211
CoSO ₄	2.252,024	22,520	2.229,504
Fe ₂ O ₃	7,369	7,074	0,295
Al ₂ O ₃	5,50728E-05	5,28699E-05	2,20291E-06
sub total	2.520.550,895	543.704,0196	1.976.846,875
Total	2.520.550,895	2.520.550,895	

3.4 Centrifuge (CF-01)

Fungsi : Memisahkan komponen padatan (bahan yang tidak bereaksi) dengan hasil *leaching* yang telah dihasilkan dari proses reaktor ekstraksi (R-01).

Kondisi operasi :

- Efisiensi : 99%
- Temperatur : 100°C
- Tekanan : 1 atm



Gambar 3.4 Diagram Alir *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 3.4 Neraca Massa Total *Centrifuge* (CF-01)

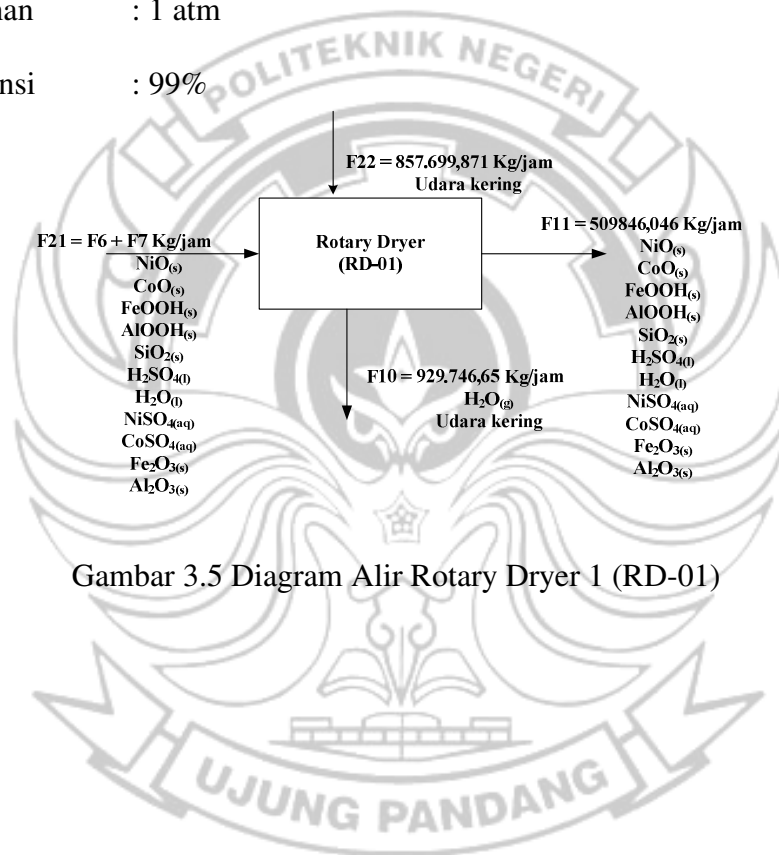
Komponen	Masuk		Keluar
	F7	F8	F9
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiO	20,971	20,971	0
CoO	4,839	4,839	0
FeOOH	16.399,548	16.399,548	0
AlOOH	0,130	0,130	0
SiO ₂	2.643,554	2.643,554	0
H ₂ SO ₄	783.499,460	7.834,995	775.664,47
H ₂ O	1.151.478,364	11.514,784	1.139.963,58
NiSO ₄	20.570,211	205,702	20.364,51
CoSO ₄	2.229,504	22,295	2.207,21
Fe ₂ O ₃	0,29475	0,295	0
Al ₂ O ₃	2,20291E-06	2,20291E-06	0
Sub total	1.976.846,875	38.647,1123	1.938.199,763
Total	1.976.846,875	1.976.846,875	

3.5 Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Memisahkan komponen padatan (bahan yang tidak bereaksi) dengan hasil *leaching* yang telah dihasilkan dari proses reaktor ekstraksi (R-01).

Kondisi operasi :

- Temperatur : 100°C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 99%



Gambar 3.5 Diagram Alir Rotary Dryer 1 (RD-01)

Tabel 3.5 Neraca Massa *Rotary Dryer* 1 (RD-01)

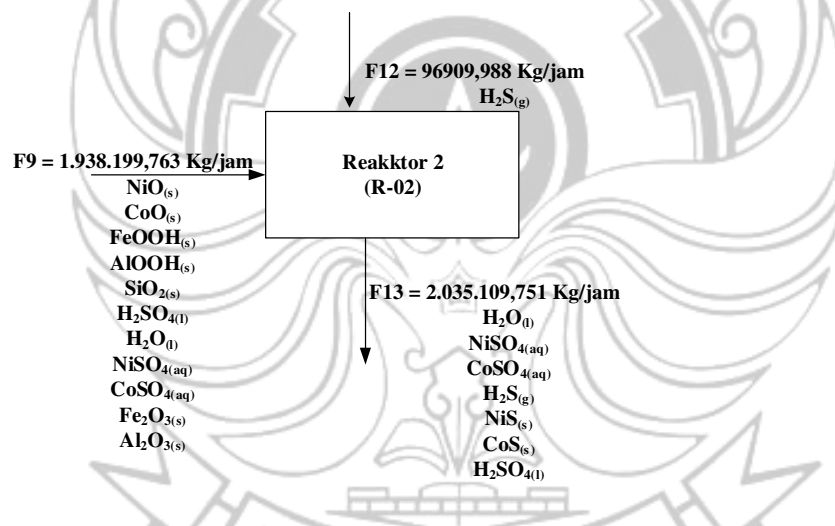
Komponen	Masuk			Keluar	
	F21		F22	F10	F11
	F6	F8			
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (Kg/jam)
NiO	503,304	20,971	0	0	524,275
CoO	116,147	4,839	0	0	120,986
FeOOH	393.589,160	16.399,548	0	0	409.988,709
AlOOH	3,110	0,130	0	0	3,240
SiO2	63.445,291	2.643,554	0	0	66.088,844
Fe2O3	7,074	0,295	0	0	7,369
Al2O3	5,28699E-05	2,20291E-06	0	0	5,50728E-05
H2SO4	25.205,509	7.834,995	0	0	33.040,504
H2O	60.604,124	11.514,784	0	72.046,789	72,119
Udara kering	0	0	857.699,871	857.699,871	0
Sub total	543.473,7194	38.419,11516	857.699,871	929.746,660	509.846,045
Total		1.439.592,705		1.439.592,705	

3.6 Reaktor NiS (R-02)

Fungsi : Mereaksikan NiSO_4 dengan H_2S untuk mendapatkan produk NiS

Kondisi operasi :

- Temperatur : 250 °C
- Tekanan : 45 bar
- Konversi NiSO_4 : 95% (Man Jiang Dkk,2013)
- Konversi CoSO_4 : 90%



Gambar 3.6 Diagram Alir Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.6 Neraca Massa Total Reaktor (R-02)

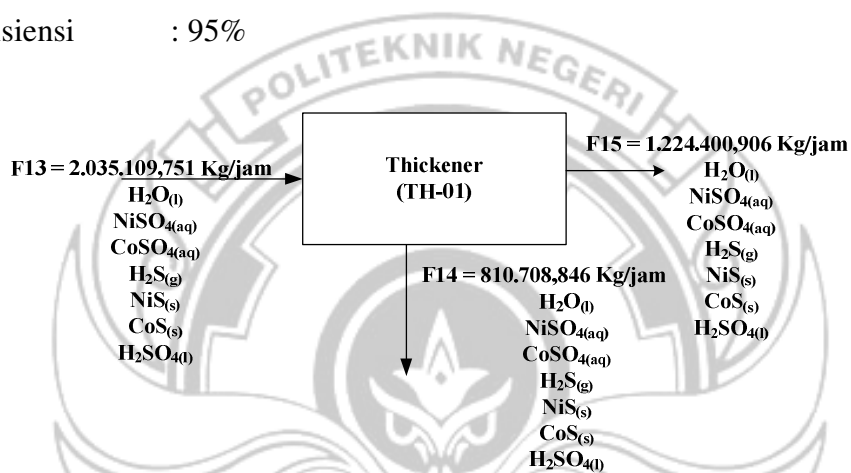
Komponen	Masuk				Keluar		
	BM	F9		F12		F13	
		kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)
NiSO ₄	153,73	132,469	20364,509	0	0	6,623	1018,225
CoSO ₄	154,95	14,245	2207,209	0	0	1,424	220,721
H ₂ SO ₄	98,034	7912,198	775664,466	0	0	8050,865	789258,452
NiS	89,77	0	0	0	0	125,846	11297,182
CoS	90,99	0	0	0	0	12,820	1166,509
H ₂ O	18,004	63317,240	1139963,58	0	0	63317,240	1139963,580
H ₂ S	34,074	0	0	2844,104	96909,988	2705,438	92185,081
Sub total			1938199,763		96909,988		2035109,751
Total			2035109,751			2035109,751	

3.7 Thickener (TH-01)

Fungsi : Memisahkan komponen padatan NiS dengan H₂SO₄ berdasarkan perbedaan massa jenis

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 95%



Gambar 3.7 Diagram Alir Thickener (TH-01)

Tabel 3.7 Neraca Massa Total Thickener (TH-01)

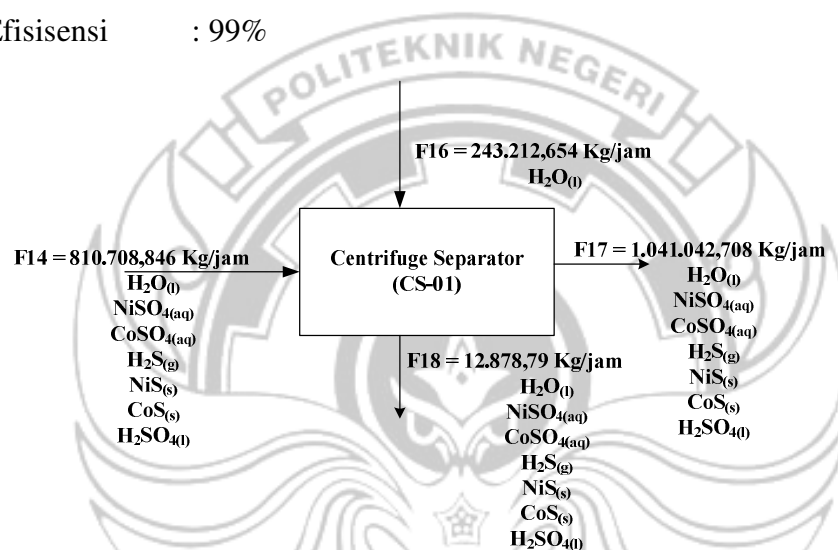
Komponen	Masuk		Keluar
	F13	F14	F15
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiSO ₄	1.018,225	10,182	1.008,043
CoSO ₄	220,721	2,207	218,514
H ₂ SO ₄	789.258,452	789,258	788.469,194
NiS	11.297,182	10.732,323	564,859
CoS	1.166,509	1.108,183	58,325
H ₂ O	1.139.963,580	797.974,506	341.989,074
H ₂ S	92.185,081	92,185	92.092,896
Sub Total	2.035.109,751	810.708,846	1.224.400,906
Total	2.035.109,751		2.035.109,751

3.8 Sentrifuge Separator (CS-01)

Fungsi : Memisahkan komponen pengotor yang terikut dalam produk NiS

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 99%



Gambar 3.8 Diagram Alir Sentrifuge Separator (CS-01)

Tabel 3.8 Neraca Massa Total Centrifuge Separator (CS-01)

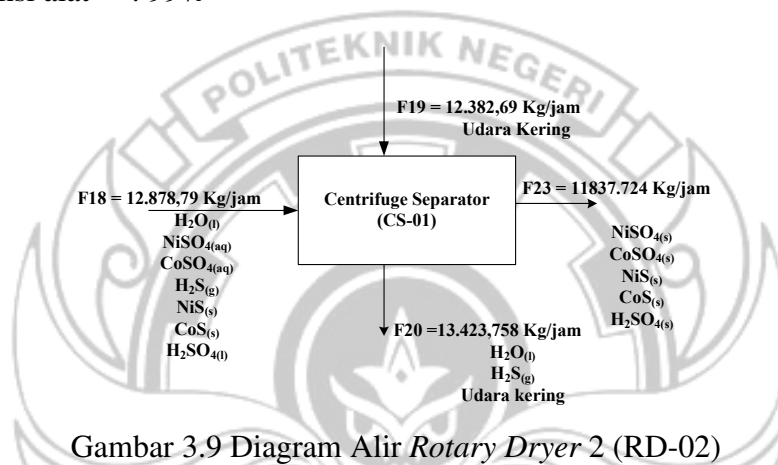
Komponen	Masuk		Keluar	
	F14	F16	F17	F18
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiSO ₄	10,182	0	10,080	0,102
CoSO ₄	2,207	0	2,185	0,022
H ₂ SO ₄	789,258	0	781,366	7,893
NiS	10,732,323	0	10,732	10,721,591
CoS	1,108,183	0	1,108	1,107,075
H ₂ O	797,974,506	243,212,6537	1,040,145,973	1,041,187
H ₂ S	92,185	0	91,263	0,922
Sub total	810,708,8456	243,212,6537	1,041,042,708	12,878,792
Total	1.053.921,499		1.053.921,499	

3.9 Rotary Dryer 2 (RD-02)

Fungsi : Mereaksikan NiSO_4 dengan H_2S untuk mendapatkan produk NiS

Kondisi operasi :

- Temperatur : 100 °C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi alat : 99%



Gambar 3.9 Diagram Alir Rotary Dryer 2 (RD-02)

Tabel 3.9 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-02)

Komponen	Masuk		Keluar	
	F18 Berat (kg/jam)	F19 Berat (kg/jam)	F20 Berat (kg/jam)	F23 Berat (kg/jam)
NiSO_4	0,102	0	0	0,102
CoSO_4	0,022	0	0	0,022
H_2SO_4	7,893	0	0	7,893
NiS	10721,591	0	0	10721,591
CoS	1107,075	0	0	1107,075
H_2O	1041,187	0	1040,146	1,041
H_2S	0,922	0	0,922	0
Udara kering	0	12382,690	12382,690	0
Sub total	12878,792	12382,690	13423,758	11837,724
Total	25261,482		25261,482	

BAB IV NERACA PANAS

Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh masing-masing alat sebagai berikut:

4.1 Heater Bijih Laterit (H-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C : 303 k
- Temperatur keluar (2) : 250 °C : 523 k
- Temperatur referensi : 25 °C : 298 k
- Laju alir massa : 1.682.049,31kg/jam

Tabel 4.1 Neraca Panas Total *Heater* Bijih Laterit (H-01)

Panas masuk (kj/jam)		Panas keluar (kj/jam)	
Q in	26930564,73	Q out	1211875413
Qs	1186291376	Qloss	1346528,236
Total	1213221941		1213221941

4.2 Heater H₂SO₄ (H-02)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 25 °C : 298 k
- Temperatur keluar (2) : 250 °C : 523 k
- Temperatur referensi : 25 °C : 298 k
- Laju alir massa : 841024,6563 kg/jam

Tabel 4.2 Panas Total *Heater* H₂SO₄ (H-02)

Panas keluar (kj/jam)		Panas keluar (kj/jam)	
Q in	0	Q out	173448720
Qs	173448720	Qloss	0
Total	173448720		173448720

4.3 Reaktor NiSO₄ (R-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 250 °C : 523 k
- Temperatur keluar (2) : 270 °C : 543 k
- Temperatur referensi : 25 °C : 298 k
- Laju alir massa : 2.523.057,62 kg/jam

Tabel 4.3 Neraca Panas Total Reaktor NiSO₄ (R-01)

Aliran Energi	Q in (kj/jam)	Q out (kj/jam)
Q 1	1211875413	
Q2	173448720	
Q 3		1523160619
Q rekasi		15851527.16
Qp	153688013	
Total	1539012146	1539012146

4.4 Cooler NiSO₄ (C-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 270 °C
- Temperatur keluar (2) : 30 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Laju alir massa : 2.523.057,62 kg/jam

Tabel 4.4 Neraca Panas Total Cooler NiSO₄ (C-01)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q 6	1523160619	0
Q 7	0	31084910,58
Qcw in	149207570,8	0
Q cw out	0	1641283279
Total	1672368189	1672368189

4.5 *Filter Press 1 (FP-01)*

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C
- Temperatur keluar (2) : 30 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Laju alir massa : 2.523.057,62 kg/jam

Tabel 4.5 Neraca Panas Total Filter Press (FP-01)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q 7	31084910.58	0
Q 8	0	3504219.619
Q 9	0	27580690.97
Total	31084910.58	31084910.58

4.6 *Centrifuge (CF-01)*

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C
- Temperatur keluar (2) : 30 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Laju alir massa : 1.978.810,339 kg/jam

Tabel 4.6 Neraca Panas Total *Centrifuge* (CF-01)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q 9	27580690,97	0
Q 10	0	363603,9995
Q 11	0	27217086,97
otal	27580690,97	27580690,97

4.7 Rotary Dryer 1 (RD-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C
- Temperatur keluar (2) : 50 °C
- Temperatur udara masuk (T_g in) : 100 °C
- Temperatur udara keluar (T_g out) : 60 °C
- Laju alir massa : 582932,9285 kg/jam

Tabel 4.7 Neraca Panas Total Rotary Dryer (RD-01)

Aliran energi	Masuk	Keluar
Q in	3867823,619	
Q out		11802793,7
Qg in	1591019023	
Qg out		1597702481
Qloss	14618428,55	
Total	1609505275	1609505275

4.8 Air Heater (AH-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C
- Temperatur keluar (2) : 100 °C
- Temperatur steam masuk (T_s in) : 160 °C
- Laju alir massa : 840631,60 kg/jam

Tabel 4.8 Neraca Panas Total Air Heater (AH-01)

Aliran energi	Masuk	Keluar
Qs in	2101438033	
Qs out		514711744,9
Q udara in (Q_{23})	4292734,322	
Q udara Out (Q_{24})		1591019023
Total	2105730768	2105730768

4.9 Heater H₂S (H-03)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C
- Temperatur keluar (2) : 60 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Temperatur steam : 120 °C
- Laju alir massa : 97006,23471 kg/jam

Tabel 4.9 Neraca Panas Total Heater H₂S (HE-03)

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q in	488426,3918	
Q out		3418984,742
Q steam	2930558,351	
Total	3418984,742	3418984,742

4.10 Heater NiSO₄ (H-04)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (1) : 30 °C
- Temperatur keluar (2) : 60 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Temperatur steam : 120 °C
- Laju alir massa : 1940124,694 kg/jam

Tabel 4.10 Neraca Panas Total Heater NiSO₄ (H-04)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q in	27217086,97	
Q out		190519608,8
Q steam	163302521,8	
Total	190519608,8	190519608,8

4.11 Reaktor NiS (R-02)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (T1) : 60 °C
- Temperatur keluar (T2) : 90 °C
- Temperatur steam : 120 °C
- Laju alir massa : 2037130,929 kg/jam

Tabel 4.11 Neraca Panas Total Reaktor NiS (R-02)

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar(Kj/jam)
Q in	193938593,5	
Qout		184216471,6
Qs	153626763,6	
ΔHr		163348885,5
Total	347565357,2	347565357,2

4.12 Cooler (C-02)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (T₁) : 90 °C
- Temperatur keluar (T₂) : 30 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Laju alir massa : 2037130,929 kg/jam

Tabel 4.12 Neraca Panas Total Cooler (C-02)

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q in	184216471,6	
Qout		14170497,82
Qcw in	42511493,45	
Qcw out		212557467,2
Total	226727965,1	226727965,1

4.13 *Thickener* (TH-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (T_{in}) : 30 °C
- Temperatur keluar (T_{out}) : 30 °C
- Temperatur referensi : 25 °C
- Laju alir massa : 2037130,929 kg/jam

Tabel 4.13 Neraca Panas Total *Thickener* (TH-01)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q 17	27780250,8	
Q18		16798105,76
Q19		10982145,03
Total	27780250,8	27780250,8

4.14 *Centrifuge separator* (CS-01)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (T_{in}) : 30 °C
- Temperatur keluar (T_{out}) : 30 °C
- Temperatur referensi (T_{ref}) : 25 °C
- Laju alir massa : 1054962.488 kg/jam

Tabel 4.14 Neraca Panas Total *Centrifuge Separator* (CS-01)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q19	16798105,76	
Q20	5088165,229	
Q21		21764441,288
Q22		121829,7057
Total	21886270,99	21886270,99

4.15 Rotary Dryer 2 (RD-02)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (T_{in}) : 30 °C
- Temperatur keluar (T_{out}) : 50 °C
- T_g in : 100 °C
- T_g out : 60 °C
- Laju alir massa : 12891,669 kg/jam

Tabel 4.15 Neraca Panas Total Rotary Dryer 2 (RD-02)

Aliran Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
Qg in	19333391,3	
Qg out		18754764,2
Q in	121829,706	
Q out		700451,78
Q loss		5,037
Total	19455221	19455221

4.16 Air Heater 2 (AH-02)

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk (T_{in}) : 30 °C
- Temperatur keluar (T_{out}) : 100 °C
- T_s : 160 °C
- Laju alir massa : 12394,92 kg/jam

Tabel 4.16 Neraca Panas Total Air Heater 2 (RD-02)

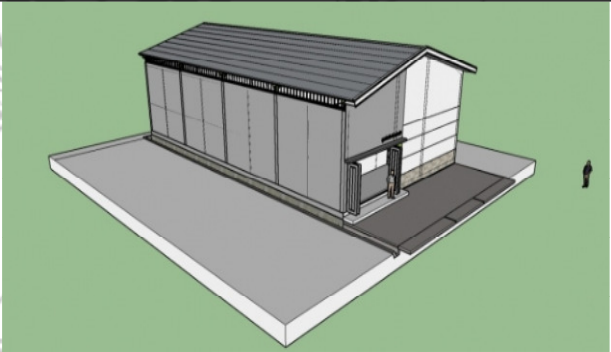
Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/Jam)
Q udara in (Q25)	61974,59	
Q udaraout (Q25)		121829,7057
Qs in	70971,74629	
Qs out		11116,63499
Total	132946,34	132946,34

BAB V SPESIFIKASI ALAT

Berdasarkan perhitungan diperoleh spesifikasi peralatan pada prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih laterit .

5.1 *Ware House* Bijih Laterit (WH-01)


Tabel 5.1 Spesifikasi *Ware House* Bijih Laterit (WH-01)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Ware house</i> bijih laterit
Kode	WH-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan bijih laterit
Sifat bahan	Padatan, berisfat keras, logam ferromagnetik
Fasa bahan yang disimpan	Padatan
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Ware House</i>
Konstruksi	Dinding beton, lantai aspal, dan atap asbes
Temperatur	30°C
Kapasitas	504.110,18 kg/jam
Volume gudang (Vg)	70.355,339 m ³
Tinggi (T)	22,65 m
Lebar (L)	42 m
Panjang (P)	68 m

5.2 Belt Conveyor 1 (BC-01)

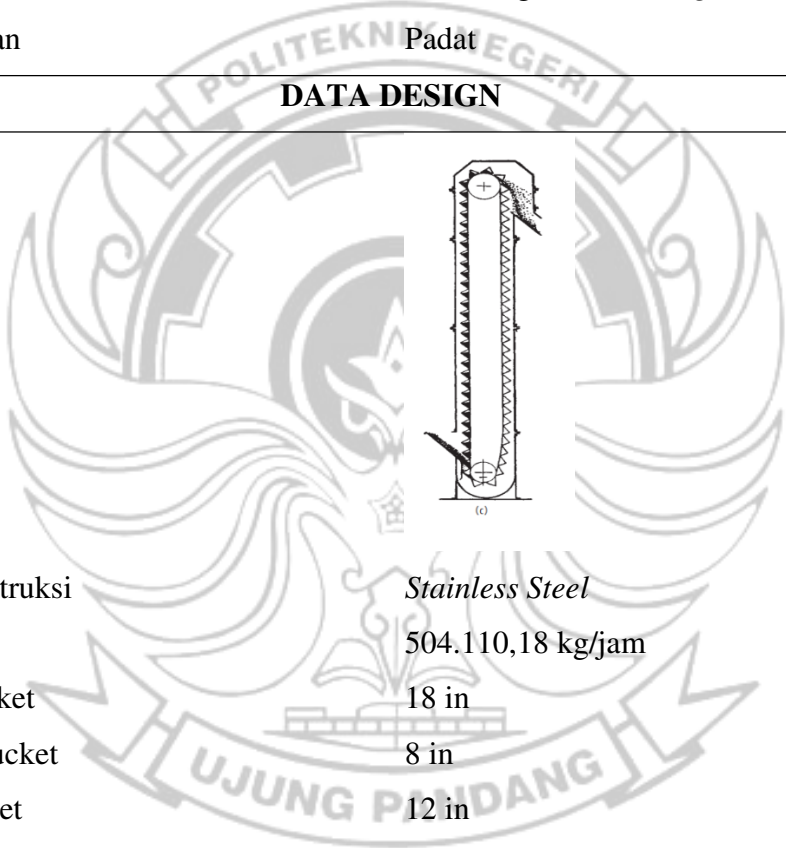
Tabel 5.2 Spesifikasi *Belt Conveyor* 1 (BC-01)

SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi bijih laterit dari WH-01 ke <i>Bucket elevator</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat

DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	<i>Rubber</i>
Kapasitas	504.110,18 kg/jam
Lebar	0,75 m
Luas area	0,49 m ²
Total pamnjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

5.3 Bucket Elevator 1 (BC-01)

Tabel 5.3 Spesifikasi *Bucket Elevator* 1 (BC-01)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Bucket elevator</i>
Kode	BC-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>filter Press</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	<i>Stainless Steel</i>
Kapasitas	504.110,18 kg/jam
Lebar Bucket	18 in
Panjang bucket	8 in
Jarak bucket	12 in
Tinggi pengangkut	75 ft
Daya motor	20 Hp

5.4 Mixer (M-01)

Tabel 5.4 Spesifikasi Mixer (M-01)

SPEKIFIKASI	
Nama	Mixer
Kode	M-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat pencampuran bijih laterit dengan air
Sifat bahan	Slurry, viskositas tinggi, logam <i>Ferromagnetic</i>
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Tangki berpengaduk dengan alas dan tutup hemispherical
Volume kapasitas	1244,90 m ³
Diameter dalam (ID)	11,232 m
Diameter luar (OD)	11,340 m
Tinggi silinder (Hs)	11,232 m
Tinggi head (hemispherical)	1,87 m
Tinggi total	18,10 m
Tinggi cairan	12,48 m
Tekanan desain	3,1 bar
Tebal dinding mixer	0,054 m
Tebal head	0,054 m
Jenis pengaduk	Propeller blade 3
tinggi pengaduk	13,73 m
Diameter pengaduk	3,744 m

Jarak pengaduk dari dasar tangki	1,25 m
Jarak baffle dari dasar tangki	1,87
Diameter penyangga	2,5 m
Diameter batang pengaduk	0,31 m
Panjang daun pengaduk	0,94 m
Lebar daun pengaduk	0,75 m
Jumlah pengaduk	2 buah
Lebar baffle	0,94 m
Jarak baffle dari permukaan	0,16 m
Jarak antar pengaduk	5,62 m
Kecepatan pengaduk	0,384 rps
Daya pengaduk	90,90 Hp

5.5 Pompa

Adapun Pompa yang digunakan:

1. Pompa 01 : Mengalirkan *slurry* dari *mixer* ke *heater* menuju reaktor 1
2. Pompa 02 : Mengalirkan H_2SO_4 dari tangki penyimpanan ke heater menuju reaktor 1
3. Pompa 03 : Mengalirkan $NiSO_4$ dari reaktor ke cooler menuju filter press
4. Pompa 04 : Mengalirkan filtrat $NiSO_4$ dari filter press ke centrifuge
5. Pompa 05 : Mengalirkan filtrat $NiSO_4$ dari centrifuge ke heater menuju reaktor 2
6. Pompa 06 : Mengalirkan NiS dari reaktor ke cooler menuju thickener
7. Pompa 07 : Mengalirkan NiS ke centrifuge separator

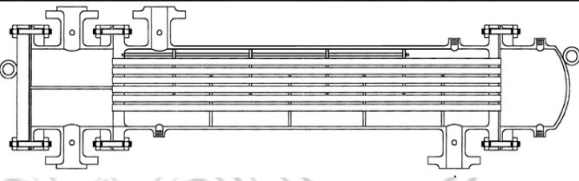
Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas , maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses dapat dilihat pada Tabel 5.5.

Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Proses

No	Kode Pompa	Jumlah	umpan (kg/jam)	NPS	ID(i)	OD(i)	Daya (Hp)
1	P-01	2	823463,98	16	15,25	16	2
2	P-02	1	840.183,63	16	15,25	16	2
3	P-03	2	1235195,966	24	23,25	24	1,3
4	P-04	1	971202,875	24	23,25	24	1,2
5	P-05	1	950039,35	24	23,25	24	0,8
6	P-06	2	997541,32	24	23,25	24	1,7
7	P-07	2	794721,49	16	15,25	16	2

5.6 Heater Bijih laterit (HE-01)

Tabel 5.6 Spesifikasi Heater Bijih Laterit (HE-01)

SPESIFIKASI	
Fungsi	: Menaikan temperatur dari 30 ke suhu 250 ke reaktor
Alat	: Heater
Gambar	: 
Jenis	: Shell and Tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Luas Transfer Panas	: 3344.996 ft ²
MECHANICAL DESIGN	
Parameter	Shell
Unit	: 2 unit
Fluida	: Steam (g)
Laju alir massa	: 823463.98 kg/jam
Pemilihan HE dipilih 3/4 inch OD. 16BWG, 1 inch square pitch	
OD	: 3/4 inch
Pitch	: 1 inch
Panjang tube	: 16 ft
Outside diameter	: 0,75in
Inside diameter	: 0,834 in

a't	: 0,289 in2
a''	: 0,1963 ft2/ft
Passes	: 2 Pases
Jumlah Tube	: 1330 buah tube
A koreksi	: 3394.03 ft2
Presurre Drop	: 0.22 psi

5.7 Tangki penyimpanan H₂SO₄

Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H₂SO₄ (T-01)

SPEKIFIKASI	
Nama	Tangki H ₂ SO ₄
Kode	T-01
Jumlah	2 unit
Fungsi	Tempat menampung H ₂ SO ₄
Sifat bahan	Cair , bersifat korosi dan tidak berwarna
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Temperatur	25°C
Volume	47874,662 m ³
Diameter	36,90 m
Tinggi silinder	36,90 m
Tinggi Head	6,15 m
Tinggi total	49,20 m
Tekanan desain	123 psi
Tebal silinder	0,23 m
Tebal head	0,23 m
Kapasitas	57449,594 m ³

5.8 Heater H₂SO₄ (H-02)

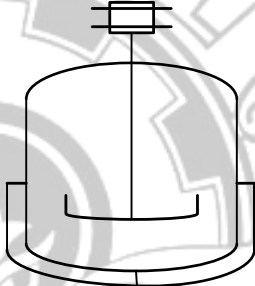
Tabel 5.8 Spesifikasi Heater H₂SO₄ (H-02)

Identifikasi Heater	
Fungsi	: Menaikan temperatur dari 30 ke suhu 250 ke reaktor
Alat	: Heater
Jenis	: Sheel and Tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Luas Transfer Panas	: 967,918 ft ²

Mechanical Desing	
Parameter	Shell
Unit	: 2 unit
Fluida	: Steam (g)
Laju alir massa	: 823463.98 kg/jam
Pemilihan HE dipilih 3/4 inch OD. 16BWG, 1 inch square pitch pada 60 table 10 kern	
OD	: 3/4 inch
Pitch	: 1 inch
Panjang tube	: 16 ft
Outside diameter	: 0,75in
Inside diameter	: 0,834 in
a't	: 0,289 in ²
a"	: 0,1963 ft ² /ft
Passes	: 4 Pases
Jumlah Tube	: 246 buah tube
A koreksi	: 965,80 ft ²
Presurre Drop	: 1,18 psi

5.9 Reaktor NiSO₄ (R-01)

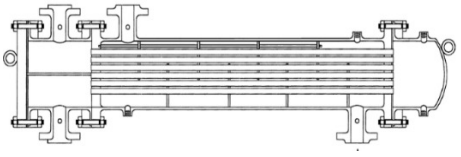
Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Proses Reaktor NiSO₄ (R-01)

SPEKIFIKASI	
Nama	CSTR
Kode	R-201
jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat mereaksikan NiO dan H ₂ SO ₄
Sifat bahan	Slurry, Viskositas tinggi
Fasa bahan yang disimpan	Slurry
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical
Konstruksi	Stainless steel SS-316
Temperatur	270°C
Kapasitas	2470391,932 kg/jam
Volume (V)	4318,39 m ³
Diameter dalam (ID)	14,85 m
Diameter Luar (OD)	15,56 m
Tinggi Silinder (H _s)	14,85 m
Tinggi Head (H _h)	4,95 m
Tinggi reaktor (H _i)	25,30 m
Tinggi cairan (H _c)	20,62 m
Tekanan desain (Pd)	47,69 bar
Tebal dinding reaktor	0,36 m
Tebal hemispherical head	0,19 m

Jenis pengaduk	Propeller Blade 3
Panjang daun pengaduk	3,71 m
Diameter pengaduk	4,95 m
Lebar daun pengaduk	2,97 m
Jumlah pengaduk	2 buah
Lebar baffle	1,24 m
Jarak baffle dari dasar tangki	2,47 m
Jarak baffle dari permukaan tangki	0,21 m
Kecepatan pengaduk	0,34 rps
Daya pengaduk	214,23 Hp
Jenis pendingin	Jaket
Luas kebutuhan pendingin (A)	27,04 ft ²
Tinggi jaket	15,57 m
Diameter jaket	15,57 m
Tebal jaket	0,3 m
Tekanan jaket	40 bar
Diameter luar jaket	16,21 m

5.10 Cooler 1 (C-01)

Tabel 5.10 Spesifikasi Cooler (C-01)

SPESIFAKSI	
Fungsi	= Mendinginkan keluaran bawah Reaktor-01
Operasi	= Kontinyu
Jumlah	= 2 unit
Tipe	= <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan kontruksi	= <i>Stainles Steel 240 Grade S</i>
Gambar	
Rd <i>calculated</i>	= 0,002 hr.ft ² .°F/btu

<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	= 332,169 btu/jam.ft ² .°F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	= 700 btu/hr.ft ² .°F
<i>Tube side Transfer Coefficient (h_{io})</i>	= 4477,715 btu/jam.ft ² .°F
<i>Shell side heat transfer coefficient (h_o)</i>	= 358,784 btu/jam.ft ² .°F

<i>Tube side</i>		<i>Shell side</i>	
<i>Length</i>	20 ft	ID	39 in
OD	0,75 in	<i>Baffle spaces</i>	19,5 in
BWG	16	<i>passes</i>	1
<i>Pitch</i>	1,3125 in	<i>Jumlah Baffle</i>	31 <i>Baffle</i>
<i>Passes</i>	1	ΔPs	0,025 psi
<i>Jumlah Tubes</i>	1377		
ΔPr	0,349 psi		

5.11 Filter Press 1 (FP-01)

Tabel 5.11 Spesifikasi Filter press 1 (FP-01)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Filter Press</i>
Kode	FP-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan <i>slurry</i> FeOOH dengan NiSO ₄
Sifat bahan	<i>Slurry</i> , viskositas tinggi, logam <i>ferromagnetic</i>

DATA DESIGN

Gambar



Tipe	<i>Plate and Frame Filter Press</i>
Kapasitas	2.520.550,895 kg/jam

Tebal Cake	0,004 m
Luas penyaringan	106,77 m ²
Waktu	2 jam
Luas plate	2 m ²
Jumlah Plate	29 buah
Tekanan operasi	3 bar

5.12 Belt Conveyor 2 (BC-02)

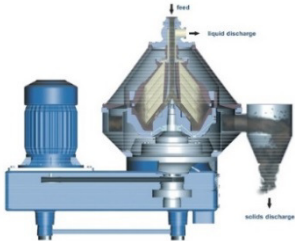
Tabel 5.12 Spesifikasi Belt Conveyor 2 (C-01)

SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>filter Press</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	544247,284 kg/jam
Lebar	0,75 m
Luas area	0,49 m ²
Total pamnjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

Kemudian dari BC-2 cake diumpan ke BC-3 untuk di transportasikan menuju BC-5, Karena Spesifikasi BC-2 sama dengan BC-3 maka tidak perlu dihitung lagi.

5.13 Centrifuge (CF-01)

Tabel 5.13 Spesifikasi Centrifuge (CF-01)

SPESIFIKASI	
Alat	<i>Centrifuge</i>
Kode	CF-01
Fungsi	Memisahkan padatan FeOOH dan NiSO ₄
Gambar	
Jenis	<i>Disk Bowl Centrifuge</i>
Kondisi operasi	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	1745,07 m ³ /jam
Diameter bowl	24 in
Power	7,5 Hp
kecepatan	4000 rpm
Jumlah	1 unit

5.14 Belt Conveyor 4 (BC-04)

Tabel 5.14 Spesifikasi Belt Conveyor 4 (BC-04)

SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-04
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>Centrifuce (C-01)</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Lebih padat dari slurry, logam <i>Ferromagnetic</i>

DATA DESIGN

Gambar



Bahan konstruksi	Rubber
Kapasitas	47030,046 kg/jam
Lebar	0,35 m
Luas area	0,49 m ²
Total pamnjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

5.15 Belt Conveyor 5 (BC-05)

Tabel 5.15 Spesifikasi Belt Conveyor 5 (BC-05)

SPEKIFIKASI

Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-05
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi akumulasi cake FeOOH dari <i>filter Press</i> dan <i>centrifuge</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat

DATA DESIGN

Gambar



Bahan konstruksi	Rubber
Kapasitas	633.681,364 kg/jam
Lebar	0,76 m
Luas area	0,1 m ²
Total pamnjang	5 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

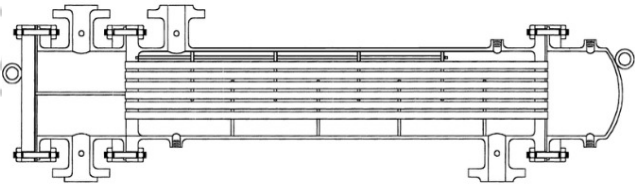
5.16 Blower (BL-01)

Tabel 5.16 Spesifikasi Blower (BL-01)

SPESIFIKASI	
Alat	Blower
Kode	BL-01
Fungsi	Mnnegalirkkan udara menuju <i>heater</i> kemudian diumpan msuk ke rotary Dryer
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Stell SA-283 grade C</i>
Kapaistas	858546,86 kg/jam
Power motor	1,383 Hp
Jumlah	1 unit

5.17 Air Heater 1 (AH-01)

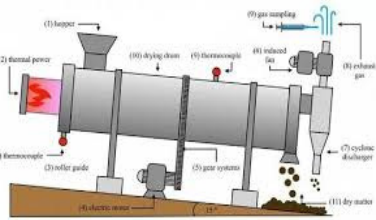
Tabel 5.17 Spesifikasi Air Heater 1 (AH-01)

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	AH-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
fungsi	Memanaskan udara menjadi udara kering untuk diumpan ke <i>rotary dryer</i>
Gambar	
Dimensi	<p>Luas perpindahan panas = 180718.54 ft²</p> <p>OD <i>tube</i> = 0,75 in</p> <p>ID <i>shell</i> = 27 in</p> <p><i>Baffle space</i> = 6 in</p> <p>L = 16 ft</p> <p>Rd = 0,0037 ft³.jam.^oF/btu</p> <p>Jumlah tube = 550 buah</p> <p>Δpt = 3,26 psi</p> <p>Δps = 1,945 psi</p>

UC	= 267.05 btu/h.ft ² .°F
UD	= 23201,216 btu/h.ft ² .°F
Susunan <i>tube</i>	Triangular Pitch
Bahan kontruksi	<i>Stainless steel</i>
Laju umpan	858546,86 kg/jam

5.18 Rotatry Dryer 1 (RD-01)


Tabel 5.18 Spesifikasi Rotary Dryer 1 (RD-01)

SPESIFIKASI	
Nama alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode	: RD-01
Fungsi	: Menguapkan air yang ada dalam produk sampung (FeOOH)
Bahan kontruksi	: <i>Carbon steels SA-285 grade A</i>
Gambar	: 
Diameter	
Panjang	: 31,58 ft
Putaran	: 5,2 rpm
Waktu tinggal	: 1,036 menit
Kemiringan	: 0,32 ft/ft
Jumlah flight	: 5 buah
Tinggi flight	: 0,67 ft
Daya rotary	: 39,98 Hp
Jumlah	: 1 unit

5.19 Belt Conveyor 6 (BC-06)

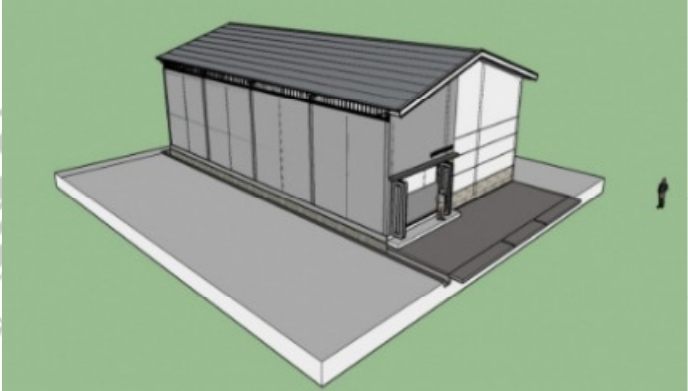
Tabel 5.19 Spesifikasi Belt Conveyor 6 (C-01)

SPEKIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-06
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>rotary dryer</i> menuju Gudang penyimpanan produk samping
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat

DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	21.462,945 kg/jam
Lebar	0,356 m
Luas area	0,1 m ²
Total pamnjang	5 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	2 Hp

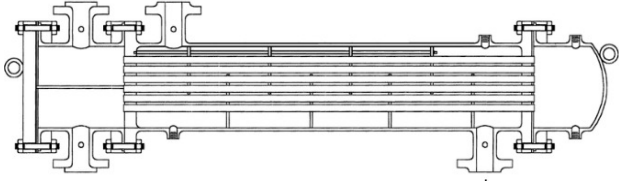
5.20 WERE HOUSE 2 (WH-02)

Tabel 5.20 Spesifikasi WERE HOUSE (WH-02)

SPESIFIKASI	
Nama	Ware house FeOOH
Kode	WH-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan produk samping
Sifat bahan	Padatan, berisfat keras, logam ferromagnetik
Fasa bahan yang disimpan	Padatan
Gambar	
Tipe	Ware House
Konstruksi	Dinding beton, lantai aspal, dan atap asbes
Temperatur	30°C
Laju alir umpan	510.814,992 kg/jam
Volume gudang (Vg)	285.190.909 m ³
Tinggi (T)	11 m
Lebar (L)	23 m
Panjang (P)	34.7 m


5.21 Heater NiSO₄ (H-03)

Tabel 5.21 Spesifikasi Heater NiSO₄ (H-04)

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	HE-03
Tipe	<i>Shell and tube</i>
fungsi	Memanaskan NiSO ₄ sebelum masuk reaktor (R-02)
Gambar	
Dimensi	Luas perpindahan panas = 1625,707 ft ² OD tube = 0,75 in ID shell = 25 in Baffle space = 8 in L = 20 ft Rd = 0,000051 ft ³ .jam.°F/btu Jumlah tube = 413 buah Δpt = 0,464 psi Δps = 0,01 psi
UC	= 38,044 btu/h.ft ² .°F
UD	= 701,842 btu/h.ft ² .°F
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i>
Laju umpan	1940124,694 kg/jam

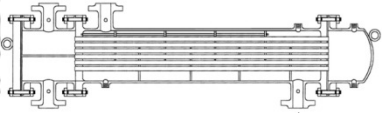
5.22 Tangki Penyimpanan H₂S (GH-01)

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H₂S (GH-01)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki penyimpanan H ₂ S
Kode	GH-01
Gambar	
Kapasitas	1048,9 m ³
Jumlah	20 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Diamter tangki	1,816 m
Tinggi tangki	2,186 m
Tekanan desain	161,71 psi

5.23 Heater H₂S (H-04)

Tabel 5.23 Spesifikasi Heater H₂S (H-05)

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	HE-04
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Fungsi	Memanaskan H ₂ S sebelum masuk reaktor (R-02)
Gambar	
Dimensi	<p>Luas perpindahan panas = 408,514 ft²</p> <p>OD <i>tube</i> = 0,75 in</p> <p>ID <i>shell</i> = 15,25 in</p> <p><i>Baffle space</i> = 8 in</p> <p>L = 20 ft</p> <p>Rd = 0,000017 ft³.jam.°F/btu</p> <p>Jumlah tube = 108 buah</p> <p>Δpt = 0,0000099 psi</p> <p>Δps = 0,051 psi</p>
UC	= 0,16167 btu/h.ft ² .°F
UD	= 48,172 btu/h.ft ² .°F
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i>
Laju umpan	97006,235 kg/jam

5.24 Kompresor (CP-01)

Tabel 5.24 Spesifikasi Kompresor (CP-01)

SPESIFIKASI	
Alat	Kompresor
Fungsi	Menurunkan tekanan gas H ₂ S
Kode	CP-01
Jenis	Kompresor piston/ <i>reciprocating</i>
Gambar	
Stage	1
Power	23,73 Hp
Laju alir Volumetrik	36,334 ft ³ /menit
Fasa	Gas
Jumlah	1 unit

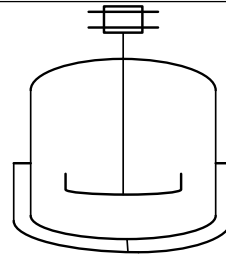
5.25 Reaktor NiS (R-02)

Tabel 5.25 Spesifikasi Reaktor NiS (R-02)

SPESIFIKASI	
Nama	CSTR
Kode	R-02
jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat mereaksikan NiSO ₄ dan H ₂ S
Sifat bahan	cair, mudah larut dengan air , berwarna biru
Fasa bahan yang disimpan	Cair

DATA DESIGN

Gambar

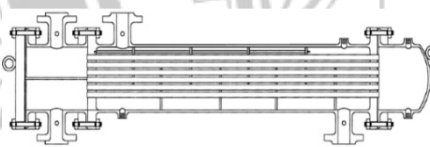


Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical
Konstruksi	Low alloy stell (SA-387)
Temperatur	90°C
Laju alir umpan	2037130,929 kg/jam
Volume (V)	2145,99 m ³
Diameter dalam (ID)	11,76 m
Diameter Luar (OD)	11,902 m
Tinggi Silinder (H _s)	11,76 m
Tinggi Head (H _h)	3,92 m
Tinggi reaktor (H _i)	19,607 m
Tinggi cairan (H _c)	16,36 m
Tekanan desain (Pd)	5,197 bar
Tebal dinding reaktor	0,069 m
Tebal hemispherical head	0,05 m
Jenis pengaduk	Propeller Blade 3
Diameter pengaduk	3,92 m
Lebar daun pengaduk	2,35 m
Jumlah pengaduk	2 buah
Lebar baffle	0,95 m
Jarak baffle dari dasar tangki	1,96 m
Jarak baffle dari permukaan tangki	0,16 m
Kecepatan pengaduk	0,39 rps
Daya pengaduk	79,53 Hp
Jenis pemanas	Jaket
Luas kebutuhan pemanas (A)	301,23 ft ²

Tinggi jaket	11,802 m
Diameter jaket	11,96 m
Tebal jaket	0,05 m
Tekanan jaket	43,51 psi
Diameter luar jaket	12,07 m

5.26 Cooler (C-02)

Tabel 5.26 Spesifikasi Cooler 2 (C-02)

SPESIFAKSI			
Fungsi	= Mendinginkan keluaran bawah Reaktor-01		
Operasi	= Kontinyu		
Jumlah	= 1 unit		
Tipe	= <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan kontruksi	= <i>Stainles Steel 240 Grade S</i>		
Gambar			
<i>Rd calculated</i>	= 0,024 hr.ft ² .°F/btu		
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	= 39,081 Btu/jam.ft ² .°F		
<i>Overal Design Coefficient (U_D)</i>	= 700 btu/hr.ft ² .°F		
<i>Tube side Transfer Coefisient (h_{io})</i>	= 175,910 Btu/jam.ft ² .°F		
<i>Shell side heat transfer coefficient (h_o)</i>	= 50,243 Btu/jam.ft ² .°F		
<hr/>			
<i>Tube side</i> <i>Shell side</i>			
<i>Lenght</i>	20 ft	ID	27 in
OD	0,75 in	<i>Baffle spasses</i>	13,5 in
BWG	16	<i>passes</i>	6
<i>Pitch</i>	1,3125 in	<i>Jumlah Buffle</i>	16,78 <i>Buffle</i>
<i>Passes</i>	8	Δ Ps	2,424 psi
<i>Jumlah Tubes</i>	524 <i>tubes</i>		
Δ Pr	0,002 psi		

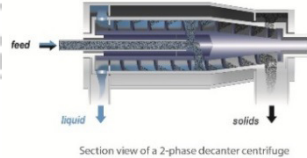
5.27 Thickener (TH-01)

Tabel 5.27 Spesifikasi Thickner (TH-01)

SPESIFIKASI	
Nama	Thickener
kode	TH-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat misahkan fasa cair, gas dan padatan berdasarkan prinsip gravitasi
Sifat bahan	Slurry, viskositas tinggi, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa bahan	slurry
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Thickener
Laju alir umpan	2037130,929 kg/jam
Bahan kontruksi	<i>Stanless Steel</i> AISI (316)
Tekanan	1 atm
Temperatur	30°C
Volume	75509,262 ft ³
Diameter	11,052 m
Tinggi	22,103 m

5.28 Centrifuge Separator (CS-01)

Tabel 5.28 Spesifikasi Belt Conveyor 6 (C-01)

SPEKIFIKASI	
Nama	<i>Centrifuge separator</i>
Kode	CS-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Pemisahan padatan dari sisa cairan di thickener
Sifat bahan	<i>Slurry</i> , viskositas tinggi, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa bahan	<i>Slurry</i>
DATA DESIGN	
Gambar	 <p style="text-align: center; font-size: small;">Section view of a 2-phase decanter centrifuge</p>
Tipe	<i>Solid Bowl Centrifuge</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel austenitic (SA-240 grade 304)</i>
Kapaistas	811509,605
Volume	862 m ³ /jam
panjang	1,8 m
Diameter	1,399 m
Td	0,032 m

5.29 Belt Conveyor 7 (BC-07)

Tabel 5.29 Spesifikasi Belt Conveyor 7 (BC-07)

SPEKIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-07
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake NiS dari <i>Centrifuge separator</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat
DATA DESIGN	

Gambar



Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	12891,669 kg/jam
Lebar	0,35 m
Luas area	0,1 m
Total pamnjang	5 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	2 Hp

Kemudian dari BC-7 cake diumpun ke BC-8 untuk di transportasikan menuju rotary dryer, Karena Spesifikasi BC-7 sama dengan BC-8 maka tidak perlu dihitung lagi.

5.30 Blower 2 (B-02)

Tabel 5.30 Spesifikasi Blower 2 (B-02)

SPESIFIKASI

Alat	Blower
Kode	BL-02
Fungsi	Mnnegalirkkkan udara menuju <i>heater</i> kemudian diumpun masuk ke rotary Dryer

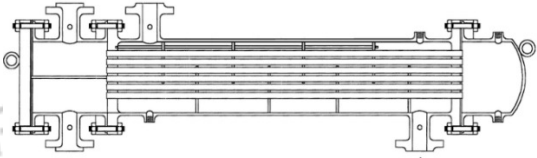
Gambar



Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Stell SA-283 grade C</i>
Kapaistas	12394,919 kg/jam
Power motor	0,02 Hp
Jumlah	1 unit

5.31 Air Heater 2 (AH-02)

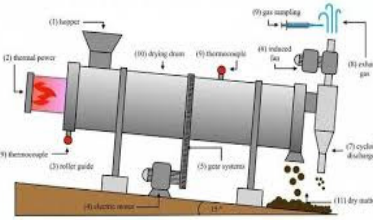
Tabel 5.31 Spesifikasi Air Heater 2 (AH-02)

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	AH-02
Tipe	<i>Double pipe</i>
fungsi	Memanaskan udara sebelum masuk ke rotary dryer (RD-02)
Gambar	
Dimensi	Luas perpindahan panas = 1625,707 ft ²
	OD <i>annulus</i> = 3,08 in
	ID <i>annulus</i> = 3,5 in
	L hairpin = 12 ft
	Rd = 0,002 ft ³ .jam.°F/btu
	Jumlah hairpin = 1 buah
	Δpa = 2,789 psi
	Δps = 4,34 psi
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i>
Laju umpan	12394,919 kg/jam

5.32 Rotary Dryer 2 (RD-02)

Tabel 5.32 Spesifikasi Rotary Dryer (RD-02)

SPESIFIKASI	
Nama alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode	: RD-02
Fungsi	: Menguapkan air yang ada dalam produk NiS
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steels SA-285 grade A</i>
Gambar	:



Diameter	
Panjang	: 13,01 ft
Putaran	: 11,5 rpm
Waktu tinggal	: 8,719 menit
Kemiringan	: 0,13 ft/ft
Jumlah flight	: 3 buah
Tinggi flight	: 0,30 ft
Daya rotary	: 7,43 Hp
Jumlah	: 1 unit

5.33 Belt Conveyor 9 (BC-09)

Tabel 5.33 Spesifikasi Belt Conveyor 9 (BC-09)

SPEKIFIKASI

Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-09
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake NiS dari rotary dryer ke
Sifat bahan	Padat, logam Ferromagnetic
Fasa simpan	padat

DATA DESIGN

Gambar

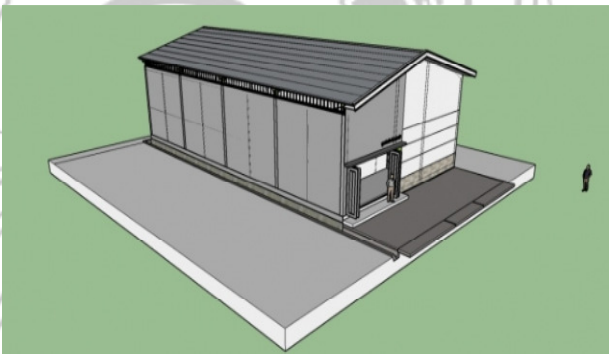


Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	11849,573 kg/jam
Lebar	0,75 m
Luas area	0,49 m

Total panjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

5.34 Gudang Penyimpanan Produk (WH-03)

Tabel 5.34 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Produk (WH-03)

SPESIFIKASI	
Nama	Ware house NiS
Kode	WH-03
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan produk samping
Sifat bahan	Padatan, berifat keras, logam ferromagnetik
Fasa bahan yang disimpan	Padatan
Gambar	
Tipe	Ware House
Konstruksi	Dinding beton, lantai aspal, dan atap asbes
Temperatur	30°C
Laju alir umpan	11849,57 kg/jam
Volume gudang (Vg)	5.472.043,09 m ³
Tinggi (T)	9,8 m
Lebar (L)	19 m
Panjang (P)	29,4 m

BAB VI UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting sebagai penunjang jalannya proses produksi dalam suatu pabrik. Adapun unit utilitas yang diperlukan pada pabrik Nikel sulfida yaitu

6.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diolah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain seperti kebutuhan air proses yang terdiri dari:

1. Air Pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin.

Air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan suatu alat proses, akan mengalami kenaikan temperatur sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut. Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka sistem air pendingin dilakukan dalam suatu sistem sirkulasi. Sehingga diperlukan alat yang digunakan mendinginkan air tersebut untuk dapat digunakan kembali, yaitu dengan cooling tower.

2. **Air umpan boiler** merupakan air yang digunakan sebagai air umpan boiler sehingga diperoleh steam (proses penguapan). Steam yang dibutuhkan dalam proses ini pada tekanan 1 atm dan suhu 300 °C. Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler dapat menyebabkan kerusakan pada boiler.

Berikut adalah zat-zat yang dapat merusak boiler:

- a. Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
 - b. Zat padat terlarut (*suspended solid*)
 - c. Garam-garam kalsium dan magnesium
 - d. Zat organik (*organic matter*)
 - e. Silika, sulfat, asam bebas dan oksida
3. Air proses merupakan air yang digunakan untuk keperluan operasional (proses) dalam menjalankan pabrik. Air proses pada pabrik selulosa asetat ini dipakai pada tangki hidrolisisir
4. Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan domestik. Air domestik digunakan untuk keperluan kantor, mushollah, poliklinik, kantin, laboratorium dan lain-lain

6.2 Unit Penyediaan Steam

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan steam peralatan dapat dilihat pada tabel 6.1.

Tabel 6.1 Kebutuhan Steam Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	Heater bijih laterit	842.951,19
2	Hetaer H ₂ SO ₄	123.248,65
3	Heater NiSO ₄	74.077,62
4	Heater H ₂ S	1.329,36
5	Air heater 1	702.347,32
6	Air heater 2	26,49
Total		1.743.980,63

Penyediaan steam untuk pabrik nikel sulfida dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari. Dengan mempertimbangkan kemungkinan kebocoran steam saat distribusi maka jumlah steam yang disediakan 20% lebih banyak dari jumlah kebutuhan, sehingga jumlah steam yang diproduksi sebesar 2.092.776,76 kg/jam. Kebutuhan *overdesign* tersebut untuk kebutuhan saat start up pabrik, sementara untuk kebutuhan selanjutnya digunakan *make up water* dari air umpan boiler yaitu 260.728,91 kg/jam

6.3 Sistem Pengolahan Air

Air danau yang tersedia adalah air yang belum layak untuk dipergunakan karena masih mengandung zat pengotor. Oleh sebab itu air danau perlu diproses lebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air danau sebagai sumber air yang dipompa ke bak penampungan awal untuk mengendapkan lumpur atau partikel besar kemudian air dipompa ke tangki clarifier untuk mengendapkan bahan tersuspensi dengan menambahkan koagulan yaitu larutan alum ($Al_2SO_4)_3$. Setelah pencampuran yang disertai dengan pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar clarifier, sedangkan air jernih atau yang masih terkandung flok ringan akan keluar secara overflow menuju proses filtrasi. Filtrasi dilakukan untuk menyaring flok yang masih terikat pada air dengan menggunakan sand filter. Setelah penyaringan, air dialirkan ke bak penampungan air bersih dan dari bak penampungan air bersih ini akan didistribusikan sesuai dengan kebutuhan masing-masing .

a. Air sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa ke bak sanitasi dengan penambahan desinfektan kaporit (CaO) yang diinjeksikan langsung kedalam bak. Selanjutnya air dialirkan dengan menggunakan pompa untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi.

b. Air Umpan boiler

Pelunakan air umpan boiler perlu dilakukan dengan proses demineralisasi untuk penghilangan ion-ion mineral yang terdiri dari dua tangki, yaitu kation dan anion *exchanger*. Proses demineralisasi dimulai dari bak air bersih dialirkan dengan pompa menuju *kation exchanger* untuk penghilangan ion-ion yang dapat menyebabkan kesadahan (ion bikarbonat, sulfat dan klor). Kemudian, air lunak dialirkan menuju anion *exchanger* untuk menghilangkan anion yang dapat mengganggu proses dan akan dialirkan ketangki daerator untuk menghilangkan gas impuritis. Kemudian air lunak dari tangki daerator akan di alirkan menggunakan pompa ke tangki umpan boiler.

c. Air pendingin

Untuk kebutuhan air pendingin dari air lunak langsung dipompa ke bak air pendingin kemudian dialirkan keperalatan yang membutuhkan air pendingin. Untuk menghemat kebutuhan air pendingin maka setelah digunakan, air pendingin di *recycle* dengan terlebih dahulu didinginkan dalam *cooling water* dan dialirkan kembali ke bak air pendingin.

d. Air proses

Untuk kebutuhan air proses diperoleh dari air lunak kemudian dipompa menuju bak air proses dan dialirkan menggunakan pompa untuk kebutuhan air proses.

6.3.1 Spesifikasi Alat Unit Peyedia Air

1. Boiler (BL-01)

Kode	: B-01
Fungsi	: Menghasilkan <i>saturated steam</i> yang digunakan untuk memenuhi steam pada alat proses
Jenis	: <i>Water tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Volume Tangki	: 25.291,64 m ³
Diameter	: 31,82 m

2. Bak Penampungan Awal (B-01)

Kode	: BP-01
Fungsi	: Untuk menampung air danau pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel partikel berat dalam air yang berasal dari air danau
Jenis	: Persegi Panjang
Jumlah	: 2 unit
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Volume bak	: 190.389,12 m ³
Panjang	: 110,76 m

Lebar : 92,30 m

Tinggi : 18,46 m

3. Tangki Pelarut Kapur Tohor

Kode : TP-01

Fungsi : Tempat melarutkan kapur tohor (Ca(OH)_2)

Jumlah : 7 unit

Tipe : Silinder Vertikal alas datar dan tutup ellipsoidal

Volume tangki : 13,61 m³

Laju alir : 1.807.790,02 kg/jam

Kecepatan putar pengaduk : 2 rps

Daya pengaduk : 1.891,05 Hp

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

4. Tangki Pelarut Alum

Kode : TP-02

Fungsi : Tempat melarutkan aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Jenis : Silinder Vertikal alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 7 unit

Volume Tangki : 3,66 m³

Laju alir : 1.807.790,02 kg/jam

Kecepatan putar pengaduk : 3,08 rps

Daya Pengaduk : 846,13 Hp

5. Tangki Pelarut Kaporit

Kode	: TP-03
Fungsi	: Tempat melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)
Jenis	: Silinder Vertikal alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 7 unit
Volume Tangki	: 5,30 m ³
Laju alir	: 1.807.790,02 kg/jam
Kecepatan putar pengaduk	: 2,33 rps
Daya Pengaduk	: 618,10 Hp

6. Unit Pengolahan Raw Water

Kode	: BP-02
Fungsi	: Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air
Jenis	: Bak Berbentuk persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton
Jumlah	: 2 unit
Panjang total	: 41,38 m
Lebar	: 27,58 m
Tinggi	: 13,79 m
Panjang bak pencampur	: 8,28 m
Daya pengaduk bak pencampur	: 644,26 Hp
Panjang bak flokulasi	: 8,28 m
Daya pengaduk flokulasi	: 54,61 Hp

Panjang bak sedimentasi : 12,41 m
Panjang bak penampung : 12,41 m
Bahan konstruksi : Beton bertulang

7. Sand Filter

Kode : SF-01
Fungsi : Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung (*float chamber*)
jumlah : 2 unit
Jenis : *Gravity sand filter*
Bentuk : Persegi panjang
Bahan konstruksi : Beton
Volume Bak : 2.115,43 m³
Panjang : 30,50 m
Lebar : 20,33 m
Tinggi : 10,17 m

8. Bak Penampung Air Bersih

Kode : BP-03
Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di *sand filter*
Jenis : Persegi Panjang
Jumlah : 2 unit
Bentuk : Persegi panjang
Bahan konstruksi : Beton
Volume Bak : 169.234,77 m³

Panjang : 106,50 m
Lebar : 88,75 m
Tinggi : 17,15 m

9. Softer Tank

Kode : ST-01
Fungsi : Tempat pertukaran kation dan anion dalam air dengan H⁺ dan OH
Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas *dishead*
Jumlah : 3 unit
Bentuk : Persegi panjang
Bahan : *Carbon steel*
Volume tangki : 3.595,81 gpm
Luas penampang : 83,51 m²
Tinggi resin kation : 15,47 m
Volume resin kation : 15.101.797,77 grain
Waktu operasi : 20 jam
Tinggi resin anion : 15,47 m
Volume resin anion : 59.328.491,23 grain
Waktu operasi : 78,56 jam

10. Tangki Air Demin

Kode : TDW-01
Fungsi : Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral
Tipe : Silinder Vertikal dengan als datar dan tutup *ellipsodal*

Jumlah : 3 unit
Bahan konstruksi : *Stainless Steel*
Kapasitas : 13.075,67 m³
Tinggi total : 30,29 m
Tebal tutup : 10,11 m
Tebal dinding : 10,11 in
Diameter : 24,23 m

11. Cooling Tower

Kode : CT-01
Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendingin
Tipe : *Induced draft cooling tower*
Jumlah : 3 unit
Laju alir volumetrik : 435.86 m³/jam
Tinggi menara : 5,50 m
Daya : 43,48 Hp

12. Deaerator

Kode : DE-01
Fungsi : Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler
Tipe : Silinder Horizontal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*
Bahan konstruksi : *Carbon steel*
Jumlah : 2 unit
Panjang tangki : 8,92 m
Diameter : 6,69 m

13. Pompa

Tabel 6.2 Daya Pompa Pada Peralatan Utilitas

Kode Alat	Keterangan	Daya Motor (Hp)
P-201	Mengalirkan air danau ke bak penampungan awal	7,63
P-202	Mengalirkan air dari bak penampungan ke unit pengolahan raw water	25,28
P-203	Mengalirkan larutan kapur tohor masuk ke unit pengolahan	23,76
P-204	Mengalirkan larutan alum masuk ke unit pengolahan raw	17,33
P-205	Mengalirkan larutan kaporit ke pengolahan raw water	25,87
P-206	Mengalirkan air hasil raw water ke sand filter	27,43
P-207	Mengalirkan air hasil penyaringan ke bak penampungan air bersih	27,43
P-208	Mengalirkan air dari bak penampungan air bersih masuk ke <i>softener tank</i>	7,24
P-209	Mengalirkan air dari <i>softener tank</i> ke tangki air denim	7,56
P-2010	Mengalirkan air keluaran denim water menuju <i>cooling tower</i>	0,86
P-2011	Mengalirkan air panas dari plant ke <i>cooling tower</i>	0,82
P-2012	Mengalirkan air pendingin dari <i>cooling tower</i> ke alat proses	8,03
P-2013	Mengalirkan air kondensat ke deaerator (tempat penyimpanan air bersih bebas mineral)	8,56
P-2014	Mengalirkan air umpan boiler dari deaerator masuk ke boiler	5,69
P-2015	Mengalirkan bahan bakar masuk boiler	4,42

6.4 Unit Penyediaan Listrik

Tenaga Listrik pada pabrik digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi, dan kebutuhan lainnya. Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber yaitu PLTU IMIP dan generator.

Adapun total kebutuhan listrik pada prarancangan pabrik nikel sulfida ini dapat dilihat pada Tabel 6.3.

Tabel 6.3 Kebutuhan Listrik pada prarancangan pabrik nikel sulfida

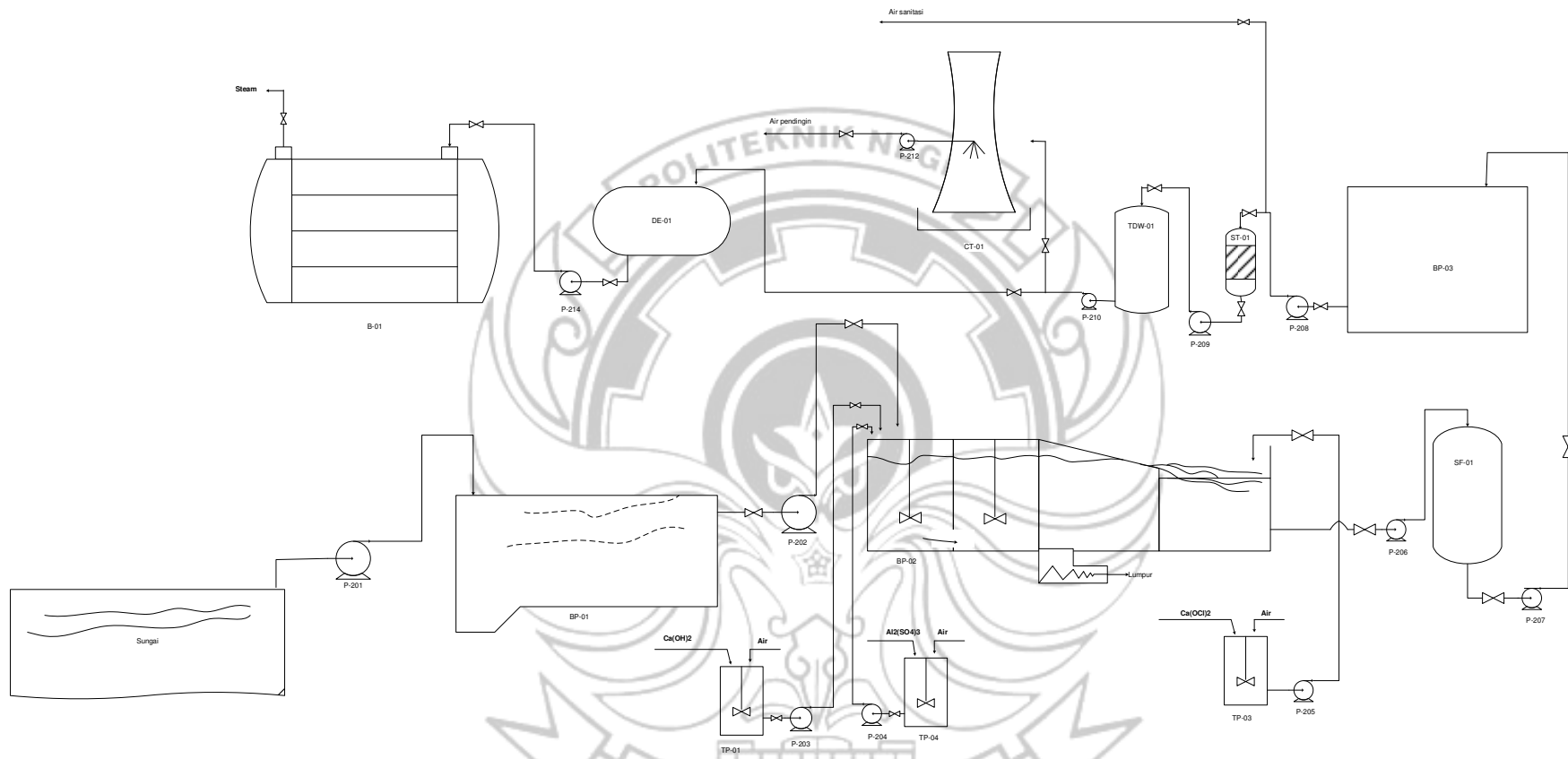
No.	Penggunaan	Jumlah (Kw)
1	Listrik untuk unit produksi	24.090,30
2	Listrik untuk unit alat kontrol	4.818,06
3	Listrik untuk penerangan	4.818,06
4	Listrik untuk laboratorium, bengkel, kantor & lainnya	12.045,15
Total		45.771,57

6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLTU IMIP. Diketahui power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 80%. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah batu bara. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Batu bara lebih efisien
- Mempunyai nilai bakar yang tinggi

Kebutuhan bahan bakar adalah 5.014,41 m³/jam.



Gambar 6.1 Flowsheet Pengolahan Air Pabrik Nikel Sulfida

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja industri sangat penting untuk proses produksi karena digunakan untuk memantau dan mengontrol proses secara efisien serta mencegah korban jiwa atau kerugian alat, sarana, dan prasarana pabrik. Untuk memastikan bahwa kondisi operasi selalu sesuai dengan harapan dan menghasilkan hasil yang optimal.

7.1 Instrumentasi

Dalam pengendalian proses suatu pabrik industri, instrumentasi sangat penting. Setiap peralatan proses memiliki alat-alat instrumentasi agar para engineer dapat melihat dan mengontrol kondisi di lapangan. Dengan instrumentasi yang memadai, komponen pabrik yang penting memerlukan pengendalian operasi dan proses. Namun, pada dasarnya, pengendalian ini bertujuan untuk menjaga kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (error) yang paling rendah sehingga produk dapat diproduksi secara optimal (Aprianti & Tendri, 2022).

Fungsi dari instrumentasi antara lain adalah

- pengontrol (Controller)
- petunjuk (Indicator)
- pencatat (Recorder)
- dan pemberi tanda-tanda adanya bahaya (Alarm).

Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan

instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang diatas papan instrumen dekat peralatan proses dan dikontrol secara manual atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dikontrol secara otomatis. (Perry, 1997)

Jenis-jenis variabel proses yang biasanya dikontrol atau diukur oleh instrument sebagai berikut:

1. Variabel utama, seperti temperatur, tekanan, laju alir dan level cairan.
2. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban dan variabel lainnya.

Pengendalian peralatan instrumentasi dapat dilakukan secara otomatis dan semi otomatis. Pengendalian secara otomatis adalah pengendalian yang dilakukan dengan mengatur instrumen pada kondisi tertentu (set point), bila terjadi penyimpangan (error) pada variabel yang dikontrol maka instrumen akan bekerja sendiri untuk mengembalikan variabel pada kondisi semula, instrumen ini bekerja sebagai pengatur (controller). Pengendalian secara semi otomatis merupakan pengendalian yang mencatat perubahan-perubahan pada variabel yang dikontrol untuk mengubah variabel-variabel ke nilai yang diinginkan dan dilakukan usaha secara manual, instrumen ini bekerja sebagai pencatat (recorder) atau penunjuk (indicator).

Pada perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Menurut (Paters & Timmerhaus, 1991) faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi yaitu sebagai berikut:

- a) Jenis instrumentasi
- b) Range yang diperlukan untuk pengukuran
- c) Ketelitian yang diperlukan
- d) Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses
- e) Faktor ekonomi

Pada perencanaan suatu pabrik, sistem pengendalian yang diperlukan terdiri dari:

1. Elemen perasa atau Sensing (Primary Element)

Elemen yang merasakan atau menunjukkan adanya perubahan dari harga variabel yang diukur.

2. Element pengukur (Measuring Element)

Elemen pengukur adalah suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperatur, tekanan, laju aliran, maupun tinggi fluida. Perubahan merupakan sinyal dari proses dan disampaikan oleh elemen pengukur ke elemen pengontrol.

3. Elemen pengontrol (Controlling Element)

Elemen pengontrol yang menerima sinyal kemudian dengan segera mengatur perubahan-perubahan proses agar sama dengan nilai set point (nilai yang

diinginkan). Dengan demikian elemen ini dapat segera memperkecil atau meniadakan penyimpangan yang terjadi.

4. Elemen pengontrol akhir (Final Control Element)

Elemen ini merupakan elemen yang akan mengubah masukan yang keluar dari elemen pengontrol ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki.

Instrumentasi yang digunakan dalam pabrik ini :

1. Untuk variabel temperatur:

Temperature Controller (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat. Dengan menggunakan TC para engineer dapat melakukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperatur peralatan tetap berada dalam range yang diinginkan. Temperature Controller terkadang juga dapat mencatat temperatur dari suatu peralatan secara berkala (temperature recorder).

2. Untuk variabel tinggi permukaan cairan

Level Controller (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat. Dengan menggunakan LC para engineer dapat melakukan pengendalian ketinggian cairan dalam peralatan tersebut.

4. Untuk variabel aliran cairan

Flow Controller (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan aliran dapat melakukan pengendalian terhadap laju aliran tersebut.

Dalam prarancangan pabrik sirup glukosa dengan kapasitas 20.000 ton per tahun, instrumentasi yang digunakan adalah :

1. Untuk mengukur suhu

a. TIC (Temperature Controller)

Berfungsi untuk mengendalikan dan mengetahui suhu dalam alat agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan (set point). Pengendalian ini didasari dengan adanya set point, apabila ada perbedaan TIC akan mengirim perintah ke element pengontrol akhir yang dalam pabrik ini digunakan valve untuk membuka dan menutup aliran sehingga akan mengurangi jumlah steam atau air pendingin yang masuk dalam alat.

2. Untuk mengukur tinggi permukaan fluida

a. LI (Level Indicator)

Berfungsi untuk mengetahui ketinggian liquid dalam tangki agar tidak melebihi batas tertinggi dan terendah yang telah ditentukan. Apabila ketinggian cairan dalam tanki menurun, maka suply bahan harus segera ditambahkan dan sebaliknya.

b. LIC (Level Indicator Controller)

Merupakan peralatan yang ditempatkan pada batas minimum atau tinggi cairan yang dikehendaki pada alat utama dan dihubungkan dengan katup pengeluaran cairan pelarut, sehingga cairan yang dibutuhkan tetap konstan sesuai yang diinginkan. Berfungsi untuk mengetahui dan mengatur ketinggian fluida dalam tangki dimana pengukuran tinggi permukaan ini dilakukan dengan operasi sebuah

control valve, yaitu dengan mengatur rate cairan yang masuk atau keluar proses. Prinsip kerjanya yaitu, jumlah aliran fluida diatur oleh control valve. Kemudian rate fluida melalui valve ini akan memberikan sinyal kepada LIC untuk mendeteksi tinggi permukaan pada set point.

Adapun penggunaan alat-alat instrumentasi pada pabrik nikel sulfida ini dapat dilihat pada Tabel 7.1 berikut:

Tabel 7.1 Penggunaan Instrumentasi Pada Peralatan Pabrik Nikel Sulfida

No	Nama Alat	Instrumentasi
1	Gudang Bijih Lateri	TC
2	Mixing Tank	LIC
3	Reaktor	TIC,LIC, PIC
4	Tangki	LI
5	Blower	FC
6	Heater	TC
7	Cooler	TC
8	Rotary dryer	TC
9	Centrifuge	FC
10	Centrifuce Separator	FC
11	Pompa	FC

7.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja dalam industri sangat penting karena sangat berkaitan dengan kelancaran proses produksi. Semakin banyak perhatian yang diberikan pada elemen keselamatan kerja ini akan menyebabkan proses produksi menjadi lebih efisien dan efektif. Meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya memastikan keselamatan di tempat kerja adalah komponen penting dari upaya untuk memastikan keselamatan

di tempat kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain (Paters & Timmerhaus, 1991) :

1. Meningkatkan spesialisasi keterampilan karyawan dalam menggunakan peralatan secara benar sesuai tugas dan wewenangnya serta mengetahui cara-cara mengatasi kecelakaan kerja
2. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan, seperti:
 - Pelatihan untuk menciptakan kualitas Sumber Daya Manusia (SDM) yang tinggi dan bertanggung jawab, misalnya melalui pelatihan kepemimpinan dan pelatihan pembinaan kepribadian.
 - Studi banding (workshop) antar bidang kerja, sehingga karyawan diharapkan memiliki rasa kepedulian terhadap sesama karyawan.
3. Membuat peraturan mengenai tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin.

Secara umum ada 4 macam bahaya yang bisa terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perencanaannya yaitu:

1) Pencegahan terhadap Kebakaran dan Peledakan

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam mengatasi bahaya ini yaitu adanya pencegahan, pengontrolan jika terjadi kebakaran dan pemadam kebakaran. Kebakaran biasanya disebabkan oleh adanya nyala terbuka pada unit utilitas, bengkel dan sebagainya. Disamping itu mungkin adanya loncatan api yang disebabkan oleh aliran listrik pada panel-panel misalnya stop kontak, saklar atau instrumentasi lainnya.

Selain itu kebakaran atau peledakan bisa juga berasal dari reaktor. Upaya pencegahan dan penanganan terhadap kebakaran dan ledakan sebagai berikut:

- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak di tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
- Larangan merokok dilingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan.
- Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
- Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.
- Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

2) Pencegahan terhadap Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi nilai-nilai K3. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah:

- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman.

- Sistem penerangan yang baik

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik:

a) Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor-faktor korosi dan lain-lain.
- Penempatan furnace pada tempat yang jauh dari kerumunan pekerja.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure control, level

b) Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, temperatur control, pressure control, flow control dan lain-lain

c) Perpipaian

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaian antara lain karena kebocoran zat-zat yang berbahaya. Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat yang tinggi atau ditempat-tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran.
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan.
- Pemasangan valve yang mudah terjangkau.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecekaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

3) Pencegahan terhadap Gangguan Kesehatan

Bahaya yang terjadi umumnya berasal dari bahan baku, bahan pendukung, bahan yang diproses dan produk yang beracun. Sehingga upaya untuk meningkatkan kesehatan karyawan dalam lapangan kerja adalah:

- Setiap karyawan diwajibkan untuk memakai pakaian kerja selama berada di area lokasi pabrik.
- Dalam menangani bahan-bahan kimia yang berbahaya, karyawan diharuskan memakai sarung tangan karet serta penutup hidung dan mulut.
- Bahan-bahan kimia selama pembuatan, pengolahan, pengangkutan, penyimpanan dan penggunaannya dapat menimbulkan ledakan, kebakaran, korosi maupun gangguan terhadap kesehatan pekerja harus ditangani secara cermat dan hati-hati.
- Poliklinik yang memadai disediakan di lokasi pabrik untuk menunjang kesehatan para karyawan

4) Pencegahan Bahaya Karena Listrik

Gangguan listrik terutama disebabkan oleh terjadinya hubungan pendek, kelebihan beban arus dan kurang terpeliharanya mesin-mesin. Pengamanan yang dapat dilakukan adalah:

1. Memberi tanda pada daerah yang bertegangan tinggi.
2. Mengadakan kontrol yang baik terhadap peralatan maupun kabel-kabel listrik.
3. Menjauhkan tempat-tempat yang menimbulkan api seperti pengelasan.
4. Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekering atau pemutus arus listrik otomatis lainnya.
5. Sistem perkabelan listrik harus dirancang secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga keselamatan dan kemudahan jika harus dilakukan perbaikan.
6. Penempatan dan pemasangan motor-motor listrik tidak boleh mengganggu lalu lintas pekerja.
7. Isolasi kawat hantaran listrik harus disesuaikan dengan keperluan.
8. Setiap peralatan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan alat penangkal petir yang dibumikan.
9. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus.

Selain itu beberapa pokok persoalan yang harus dicakup dalam program keselamatan kerja perusahaan adalah:

1) Pengangkatan dan penempatan karyawan secara tepat

Usaha pengangkatan dan penempatan yang dilakukan oleh perusahaan adalah untuk meyakinkan adanya kesinambungan sumber karyawan yang berpotensi, penempatan pada jenis kerja yang tepat sehingga bisa memanfaatkan ketrampilan dan pengetahuan-pengetahuan pada bidang kerja diluar kemampuan.

2) Training

Job training, termasuk di dalamnya latihan mengenai keselamatan kerja yang harus dimulai pada kesempatan pertama begitu karyawan baru mulai mengenal dunia industri dan terus berlanjut sampai karyawan tersebut berhenti atau pensiun.

3) Pengetahuan kerja

Seorang karyawan (dalam hal ini terutama karyawan proses) dikatakan memiliki kecakapan kerja jika telah:

1. Mengetahui cara kerja.
2. Mengetahui cara kerja peralatan di unitnya.
3. Mengetahui kegunaan serta isi dari jalur-jalur pipa dalam unit kerjanya.
4. Mengetahui prinsip kerja pada unit kerjanya.
5. Mengerti dan bisa menjalankan peralatan atau alat mesin.
6. Mengerti penggunaan instrumen dan proses komputer untuk mengendalikan variabel operasi.
7. Mengerti dan mematuhi semua prosedur yang mencakup pada masing-masing area.

4) Analisa operasi

Analisa keselamatan kerja memberikan informasi berupa petunjuk-petunjuk latihan kerja dan kunci-kunci terhadap terjadinya kecelakaan yang sebenarnya bisa dihindarkan. Analisa ini juga berguna untuk menentukan alat-alat dan pendataan yang perlu digunakan dan penting bagi penempatan karyawan secara tepat. Program analisa ini dilakukan oleh pengawas lini dengan dibantu oleh seorang safety engineer.

5) Metode pemeriksaan peralatan secara sistematis

Inspeksi dapat dilakukan oleh orang-orang khusus, seperti inspector mekanikal, inspector listrik, inspector bangunan dan lain-lain. Kondisi atau metode kerja ini secara sekilas bisa diperhatikan oleh unsur-unsur dari luar sebagai suatu peringatan. Karena itu jika keadaan atau cara-cara ini diperbaiki, maka kecelakaan dapat dicegah.

6) Alat perlindungan diri yang baik

Pengawas dan ahli keselamatan harus mempertimbangkan setiap keadaan kerja untuk menentukan metode perlindungan karyawan yang paling praktis.

7) Dukungan terhadap saran-saran keselamatan karyawan

8) Investigasi kecelakaan

Investigasi kecelakaan artinya pencegahan kecelakaan secara keseluruhan.

9) Laporan kecelakaan dan analisa statistic

Penemuan-penemuan yang ada dalam investigasi tersebut harus dilaporkan kepada level manajemen yang tepat, agar investigasi kecelakaan memiliki arti, sehingga tindakan-tindakan pencegahan yang benar dapat dilakukan.

- 10) Menempelkan gambar-gambar atau kalimat peringatan pada tempat-tempat yang berbahaya
- 11) Memberikan penghargaan (reward) pada setiap karyawan yang perilakunya safety
- 12) Membuat sejumlah peraturan di lingkungan pabrik

Peraturan Keselamatan Kerja di Pabrik Nikel Sulfida

Adapun sejumlah peraturan yang dapat mengurangi atau meminimalkan potensi bahaya diantaranya:

1. Pakailah topi dan sepatu keselamatan yang telah diisyaratkan sebelum masuk ke dalam pintu area pabrik.
2. Dilarang keras membawa benda-benda yang dapat menimbulkan api, senter yang bukan tahan ledakan, radio, kaset recorder ke dalam area pabrik.
3. Dilarang keras mengaktifkan handphone di dalam area pabrik.
4. Dilarang keras memotret di dalam area pabrik (harus seijin yang berwenang atau K3L).
5. Dilarang keras berjalan-jalan di unit proses lainnya yang bukan tujuan untuk kerja. Dilarang menyentuh alat-alat operasi di dalam area pabrik.
6. Dilarang keras memakai air hydrant tanpa seijin yang berwenang (K3L).

Untuk mencapai keselamatan kerja yang tinggi, maka ditambahkan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan yaitu : (Paters & Timmerhaus, 1991)

1. Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang telah diberikan.
2. Setiap peraturan dan ketentuan yang telah ada harus dipatuhi.
3. Perlu keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada.
4. Setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan harus segera dilaporkan pada atasan.
5. Setiap karyawan harus saling mengingatkan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
6. Setiap kontrol diatur secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas maintenance.

Alat Perlindungan Diri (APD)

Setiap orang yang melakukan kegiatan di dalam pabrik diwajibkan untuk memakai alat pelindung diri sesuai dengan areanya. Alat Pelindung Diri (APD) sebenarnya hanya alat untuk mencegah agar efek dari kecelakaan kerja dapat dikurangi sekecil mungkin, APD yang ada pada Pabrik Nikel sulfida adalah sebagai berikut:

1. Safety shoes

Perlindungan terhadap kaki dilakukan dengan menggunakan Safety shoes. Safety shoes ini terbuat dari kulit yang dilengkapi besi pada depan sehingga dapat melindungi kaki jika ada benda yang jatuh. Penggunaan safety shoes ini wajib

digunakan oleh para karyawan atau pekerja selama berada di area proses produksi atau semua area pabrik.

2. Helm

Tujuan dari penggunaan helm adalah untuk menghindari benturan yang mungkin terjadi pada kepala, baik yang disebabkan benda jatuh maupun benturan kepala dengan peralatan. Helm juga wajib digunakan selama berada di area proses produksi atau semua unit proses.

3. Masker

Masker adalah alat pelindung pernapasan untuk mencegah masuknya partikel kecil ke dalam sistem pernapasan. Penggunaan masker wajib dilakukan pada saat berada di laboratorium, unit pengolahan limbah dan di area proses yang prosesnya dapat mengganggu pernapasan.

4. Kacamata

Kacamata digunakan pada daerah berdebu sehingga mata tidak akan kemasukan benda asing atau debu.

5. Sarung tangan

Sarung tangan digunakan pada daerah bertemperatur tinggi, misalnya di area reaktor dan heater bisa juga di storage, Laboratorium dan WWTP.

6. Baju tahan panas

Baju tahan panas digunakan pada daerah bertemperatur tinggi yang dapat menyebabkan terbakarnya kulit tubuh, seperti di di area Reaktor, Storage, unit proses.

7. Ear plug dan ear muff

Keduanya merupakan alat pelindung telinga dari kebisingan. Pemakaian pada pekerja diharapkan mengurangi kemungkinan terjadinya gangguan pendengaran. Selain pemakaian alat tersebut, untuk karyawan yang bekerja di area dengan kebisingan > 80 dB maka diberikan waktu istirahat sekitar 5 menit setiap jam kerja di area tersebut. Ear plug dan ear muff wajib digunakan oleh para pekerja selama berada di area proses.

8. Baju khusus (Jas lab)

Digunakan di laboratorium.

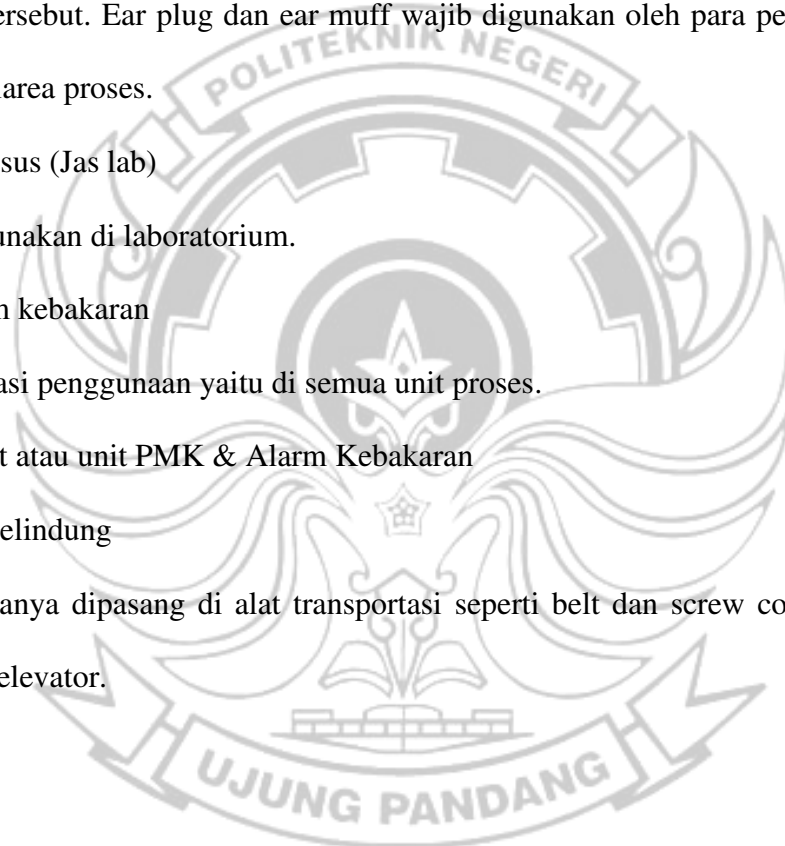
9. Pemadam kebakaran

Lokasi penggunaan yaitu di semua unit proses.

10. Hydrant atau unit PMK & Alarm Kebakaran

11. Pagar pelindung

Biasanya dipasang di alat transportasi seperti belt dan screw conveyer serta bucket elevator.



Tabel 7.2 Lambang Pemakaian Alat Pelindung Diri (APD) Pada Area Pabrik

No	Tempat atau Area	Lambang APD
1.	Area Proses	
2.	Laboratorium	
3.	Area Utilitas	

BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN

Organisasi perusahaan adalah wadah yang menjadi tempat berinteraksi bagi orang-orang untuk mencapai tujuan perusahaan. Organisasi merupakan hal yang penting untuk perusahaan. Hal ini menyangkut keberhasilan dan efektivitas dalam peningkatan pendapatan perusahaan ddalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang dihasilkan.

8.1 Bentuk Perusahaan

Pada prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih laterit ini, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

- a) Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum, artinya pemegang saham adalah pemilik dari perusahaan dan kekuasaan tertinggi pada rapat pemegang saham.
- b) Tanggung jawab dan wewenang pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan, sehingga pembagian hak dan wewenang antara pemegang saham dengan pelaksanaan perusahaan terlihat dengan jelas.
- c) Direktur perusahaan adalah orang yang dipandang mampu mengendalikan perusahaan, sehingga diharapkan mampu mendapatkan keuntungan yang maksimal
- d) Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.

- e) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya salah satu pemegang saham, direksi beserta staffnya serta karyawan perusahaan.
- f) Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

8.2 Struktur Organisasi

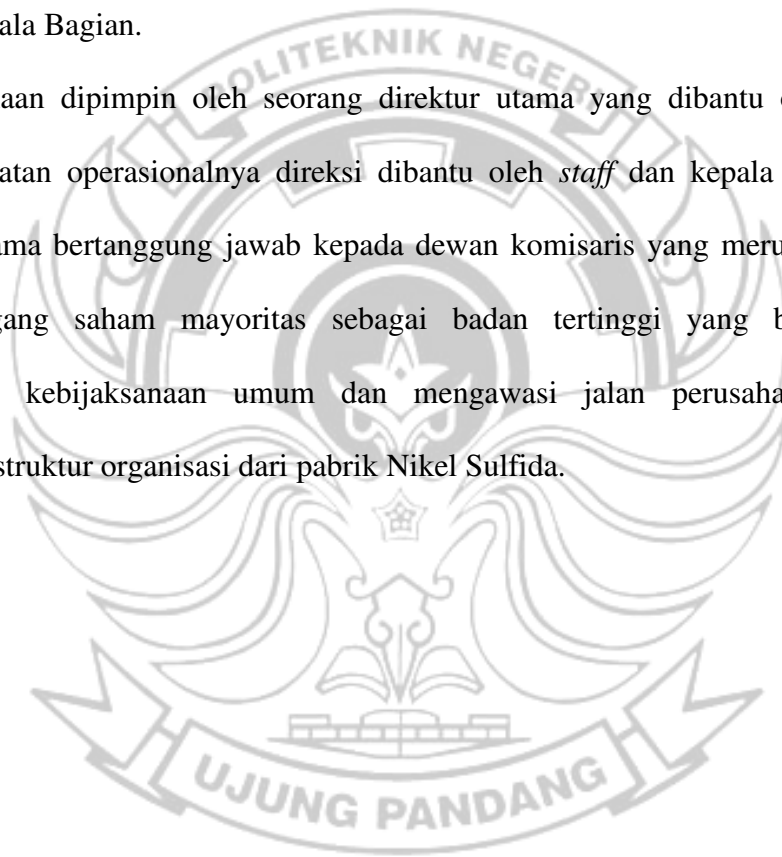
Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan dalam pencapaian keuntungan yang maksimal dan perkembangan perusahaan yang baik. Dalam pengelolaan perusahaan direncanakan memakai sistem *line and staff organization*. Pemilihan sistem ini didasarkan atas beberapa azas yang akan dijadikan pedoman, antara lain :

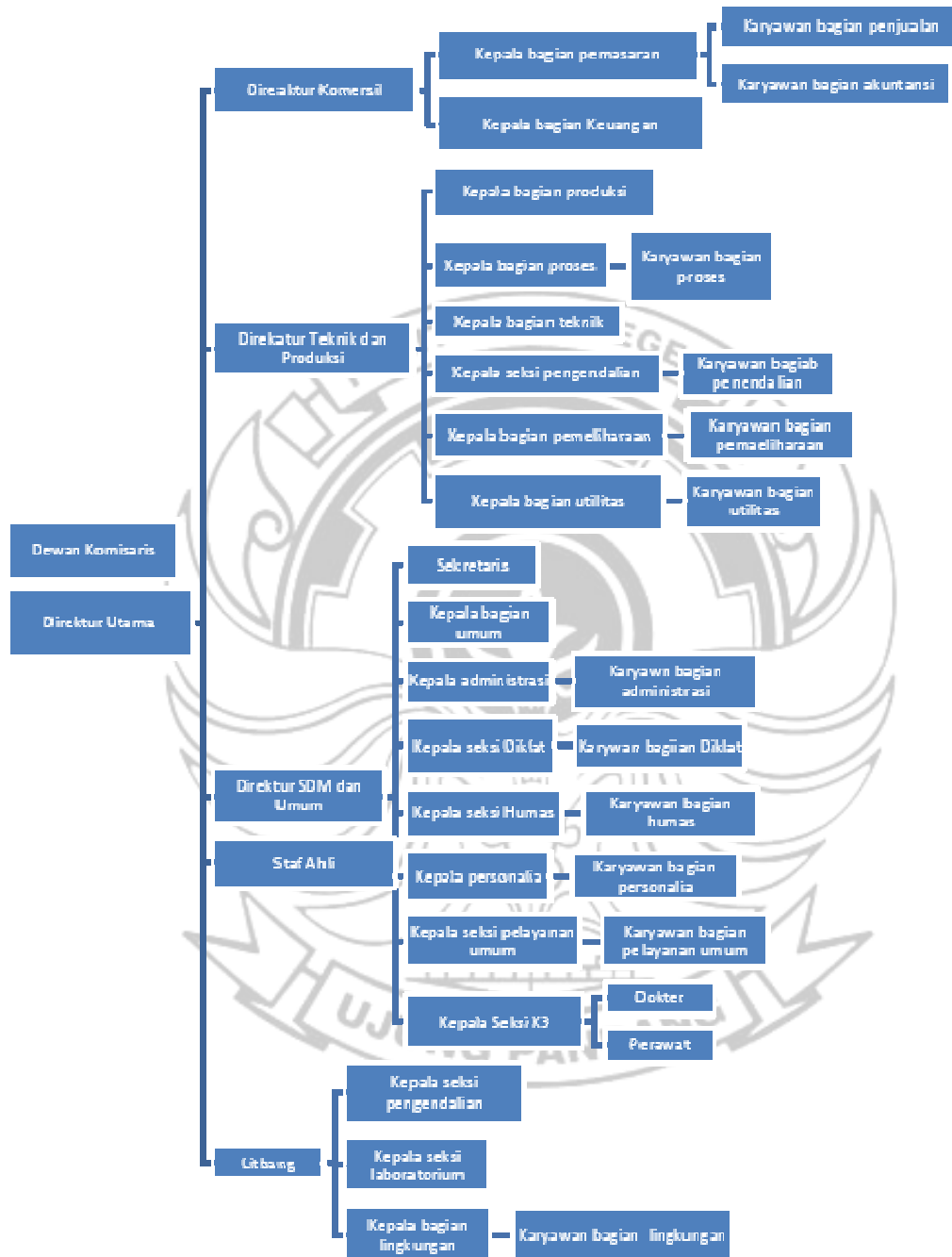
- a) Pembagian tugas dan wewenang yang jelas.
- b) Sistem control atas kerja yang telah dilaksanakan.
- c) Kesatuan perintah dan tanggung jawab. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis, dimana pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpasiuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando).
- d) Kepala bagian merupakan orang yang ahli dibidangnya.
- e) Keputusan dapat dijalankan dengan cepat.

Ada dua kelompok penting yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line and staff*, yaitu:

- Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok operasional produksi.
- Sebagai staff yaitu orang-orang yang membantu tugas dari para Dewan Direksi dan Kepala Bagian.

Perusahaan dipimpin oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direksi. Dalam kegiatan operasionalnya direksi dibantu oleh *staff* dan kepala departemen. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari pemegang saham mayoritas sebagai badan tertinggi yang berkewajiban menentukan kebijaksanaan umum dan mengawasi jalan perusahaan. Berikut merupakan struktur organisasi dari pabrik Nikel Sulfida.





Gambar 8.1 Struktur Organisasi Pabrik Nikel Sulfida

8.3 Tugas dan Wewenang

Pembagian tugas dan wewenang merupakan hal yang sangat penting dalam suatu kegiatan guna kelancaran operasi perusahaan. Adapun tugas dan wewenang tiap jabatan adalah sebagai berikut:

8.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan mempunyai kekuasaan tertinggi. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUSP). Rapat umum tersebut mempunyai wewenang:

- a) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b) Menentukan gaji dari Dean Komisaris.
- c) Menyerahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
- d) Evaluasi kinerja perusahaan.

8.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris selaku pimpinan tertinggi yang diangkat oleh rapat pemegang saham untuk masa jabatan tertentu mempunyai tugas dan wewenang:

- a) Menetapkan kebijaksanaan perusahaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- b) Menilai dan menyetujui rencana direktur, target laba perusahaan, lokasi sumber-sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- c) Mengawasi tugas-tugas direktur dan membantunya dalam hal yang penting.

- d) Sebagai wakil pemilik saham, dewan ini bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham.

8.3.3 Direktur Utama

Direktur utama membawahi kepala bagian. Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

- a) Melaksanakan kebijakan dewan komisaris.
- b) Menyusun target laba perusahaan, lokasi sumber-sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- c) Membuat keputusan serta membuat perjanjian kerjasama dan kontrak kerja dengan pihak luar organisasi.
- d) Menetapkan kebijakan umum dalam perencanaan dan pelaksanaan program perusahaan.
- e) Memberikan laporan kegiatan kepada dewan komisaris.

8.3.4 General Manager

General manager bertanggung jawab kepada direktur utama dan membawahi masing-masing kepala bagian. General manager terdiri atas general manager teknik dan produksi, serta general manager manajemen industri. Tugas dan wewenang general manager ini yaitu:

- a) Melaksanakan tugas khusus yang diberikan oleh pimpinan dan melakukan pengawasan terhadap tugas-tugas yang diberikan kepada bawahan sesuai dengan bidang masing-masing.

- b) Bertanggung jawab terhadap pimpinan atas tugas yang diberikan kepadanya serta menerima laporan dari bawahan.
- c) Mengawasi pelaksanaan rencana yang diberikan oleh pimpinan dan memberikan saran-saran terhadap persoalan yang timbul.

8.3.5 Kepala Bagian (*Supervisor*)

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

- a) Bertanggung jawab kepada general manager atas tugas yang diberikan untuk mencapai target yang telah direncanakan.
- b) Mengawasi kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan yang menjadi tanggung jawabnya.
- c) Menciptakan kerja sama yang baik dan menjamin keselamatan para karyawan dan memberikan saran-saran serta membuat laporan secara berkala kepada atasan.

Kepala bagian ini terdiri atas:

- a) Bagian Keuangan dan Pemasaran (*Finance*)

Bagian ini terbagi atas 2 bagian, yaitu:

- 1) Bagian anggaran dan akuntansi, mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut
 - a. Mengelola anggaran pendapatan dan belanja perusahaan.
 - b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - c. Mengatur dan merencanakan pembelian barang investasi.
 - d. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran dan pembelian bahan baku dan penjualan produk.
 - e. Membuat dan membukukan pemasukan dan pengeluaran perusahaan.

2) Bagian pemasaran mempunyai wewenang untuk melaksanakan pemasaran produksi. Bagian pemasaran mempunyai wewenang sebagai berikut:

- a. Menentukan daerah-daerah pemasaran hasil produksi.
- b. Meningkatkan hubungan kerjasama yang baik dengan perusahaan luar.

b) Bagian logistik

Bagian logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- a. Mengatur penerimaan, pergudangan dan suplai bahan baku serta alat-alat yang merupakan kebutuhan produksi.
- b. Bertanggung jawab terhadap tersedianya bahan baku dan alat-alat yang cukup untuk kelangsungan proses produksi.

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi dua bagian, yaitu:

1) Perlengkapan

Tugasnya membeli barang yang dibutuhkan perusahaan dalam bidang proses produksi, kebutuhan pegawai dan lain-lain.

2) Gudang

Tugasnya menyimpan dan mendistribusikan barang-barang jadi, suku cadang, bahan-bahan kimia dan lain-lain.

c) Bagian Management Administrasi dan Personalia

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi empat, yaitu:

1) Bagian administrasi dan tata usaha

Bagian ini bertugas membuat dan mengatur kelancaran administrasi dalam perusahaan.

2) Bagian personalia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah:

- a. Menerima dan memberhentikan tenaga kerja yang sesuai dengan kemampuan dan keahlian masing-masing.
- b. Memberikan penilaian terhadap prestasi karyawan
- c. Memberikan latihan dan peningkatan bagi peningkatan mutu dan prestasi karyawan.

3) Bagian hubungan masyarakat

Bagian ini mempunyai tanggung jawab dalam mengelola hubungan dengan masyarakat dan izin-izin yang menyangkut perusahaan.

4) Bagian umum

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

- a. Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi dibidang kesejahteraan dan fasilitas-fasilitas kesehatan.
- b. Bertanggung jawab terhadap keamanan dan keselamatan yang meliputi satuan pengamanan (satpam) dan pemadam kebakaran.

d) Bagian produksi

Bagian produksi bertanggung jawab terhadap produksi, yaitu mengoperasikan peralatan atau mengendalikan proses terutama penyediaan utilitas, pengemasan, pengepakan produk dan perancangan produksi yang akan datang. Bagian produksi dibagi dua bagian, kedua bagian ini mempunyai tanggung jawab sendiri-sendiri, diantaranya :

1) Bagian Produksi

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

- a. Melaksanakan dan mengawasi operasi selama proses berlangsung.
- b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi.

2) Bagian Utilitas

Bagian ini bertanggung jawab terhadap penyediaan air, listrik dan lain-lainnya yang berkaitan dengan kelancaran fungsional utilitas.

e) Bagian teknik

Bagian ini bertanggung jawab memelihara semua peralatan fisik pabrik. Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian, yaitu:

- 1) Bagian teknik pemeliharaan mesin dan peralatan (maintenance), mempunyai wewenang:

- 2) Bagian teknik umum

Bagian ini bertanggung jawab atas pemeliharaan dan perbaikan-perbaikan fasilitas-fasilitas penunjang lainnya.

f) Bagian penelitian dan pengembangan

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian, yaitu:

- 1) Bagian pengendalian mutu

Mempunyai tugas:

- a. Membuat program dan melaksanakan suatu penelitian guna meningkatkan mutu produksi dan efisiensi proses produksi.
- b. Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisa hasil produksi.

2) Bagian laboratorium

Mempunyai tugas dan wewenang:

- a. Melakukan analisa terhadap bahan baku yang terlibat dalam proses produksi.
- b. Melakukan analisa semua bahan yang terlibat untuk mengontrol proses produksi.

8.4 Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik nikel sulfida dari bijih laterit ini sistem gaji karyawan ditentukan berdasarkan bertanggung jawab serta keahlian keryawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

a) Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan suatu keputusan direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b) Karyawan harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direktur tanpa surat keputusan direktur dan mendapat upah harian yang dibayar setengah bulan sekali sesuai dengan hari kerja.

c) Karyawan tidak tetap (kontrak)

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik saat diperlukan sesuai perjanjian yang disepakati dan diberhentikan sesuai masa kontrak kerja. Keselamatan seluruh karyawan selama jam kerja dijamin dengan asuransi tenaga kerja.

8.5 Sistem Kerja

Pabrik nikel sulfida ini beroperasi selama 300 hari setahun secara kontinyu dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, masa waktu kerja dibagi dengan *shift* dan *non shift*.

8.5.1 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Waktu kerja untuk karyawan non shift dapat dilihat pada Tabel 8.1.

Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan Non Shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin s/d Kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jumat	08.00 – 17.00	11.00 – 13.00

8.5.2 Waktu kerja karyawan *shift*

Pembagian jam kerja terdiri dari 3 *shift* dan 4 *group*, dimana 3 *group* melakukan *shift* sedangkan satu *shift* libur. Setiap *group* dikepalai seorang *foreman shift*.

Pengaturan jam kerja *shift* ini adalah:

- a) Shift 1 (pagi) : pukul 07.00 – 15.00
- b) Shift 2 (sore) : pukul 15.00 – 23.00
- c) Shift 3 (malam) : pukul 23.00 – 07.00

8.6 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada prarancangan pabrik nikel sulfida dari bijih laterit ini berjumlah sebanyak 166 orang. Dapat dilihat pada tabel 8.2.

Tabel 8.2 Jumlah Karyawan Pada Pabrik Nikel Sulfida

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur utama	1
2	Direktur komersil	1
3	Direktur teknik dan produksi	1
4	Direktur SDM dan Umum	2
5	staf ahli	4
6	Litbang	1
7	Kepala bagian produksi	1
8	Kepala bagian teknik	1
9	Kepala Bagian SDM	1
10	Kepala Bagian Keuanganan	1
11	Kepala Bagian pemasaran	1
12	Kepala Bagian proses	1
13	Kepala bagian umum	1
14	Kepala Seksi Pengendalian	1
15	Kepala Seksi Laboratrium	1
16	Kepala Seksi K3	1
17	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
18	Kepala Seksi Utilitas	1
19	Kepala Seksi Adminstrasi	1
20	Kepala Seksi Akuntansi	1
21	Kepala Seksi Pembelian	1
22	Kepala Seksi Penjualan	1
23	Kepala Seksi Personalia	1
24	Kepala Seksi Diklat	1
25	Kepala Seksi Humas	1
26	Kepala Seksi Pelayanan umum	1
27	Sekretaris	4
28	Karyawan Bagian Proses	40
29	Karyawan Bagian Pengendalian	6
30	Karyawan Bagian Laboratorium	8
31	Karyawan Bagian Ligkungan	7
32	Karyawan Bagian Pemeliharaan	5
33	Karyawan Bagian utilitas	8
34	Karyawan Bagian Adminstrasi	4

No.	Jabatan	Jumlah
35	Karyawan Bagian Akuntansi	4
36	Karyawan Bagian Pembelian	4
37	Karyawan Bagian Penjualan	4
38	Karyawan Bagian Personalia	1
39	Karyawan Bagian Diklat	2
40	Karyawan Bagian Humas	4
41	Karyawan Bagian Pelayanan Umum	4
42	Dokter	3
43	Perawat	2
44	Sopir	4
45	Kebersihan dan keamanan	6
Total		166

8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial atau jaminan sosial adalah suatu bentuk pemberian penghasilan, baik dalam bentuk materi ataupun non materi, yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan untuk selama masa pengabdianya ataupun setelah berhenti pensiun atau karena lanjut usia dalam usaha pemenuhan kebutuhan, baik kebutuhan materi atau non materi, kepada masyarakat dengan tujuan untuk memberikan semangat atau dorongan kepada para karyawan. Jaminan sosial diberikan kepada karyawan, antara lain:

a) Tunjangan

1. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

b) Cuti

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja setahun.
2. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Cuti mendadak diberikan kepada karyawan apabila terjadi hal-hal diluar dugaan.

c) Perlengkapan karyawan produksi

Perlengkapan kerja diberikan kepada karyawan berupa *safety shoes, safety earring, helm*, pakaian, masker dan kacamata.

d) Pengobatan

1. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diaur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

e) Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

Sesuai dengan yang telah diatur pada pasal 15 ayat 2 Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia No. PER.07/MENV/2010, premi Asuransi ditetapkan sebesar Rp 400.000,- yang terdiri dari;

1. Premi Asuransi TKI Pra Penempatan sebesar Rp 50.000,-
2. Premi Asuransi TKI Masa Penempatan sebesar rp 300.000,-
3. Premi Asuransi TKI Purna Penempatan sebesar Rp 50.000,-

PP No 84 Tahun 2013 menetapkan jaminan kesehatan bagi tenaga kerja. Pasal 9 ayat

(1) berbunyi, Sbb:

(1) Besarnya iuran program jaminan sosial tenaga kerja, adalah:

a. Jaminan Kecelakaan Kerja yang perincian besarnya iuran berdasarkan kelompok jenis usaha sebagaimana tercantum dalam Lampiran 1, antara lain:

- Kelompok I : 0,24% dari upah sebulan
- Kelompok II : 0,54% dari upah sebulan
- Kelompok III : 0,89% dari upah sebulan
- Kelompok IV : 1,27% dari upah sebulan
- Kelompok V : 1,74% dari upah sebulan

(2) Iuran Jaminan Kecelakaan Kerja dan Jaminan Kematian ditanggung sepenuhnya oleh pengusaha.

(3) Iuran Jaminan Hari Tua sebagaimana dimaksud dalam ayat (1). Huruf b, sebesar 3,70% ditanggung oleh pengusaha dan sebesar 2% ditanggung oleh tenaga kerja.

BAB IX TATA LETAK PABRIK

Tata letak pabrik adalah pengorganisasian fasilitas fisik perusahaan untuk meningkatkan efisiensi penggunaan peralatan, bahan, orang, dan energi (Fred, 1993). Tata Pengaturan fasilitas fisik perusahaan yang terdiri dari susunan departemen, pusat kerja, dan peralatan. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan yang penting dalam menentukan efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari.

Tujuan dasar dalam tata letak pabrik, yaitu sebagai berikut (Wignjosoebroto, 2009):

- Integrasi secara menyeluruh dari semua faktor yang mempengaruhi proses produksi.
- Pemindahan jarak yang seminimal mungkin.
- Aliran kerja berlangsung secara lancar melalui pabrik.
- Semua area yang ada dimanfaatkan secara efektif dan efisien.
- Kepuasan kerja dan rasa aman dari pekerja dijaga sebaik-baiknya.
- Pengaturan tata letak harus cukup fleksibel.

Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, storage (persediaan) dan area pemindahan/ area alternative (area handling) pada posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (Timmerlaus, 2004) :

- a. Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/ perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.
- c. Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, steam, tenaga listrik dan bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan/ perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
- d. Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- e. Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/ peledakan.
- f. Masalah pembuangan limbah.
- g. Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat shut down harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
- h. Pemeliharaan dan perbaikan.
- i. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/ mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- j. Service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain-lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti:

- a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material handling
- b. Mengurangi waktu tunggu untuk mengatur keseimbangan antara waktu operasi dan beban dari mesin-mesin departemen. Pengaturan tata letak yang terkoordinir dan terencana baik akan dapat mengurangi waktu tunggu yang berlebihan.
- c. Memberikan ruang gerak yang lebih luas sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
- d. Menurunkan ongkos produksi.
- e. Meningkatkan keselamatan kerja dan mengoptimalkan kerja semaksimal mungkin.
- f. Mengurangi faktor yang bisa merugikan dan mempengaruhi kualitas dari bahan baku ataupun produk jadi.
- g. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

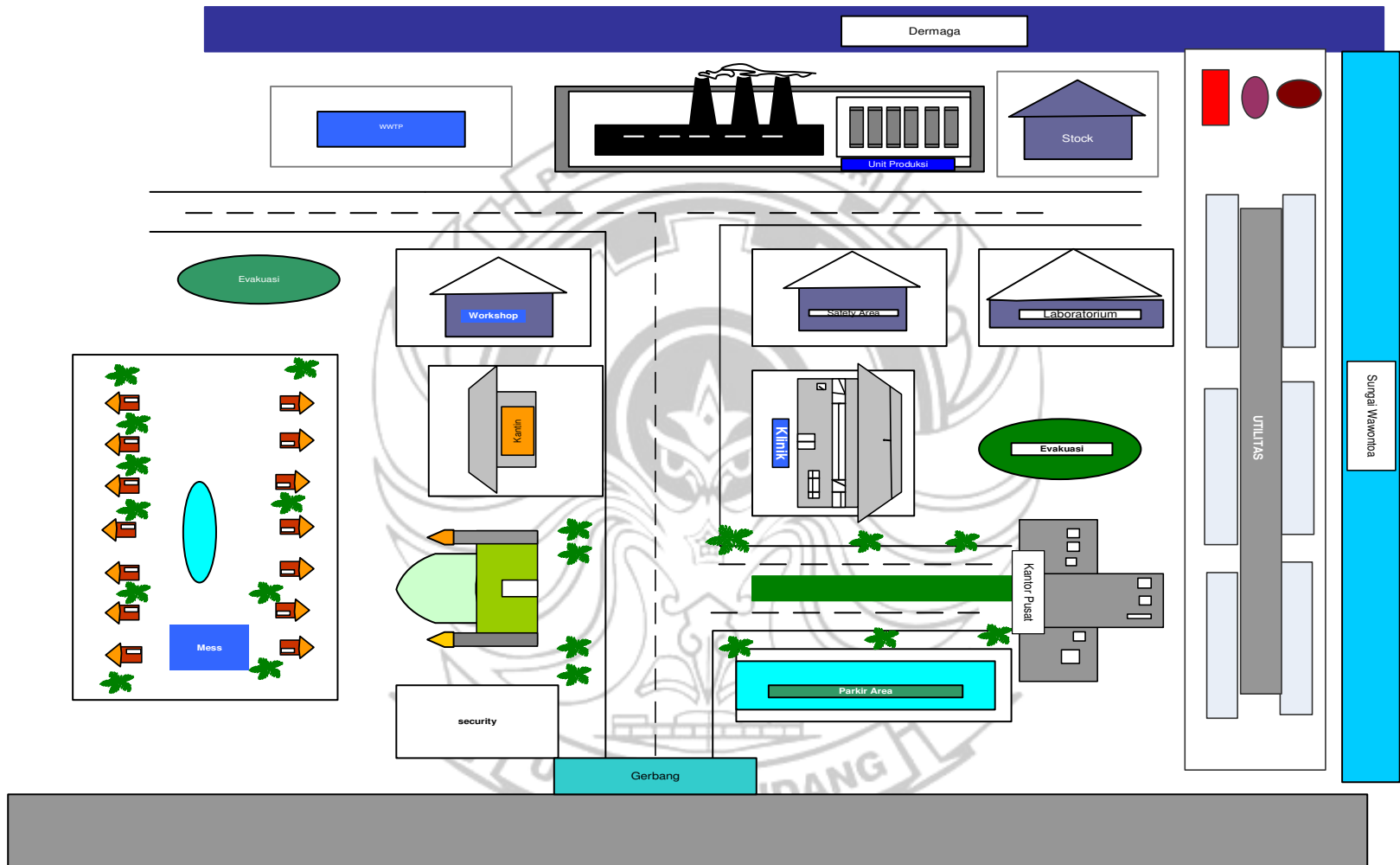
Pabrik nikel sulfida dari bijih laterit ini direncanakan berdiri di Kabupaten Luwu Timur, Sulawesi Selatan, dengan luas area 6 Ha, dan perincian sebagai berikut:

- a. Area Pabrik : 2 Ha
- b. Area perumahan : 1,5 Ha
- c. Area Perkantoran : 0,5 Ha
- d. Area Perluasan : 1,5 Ha

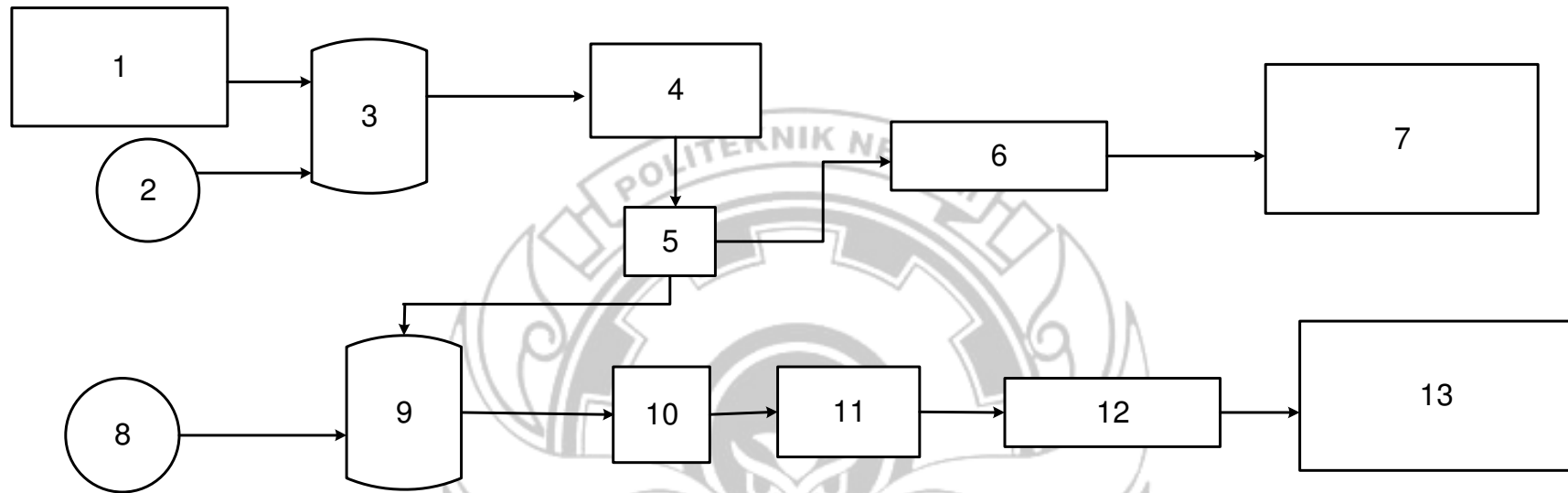
Tata letak lingkungan pabrik dan tata peralatan pabrik dapat dilihat pada Gambar

9.1





Gambar 9.1 Layout Perusahaan



Gambar 9.2 Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

No	Alat proses	No	Alat
1	Gudang bahan baku bijih laterit	8	Tangki Hidrogen sulfida
2	Tangki Asam Sulfat	9	Reaktor NiS
3	Reaktor NiSO ₄ (R-01)	10	Thickener
4	Filter press	11	Centrifuge Separator
5	Centrifuge	12	Rotary dryer
6	Rotary dryer	13	Gudang penyimpanan NiS
7	Gudang produk samping		

BAB X ANALISIS EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik perlu dilakukan untuk mengetahui kelayakan pabrik untuk didirikan dan dioperasikan. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan apabila dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai parameter ekonomi digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi. Parameter-parameter tersebut antara lain:

1. Laju pengembalian modal (*Interest Rate Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap parameter-parameter tersebut, maka perlu perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment, TCI*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost, TPC*)

10.1 Kajian Ekonomi

10.1.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Total Capital Investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. *Total Capital Investment* secara garis besar terbagi menjadi 2 bagian :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

FCI yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat

beroperasi. Total biaya FCI sebesar Rp 1.815.448.087.486,69 yang terdiri dari biaya langsung (*Direct Cost,DC*) dan biaya tidak langsung (*Indirect Cost, IC*).

a. Biaya Langsung (*Direct Cost,DC*)

Tabel 10.1 Komponen Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

No	Komponen Biaya	Biaya
1	Harga peralatan	Rp 526.216.836.952,37
2	Harga pemasangan alat	Rp 78.932.525.542,86
3	Instrumen dan alat control	Rp 105.243.367.390,48
4	Pemipaan dan peamasangan	Rp 105.243.367.390,48
5	Bangunan dan Peralatan	Rp 78.932.525.542,86
6	Instalasi Listrik	Rp 52.621.683.695,24
7	Vasilitas Service	Rp 52.621.683.695,24
8	Tanah	Rp 52.621.683.695,24
Total DC		Rp 1.052.433.673.904,75

b. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

Tabel 10.2 Komponen Biaya Tidak Langsung *Indirect Cost, IC*)

No	Komponen Biaya	Biaya
1	Teknik dan supervise	Rp 184.175.892.833,33
2	Biaya resmi	Rp 52.621.683.695,24
3	Biaya kontruksi	Rp 210.486.734.780,95
4	Biaya tak terduga	Rp 131.554.209.238,09
5	Bangunan dan Peralatan	Rp 184.175.892.933,33
Total IC		Rp 763.014.413.580,94

2. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

Working Capital Investment (WCI) adalah modal awal yang harus disiapkan untuk menjalankan pabrik pada saat pabrik beroperasi untuk pertama kali, misalnya keperluan bahan baku, pembayaran biaya operasi, gaji karyawan, utang pajak dan sebagainya. Berdasarkan Lampiran diperoleh WCI sebesar Rp453.862.021.871,42. Keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci maka dalam perencanaan ini digunakan metode

study estimate. Study estimate adalah metode dimana semua investasi pabrik hitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Modal investasi berasal dari

- Modal sendiri sebanyak 40% dari modal investasi total. Modal sendiri sebesar Rp 907.724.043.742,84
- Pinjaman dari bank sebanyak 60% dari modal investasi total. Modal pinjaman bank sebesar Rp 1.361.586.065.614,27

10.1.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*, TPC)

Total Production Cost (TPC) merupakan semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi untuk memproduksi suatu produk. *Total Production Cost* (TPC) pabrik Nikel sulfida sebesar Rp 361.475.022.637,44 yang terdiri dari dua bagian yaitu:

1. *Manufacturing Cost* (MC)

Manufacturing Cost (MC) Adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemenuhan keperluan pendukung yang berpengaruh secara tidak langsung pada proses produksi. Berdasarkan Lampiran E, total MC sebesar yang terdiri dari *Direct Production Cost*, *Fixed charges*, dan *Plant Overhead Cost*.

a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost*, DPC)

Direct Production Cost termasuk biaya yang terkait langsung dengan proses produksi seperti biaya transportasi, bahan baku, upah buruh, biaya supervise langsung, utilitas dan royalty . Jenis biaya ini dapat dilihat pada Tabel 10.3.

Tabel 10.3 Komponen Biaya Produksi Langsung

No	Komponen Biaya	Biaya
1.	Bahan baku	Rp 175.858.847.334.720,00
2.	Upah tenaga kerja	Rp 11.436.000.000,00
3.	Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 90.772.404.374,28
4.	Pasokan operasi	Rp 90.772.404.374,28
5.	Laboratorium	Rp 571.800.000,00
6.	Patent and Royalti	Rp 1.593.253.829.614.43
7.	Utilitas	Rp3.186.507.659.228,86
Total DPC		Rp 179.577.409.417.875,00

b. Biaya Tetap (*Fixed charges, FC*)

Fixed Charges adalah biaya yang dikeluarkan untuk keperluan produksi namun tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi. *Fixed Charges* merupakan biaya yang harus dikeluarkan walaupun pabrik tidak berproduksi. Depresiasi, pajak, asuransi, bunga dikategorikan sebagai biaya tetap.

Tabel 10.4 Komponen Biaya *Fixed Charges* (FC)

No	Komponen Biaya	Biaya
1.	Depresiasi	Rp 90.772.404.374,28
2.	Pajak	Rp 272.317.213.122.85
3.	Asuransi	Rp 272.317.213.122.85
4.	Bunga	Rp 340.369.516.403,57
Total FC		Rp 975.803.347.023,56

c. *Plant Overhead Cost* (POC)

Plant Overhead Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk mendukung suatu bisnis dan tidak berkaitan langsung dengan biaya untuk aktivitas produksi. Berdasarkan Lampiran E, total *Plant Overhead Cost* (POC) sebesar Rp.6.373.015.318.457,72

2. Biaya pengeluaran umum (*General Expense , GE*)

General Expense merupakan biaya -biaya umum yang dikeluarkan selain modal investasi dan biaya produksi.

Tabel 10.5 Komponen Biaya *General Expense*

No	Komponen Biaya	Biaya
1.	Biaya Administrasi	Rp 1.598.253.829.614.,43
2.	Biaya distribusi dan penjualan	Rp 1.598.253.829.614.,43
3.	Biaya riset dan pengembangan	Rp 1.598.253.829.614.,43
Total GE		Rp 4.779.761.488.843,29

10.2 Analisis Kelayakan Ekonomi

10.2.1 Laba

Laba adalah suatu hasil yang didapatkan dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba terdiri atas laba kotor yang merupakan laba sebelum dipotong pajak penghasilan dan laba bersih yaitu laba setelah dipotong pajak penghasilan. Berdasarkan Lampiran E, diperoleh laba kotor rata-rata sebesar Rp147.522.159.523.711,00 dan laba bersih rata-rata sebesar Rp 95.889.403.690.412,40

10.2.2 *Return On Investment* (ROI)

Return On Investment merupakan rasio yang menyatakan persentase dari keuntungan tahunan terhadap modal investasi. Dari hasil perhitungan diperoleh ROI setelah pajak sebesar 46,30%

10.2.3 *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time merupakan lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak dari mulai beroperasi untuk melunasi investasi awal dari pendapatan yang dieperoleh. Berdasarkan perhitungan Lampiran E, diperoleh POT sebelum pajak selama 1,2 tahun dan setelah pajak 1,9 tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak

didirikan karena syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia resiko rendah adalah maksimum 5 tahun (Aries & Newton, 1955)

10.2.4 Break Event Point (BEP)

Break even point merupakan titik perpotongan antara garis sales dengan total cost, yang menunjukkan Tingkat produksi dimana sales akan sama dengan total cost. Beberapa komponen yang merupakan komponen total production cost, digunakan untuk mencari BEP yang dinyatakan dalam *Fixed Cost (FC)*, *Variabel Cost (VC)* dan *Semi Variable Cost (SVC)*. Dari lampiran E diperoleh BEP sebesar 43,68 %

1. Fixed Cost (FC)

Tabel 10.6 Komponen Biaya *Fixed Charges (FC)*

No	Komponen Biaya	Biaya
1	Depresiasi	Rp90.772.404.374,28
2	Pajak	Rp272.317.213.122,85
3	Asuransi	Rp272.317.213.122,85
4	Bunga	Rp340.369.516.403,57
Total FC		Rp975.803.347.023,56

2. Variabel Cost (VC)

Variabel Cost merupakan komponen biaya yang mengalami perubahan sesuai dengan jumlah hasil produksi. Semakin meningkat jumlah produksi, semakin meningkat pula biaya yang harus dikeluarkan.

Tabel 10.7 Komponen Biaya *Variabel Cost (VC)*

No	Komponen Biaya	Biaya
1	Bahan Baku	Rp 175.858.847.334.720,00
2	Utilitas	Rp 3.186.507.659.228,86
3	Royalti	Rp 1.593.253.829.614,46
Total VC		Rp 181.614.412.170.587,00

3. Semi Variable Cost (SVC).

Semi Variable Cost merupakan biaya yang sifatnya sebagian tetap dan sebagian lagi variabel. Biaya semi variabel ini berubah tidak sebanding dengan perubahan jumlah produksi.

Tabel 10.7 Komponen Biaya *Variabel Cost* (VC)

No	Komponen Biaya	Biaya
1	Gaji Karyawan	Rp 11.436.000.000,00
2	Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 90.772.404.374,28
3	Pasokan operasi	RP 90.772.404.374,28
4	Laboratorium	Rp 571.800.000,00
5	Plant Overhead Cost	Rp318.650.765.922,46
Total SVC		Rp 512.203.374.671,46

4. Total Penjualan (S)

Total penjualan produk Nikel sulfida per tahun berdasarkan lampiran E diperoleh sebesar Rp 179.387.236.116.000.000

10.2.5 *Shutdown Point* (SDP)

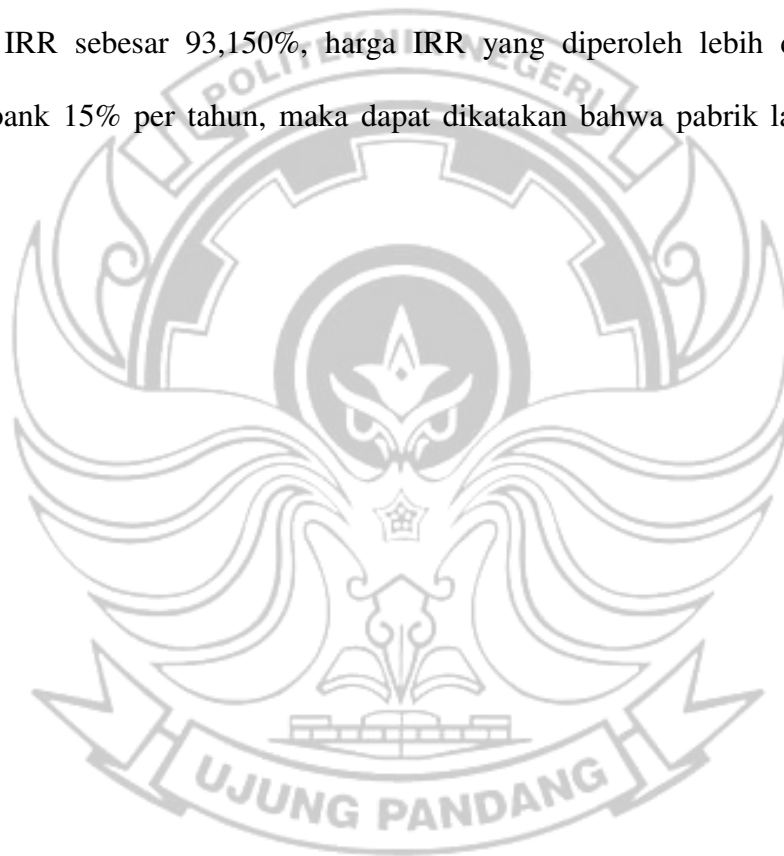
Shutdown Point adalah suatu titik atau suatu penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain adalah variable cost yang terlalu tinggi atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - (0,7 \text{ SVC}) - \text{VC}} \times 100 \\
 &= \frac{0,3 \times \text{Rp } 512.203.374.671,46}{\text{Rp } 179.387.236.116.000.000 - (0,7 \times \text{Rp } 512.203.374.671,46) - 181.614.412.170.587,00} \times 100 \\
 &= 5,94\%
 \end{aligned}$$

10.2.6 *Internal Rate of Return* (IRR)

Internal Rate of Return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Apabila IRR ternyata lebih besar dari bunga ril yang berlaku, maka pabrik akan menguntungkan akan tetapi apabila IRR lebih kecil dari bunga *ril* yang berlaku maka pabrik dianggap rugi. Berdasarkan perhitungan Lampiran E diperoleh IRR sebesar 93,150%, harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 15% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.



BAB XI KESIMPULAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab–bab sebelumnya pada pra rancangan pabrik Nikel Sulfida ini, didapatkan kesimpulan sebagai berikut.

1. Pra rancangan pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Laterit dengan kapasitas 85.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagiannya diekspor ke luar negeri.
2. Dari analisis teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Laterit dengan kapasitas 85.000 ton/tahun layak didirikan di Kec. Wawontoa, Kabupaten Luwu timur, Sulawesi Selatan.
3. Pra rancangan pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Laterit merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 166 orang.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka Pra rancangan pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Laterit ini layak didirikan dengan :
 - *Fixed Capital Investment (FCI)* = Rp 1.815.448.087.485,69
 - *Working Capital Investment (WCI)* = Rp 453.825.021.871,42
 - *Total Capital Investment (TCI)* = Rp 2.269.310.109.357,11
 - *Total Production Cost (TPC)* = Rp 31.865.076.592.288,60
 - *Total Sales (TS)* = Rp 179.387.236.116.000,00
 - IRR = 93,150%
 - Pay Out Time (POT) = 1,9 tahun
 - Break Event Point (BEP) = 43,68%

DAFTAR PUSTAKA

- A. D. Dalvi, W. G. B. a. R. C. O., 2004. The Past and The Future Of Nikel Laterites. *PDAC 2004 Internasional Convention*.

- Amaliah, W. H., 2023. *Prarancangan Pabrik Nikel Sulfida (NiS) dari biji laterit Melalui Metode Hidrometalurgi dengan kapasitas 20.000 TON/TAHUN*, padang: <http://repo.bunghatta.ac.id/id/eprint/11265>.
- Baihaqi, 2018. *Tahapan Proses Ekstraksi Metalurgi*. Diakses di: <https://id.scribd.com/document/372706434/Tahapan-Proses-Ekstraksi-Metalurgi>
- D. Georgiu dan V. G. papangelakis, 1998. Sulphuric acid pressure leaching of a limonite laterite: chemisstry and kinetics. *Hydrometallurgy*, Volume 49. Dwi Ardama Ferhi, e. a., 2019. *Inovasi dan Efisiensi Limbah Slag Nikel Yang Bernilai Tambah*. jakarta: PT ANTAM TBK.
- Francisco Reyes, e. a., 2014. *Model based decision support system for the heap leaching process*. Santiago, Chile, Facultad de Ingeniera y Ciencias, Universidad Adolfo Ibáñez, Diagonal Las Torres 2640, Santiago, Chile, pp. 10664-10669.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations (Third Edition)*. Asimon & Schuster Company
- Geoffrey S. Simante, e. a., 2010. The fungal and chemolithotropic leaching and opportunities. *Hydrometallurgy*, Volume 103 (1-4), pp. 150-157.
- Indrawati, I. S. D. E., 2022. Pelindian Nikel Laterit Low-Grade Pomala menggunakan Asam Organik dan Inorgannik pada Kondisi Atmosfir. *Hexagon Juernal Teknik an Sains*.
- Iwan Nursahan, dkk. (2023). Dalam *Neraca Sumber Daya dan Cadangan Mineral, Batubara dan Panas Bumi Indonesia Tahun 2022* (hal. 46). Bandung: Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral Badan Geologi.
- Karnadi, A. (2021, Desember 28). Diambil kembali dari DataIndonesia.id: <https://dataindonesia.id/komoditas/detail/permintaan-nikel-dunia-capai-6-ribu-metrik-ton-pada-2040>

- Kern, D.Q. (1965). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill.
- Kirk and Othmer, 2004. *Encyclopedia of Chemical Technology*. 5 ed. New York: John Wiley & Sons.
- Kusuma, G. D., 2012. Pengaruh reduksi Roasting dan Konsentrasi Leaching Asam Sulfat terhadap Recovery nikel dari bijih limonite. *skripsi, universitas Indonesia*.
- Kyle, J. H., 2010. Nickel laterite processing technologies – where to next?. *Conference: ALTA 2010 Nickel, Cobalt, Copper, Uranium and REE Conference At: Perth, Western Australia*, p. 13.
- Mackey, Z. P. & P. J., 2013. *New Developments in Pyrometallurgy*. Diakses d:<https://doi.org/10.1007/s11837-013-0766-1>
- Marliah, S. (2023). Diambil dari Gramedia Blog: <https://www.gramedia.com/bestseller/manfaat-nikel-dalam-kehidupan-sehari-hari/>
- Mc Cabe, L., Warren, Julian C. Smith and Peter Harriot. 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, Volume 5, Reinhold Publishing Cooperation, USA.
- Mifta, e., 2020. Analisis Perbandingan Kadar Bijih nikel Laterit antara data Bor dan data produksi penambangan: implikasinya Terhadap Pengolahn Bijih Pada Blok X, PT. Vale Indonesia TBK. Sorowako. *Jurnal Penelitian Enjiniring, Fakultas Teknik UNHAS*, p. 2.
- Muin, M. (2022, Januari 31). Diambil dari SINDONEWS.com: <https://infografis.sindonews.com/photo/13519/indonesia-kuasai-52-persen-cadangan-nikel-di-dunia-1643585182>
- Nusantara_mining, 2021. *Grafik Produksi Nikel Matte Indonesia*. Diakses di: <https://images.app.goo.gl/EwrP6ZCBPR2GMhdi8>

- Perry, R. h. a. G. W., 2008. *Perry's Chemical Engineers' handbook*. New york: McGraw-Hill book company.
- Perry. (2019). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (D. W. Green, Ed.; 9 Th Edision). Mc Graw Hill
- Perry, R. H. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th Edition). Mc Graw-Hill Company
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design And Economics For Chemical Engineers* (4 Th Ed). Mc. Graw-Hill, Inc. .
- Powel, S. T. (1954). *Water Conditioning For Industry*. McGraw.Hill Book Company
- Pramudita, R. D., 2021. *mengenal lebih dekat bijih laterit di indonesia*. Diakses di: <https://www.kommpasia.com/rahma28429/5fef24bc8ede48190c13ac12/mengenal-lebih-dekat-nikel-laterit-di-indonesia>
- Pratama, I. F. R. & N. S., 2015. *Prarancacngan Pabrik Nikel Sulfida dari Bijih Laterit Dengan Proses Hydrometallurgy Kapasitas 20.000 Ton/Tahun* , Surakarta: Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik-Universitas Sebelas Maret.
- Pratama, J. P. C. Y., 2022. *Proses Hidrometalurgi Ekstraksi Nikel Menggunakan Bijih Laterit Untuk Memproduksi MHP*. *Experiment finding*, p. 1.
- Pratima Meshram, A. & B. D. P., 2019. *Advanced Review on Extraction of Nickel from Primary and Secondary Sources*. *Mineral Processing and Extractive metalurgy Review*, p. 14.
- Prasetyo, A. B., 2016. *Analisis dan SEM Terhadap Hasil Kalsinasi Pada Bijih Nikel Laterit jenis Saprolit*. *semnastek*.
- PubChem, 2021. *National Library of Medicine*. Online diakses di:

<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/nNikel-sulfide>

Rahma, 2021. *Kompasiana*. Online diakses di:

<https://www.kompasiana.com/rahma28429/5fef24bc8ede48190c13ac12/mengenal-lebih-dekat-bijih-nikel-laterit-di-indonesia>. Diakses 1 mei 2024.

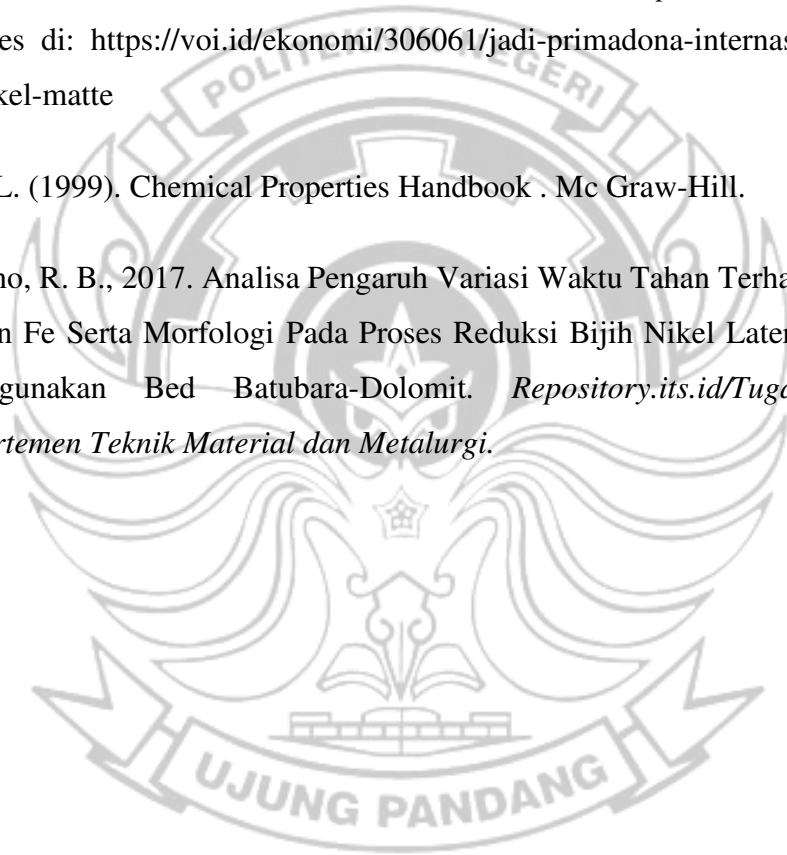
Siregar, N. K., 2017. Ekstraksi Nikel Laterit Soroako Menggunakan Asam Sulfat . *skripsi*, p. 7.

voi.id, 2013. *Jadi Primadona di Pasar Internasional , Apa itu Nikel Matte*.

Diakses di: <https://voi.id/ekonomi/306061/jadi-primadona-internasional-apa-itu-nikel-matte>

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook* . Mc Graw-Hill.

Yuwandono, R. B., 2017. Analisa Pengaruh Variasi Waktu Tahan Terhadap Kadar Ni dan Fe Serta Morfologi Pada Proses Reduksi Bijih Nikel Laterit Limonit Menggunakan Bed Batubara-Dolomit. *Repository.its.id/Tugas Akhir, Departemen Teknik Material dan Metalurgi*.



LAMPIRAN A NERACA MASSA

Persamaan umum neraca massa :

$$\{\text{massa masuk}\} - \{\text{massa keluar}\} + \{\text{massa yang dihasilkan}\} - \{\text{massa yang dikonsumsi}\} = \{\text{massa yang terakumulasi}\}$$

Untuk neraca massa dengan reaksi menjadi:

Asumsi : keadaan *steady state* dan yang terakumulasi = 0

$$\{\text{massa masuk}\} - \{\text{massa keluar}\} + \{\text{massa yang dihasilkan}\} - \{\text{massa yang dikonsumsi}\} = 0$$

Untuk neraca massa tanpa reaksi menjadi:

Asumsi : keadaan *steady state*

$$\{\text{massa masuk}\} - \{\text{massa keluar}\} = 0$$

Kapasitas produksi = 85.000 ton/tahun

Kapasitas perjam = $85.000 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 10.732,32 \text{ kg/jam}$

Operasi pabrik = 330 hari/tahun

Berdasarkan perhitungan neraca massa diperoleh faktor pengali.

Digunakan basis 100kg/jam, perhitungan dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 3.1 Data Berat Molekul Tiap Komponen

Berat Molekul Senyawa	
Komponen	Kg//kmol
FeOOH	88,827
CoO	74,92
NiO	73,7
AlOOH	59,967
H ₂ O	18,004
H ₂ SO ₄	98,034
Fe ₂ SO ₄	207,7

Komponen	Kg/kmol
SiO ₂	64,04
Al ₂ SO ₄	149,98
Fe ₂ O ₃	159,65
H ₂ S	34,074
NiS	89,77
CoS	90,99
NiSO ₄	153,73
CoSO ₄	154,95
NiS	89,77
CoS	90,99
Al ₂ O ₃	101,93

Sumber: *Perry's Chemical Engineers' handbook*

Tabel 3.2 % Berat Komponen Bijih Laterit

Laterit	% Komponen
FeOOH	81,33
CoO	0,24
NiO	2,08
AlOOH	3,24
SiO ₂	13,11

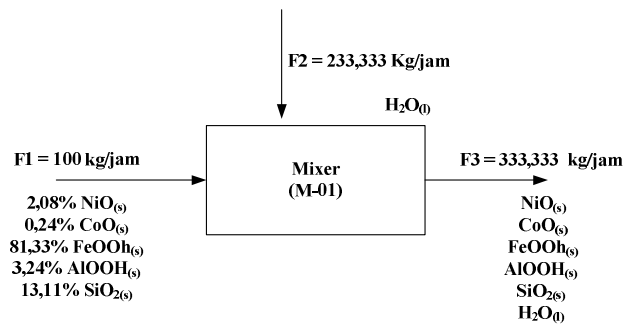
Sumber: D. Georgiu dan V. G. papangelakis, 1998

3.1 Mixer (M-01)

Fungsi : Tempat mencampurkan Bijih laterit dengan air hingga membentuk slurry

Kondisi operasi :

- a. Temperatur : 30 °C
- b. Tekanan : 1 atm
- c. *Feed* : 100 kg/jam



Gambar 3.1 Diagram Alir *Mixer* (M-01)

Neraca massa total : $F1 + F2 = F3$

Neraca massa komponen

1) Input

a. Aliran 1

Nikel oksida (NiO) = 2,08 kg/jam

Cobalt oksida (CoO) = 0,24 kg/jam

Ferri oksihidroksida (FeOOH) = 81,33 kg/jam

Aluminium oksihidroksida (AlOOH) = 3,24 kg/jam

Silikon dioksida (SiO₂) = 13,11 kg/jam

b. Aliran 2

Perbandingan air dan bijih laterit 7:3

$$\text{Air (H}_2\text{O)} = \frac{7}{3} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 233,333 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

2) Output

a. Aliran 3

$$F1 + F2 = F3$$

$$100 \text{ kg/jam} + 233,333 \text{ kg/jam} = 333,333 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Nikel oksida (NiO)} = 2,08 \text{ kg/jam}$$

Cobalt oksida (CoO) = 0,24 kg/jam
 Ferri oksihidroksida (FeOOH) = 81,33 kg/jam
 Aluminium oksihidroksida (AlOOH) = 3,24 kg/jam
 Silikon dioksida (SiO₂) = 13,11 kg/jam
 H₂O = 233,333 kg/jam
 F3 = NiO + CoO + FeOOH + AlOOH + SiO₂ + H₂O
 = 333,333 kg/jam

Tabel 3.3 Neraca Massa Total *Mixer* (M-01)

Komponen	Masuk		Keluar
	F1	F2	F3
	Massa (Kg/jam)	Massa (Kg/jam)	Massa (Kg/jam)
NiO	2,08	0	2,08
CoO	0,24	0	0,24
FeOOH	81,33	0	81,33
AlOOH	3,24	0	3,24
SiO ₂	13,11	0	13,11
H ₂ O	0	233,333	233,333
Sub Total	100	233,333	333,333
Total	333,333		333,333

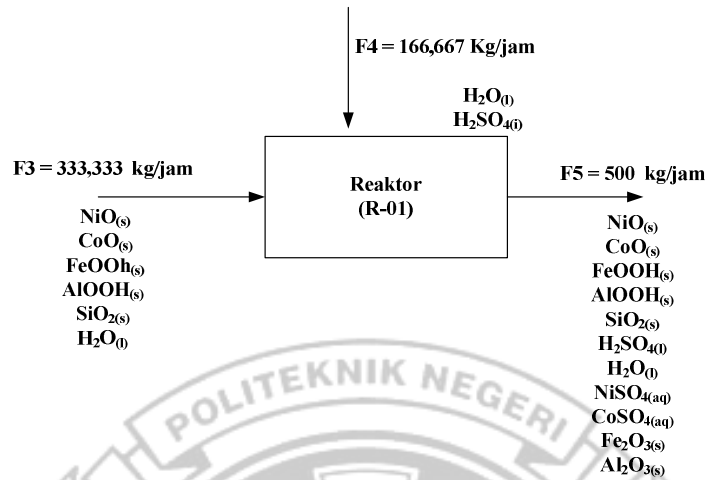
3.2 Reaktor (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya Reaksi antara NiO dan H₂SO₄ menjadi
 NiSO₄

Kondisi operasi :

- Temperatur : 270 °C
- Tekanan : 40 bar
- Konversi NiO : 95%
- Konversi CoO : 90%

Perbandingan H₂SO₄ 0,5 dari massa slurry laterit (Krowinel and Papangelakis, 1997)



Gambar 3.2 Diagram Alir Reaktor (R-01)

Neraca massa total : $F3 + F4 = F5$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 3

$$F3 = 333,333/\text{jam}$$

$$\text{NiO} = 2,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = 0,24 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = 81,33 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = 3,24 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 13,11 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 233,333 \text{ kg/jam}$$

b. Aliran 4

Massa larutan H₂SO₄ adalah 0,5 dari massa slurry laterit

$$\text{Massa larutan H}_2\text{SO}_4 = 0,5 \times 333,333 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 166,667 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 98\% \times 166,667 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 163,333 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2\% \times 166,667 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 3,333 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

2. Output

a. Aliran 5

$$F3 + F4 = F5$$

$$1.564.581,557 \text{ kg/jam} + 782.290,78 \text{ kg/jam} = 2.346.872.34 \text{ kg/jam}$$

➤ Reaksi dalam reaktor

Reaksi 1	NiO	H ₂ SO ₄	→	NiSO ₄	H ₂ O
Mula2	0,0282	1,6661		0	0
Reaksi	0,0268	0,0268		0,0268	0,0268
Sisa	0,0014	1,6393		0,0268	0,0268
Reaksi 2	CoO	H ₂ SO ₄	→	CoSO ₄	H ₂ O
Mula2	0,0032	1,6661		0	0
Reaksi	0,0029	0,0029		0,0029	0,0029
Sisa	0,0003	1,6632		0,0029	0,0029
Reaksi 3	2FeOOH	3H ₂ SO ₄	→	Fe ₂ (SO ₄) ₃	4H ₂ O
Mula2	0,9156	1,6661		0	0
Reaksi	9,156E-06	9,156E-06		9,156E-06	9,156E-06
Sisa	0,9156	1,6661		9,156E-06	9,156E-06
Reaksi 4	Fe ₂ (SO ₄) ₃	3H ₂ O	→	Fe ₂ O ₃	3H ₂ SO ₄
Mula2	9,156E-06	9,156E-06		0	0
Reaksi	9,156E-06	9,156E-06		9,156E-06	9,156E-06
Sisa	0	0		9,156E-06	9,156E-06

Reaksi 5	AlOOH	3H ₂ SO ₄	→	Al ₂ (SO ₄) ₃	4H ₂ O
Mula2	0.054	1.666		0	0
Reaksi	5.403E-07	5.403E-07		5.403E-07	5.403E-07
Sisa	0.0540	1.6661		5.403E-07	5.403E-07
Reaksi 6	Al ₂ (SO ₄) ₃	3H ₂ O	→	Al ₂ O ₃	3H ₂ SO ₄
Mula2	5,403E-07	5,403E-07		0	0
Reaksi	5,403E-07	5,403E-07		5,403E-07	5,403E-07
Sisa	0	0		5,403E-07	5,403E-07

Massa output aliran 5:

$$\begin{aligned} \text{NiO} &= 0,0014 \text{ kmol/jam} \times 73,70 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,104 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CoO} &= 0,003 \text{ kmol/jam} \times 74,92 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,024 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FeOOH} &= 0,9156 \text{ kmol/jam} \times 88,827 \text{ kg/kmol} \\ &= 81,329 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AlOOH} &= 0,054 \text{ kmol/jam} \times 59,967 \text{ kg/kmol} \\ &= 3,240 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 &= 0,2047 \text{ kmol/jam} \times 64,04 \text{ kg/kmol} \\ &= 13,11 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= (9,156\text{E-}06 + 5,403\text{E-}07 + (1,666 - 0,0268 - 0,0029 - 9,156\text{E-}06 \\ &\quad - 5,403\text{E-}07)) \text{ kmol/jam} \times 98,034 \text{ kg/kmol} = 160,422 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= (12,9601 + 0,1851 + 0,0268 + 0,0029) \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kmol/jam} \\ &= 1.187.961,985 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{NiSO}_4 = 132,469 \text{ kmol/jam} \times 153,73 \text{ kg/kmol}$$

$$= 20.364,509 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 14,245 \text{ kmol/jam} \times 154,95 \text{ kg/kmol}$$

$$= 2.207,209 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeO}_3 = 0,045 \text{ kmol/jam} \times 159,65 \text{ kg/kmol}$$

$$= 7,222 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 5,403\text{E-}07 \text{ kmol/jam} \times 101,93 \text{ kg/kmol}$$

$$= 5,51\text{E-}05 \text{ kg/jam}$$



Tabel 3.4 Neraca Massa Total Reaktor (R-01)

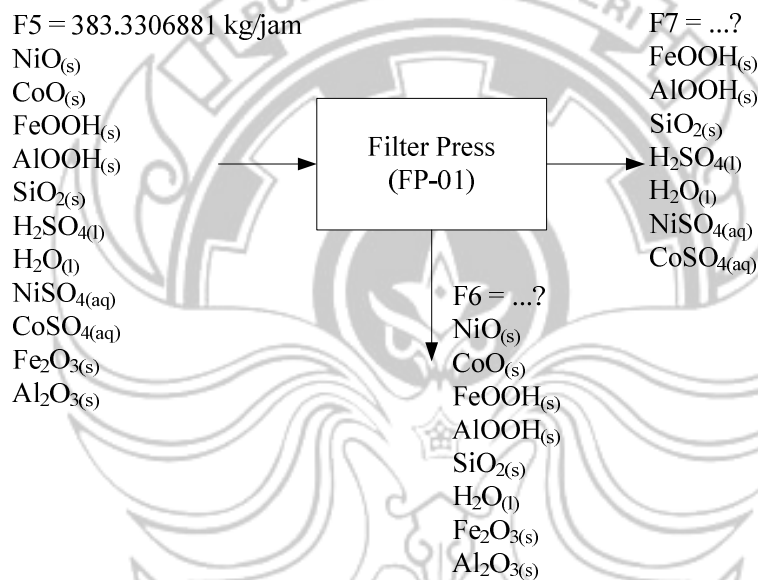
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F3		F4		F5	
		kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)
NiO	73.7	0.0282	2.08	0	0	0.0014	0.104
CoO	74.92	0.0032	0.24	0	0	0.0003	0.024
FeOOH	88.827	0.9156	81.33	0	0	0.9156	81.329
AlOOH	59.967	0.0540	3.24	0	0	0.0540	3.240
SiO ₂	64.04	0.2047	13.11	0	0	0.2047	13.11
H ₂ SO ₄	98.034	0	0	1.6661	163.333	1.6364	160.422
H ₂ O	18.004	12.9601	233.333	0.1851	3.333	13.1749	237.201
NiSO ₄	153.73	0	0	0	0	0.0268	4.122
CoSO ₄	154.95	0	0	0	0	0.0029	0.447
Fe ₂ O ₃	159.65	0	0	0	0	9.156E-06	0.001
Al ₂ O ₃	101.93	0	0	0	0	5.403E-07	5.50728E-05
Sub Total			333.333		166.667		500.00
total			500.00				500.00

3.3 Filter Press 1 (FP-01)

Fungsi : Tempat untuk menyaring konsentra FeOOH dan *impurites* lainnya

Kondisi operasi :

- a. Temperatur : 30 °C
- b. Tekanan : 1 bar
- c. Efisiensi : 96%



Gambar 3.3 Diagram Alir Filter Press 1 (FP-01)

Neraca massa total : $F5 = F6 + F7$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 5

$$F5 = 500,00 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiO} = 0,104 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = 0,024 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = 81,329 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = 3,240 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 13,11 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 160,422 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 237,201 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 4,122 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,447 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeO}_3 = 0,001 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 0,000055 \text{ kg/jam}$$

2. Output

a. Aliran 6

H₂O yang ikut ke dalam cake 5%

$$\text{H}_2\text{O} = 5\% \times 237,201 \text{ kg/jam} = 11,860 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiO} = 0,099 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = 0,023 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = 77,263 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = 3,078 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 12,455 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO} = 1,604 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 0,041 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 5,23\text{E-}05 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F6} &= \text{H}_2\text{O} + \text{NiO} + \text{CoO} + \text{FeOOH} + \text{AlOOH} + \text{SiO}_2 + \text{H}_2\text{SO} \\ &+ \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3 = 106,428 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Aliran 7

$$\text{NiO} = (0,104 - 0,099) \text{ kg/jam} = 0,005 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = (0,024 - 0,023) \text{ kg/jam} = 0,001 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = (81,329 - 77,263) \text{ kg/jam} = 4,066 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = (3,240 - 3,078) \text{ kg/jam} = 0,162 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = (13,11 - 12,455) \text{ kg/jam} = 0,655 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = (160,422 - 1,604) \text{ kg/jam} = 158,818 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = (237,201 - 11,860) \text{ kg/jam}$$

$$= 225,341 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = (4,122 - 0,041) \text{ kg/jam} = 4,080 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = (0,447 - 0,004) \text{ kg/jam} = 0,442 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = (0,001 - 0,001) \text{ kg/jam} = 7,31\text{E-}05 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = (5,51\text{E-}05 - 5,23\text{E-}05) \text{ kg/jam} = 2,75\text{E-}06 \text{ kg/jam}$$

$$\text{F7} = \text{NiO} + \text{CoO} + \text{FeOOH} + \text{AlOOH} + \text{SiO}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} +$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3 + = 393,572 \text{ kg/jam}$$

Tabel 3.5 Neraca Massa *Total Filter Press* (FP-01)

Komponen	Masuk		Keluar
	F5	F6	F7
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiO	0.104	0.099	0.005
CoO	0.024	0.023	0.001
FeOOH	81.329	77.263	4.066
AlOOH	3.240	3.078	0.162
H ₂ SO ₄	160.422	1.604	158.818
SiO ₂	13.11	12.455	0.6555

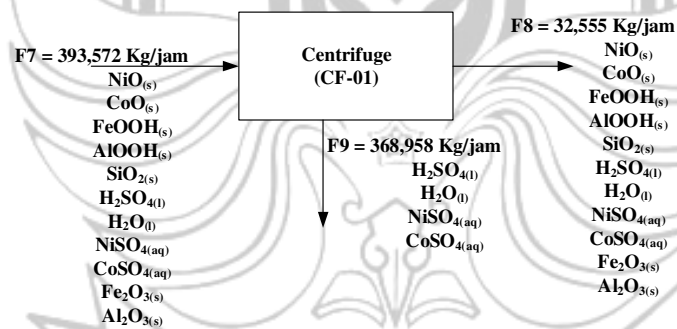
Komponen	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
H ₂ O	237.201	11.860	225.341
NiSO ₄	4.122	0.041	4.080
CoSO ₄	0.447	0.004	0.442
Fe ₂ O ₃	0.001	0.001	7.31E-05
Al ₂ O ₃	5.51E-05	5.23E-05	2.8E-06
Sub total	500.00	106.428	393.5721
Total	500.00	500.000	

3.4 Centrifuge (CF-01)

Fungsi : Tempat untuk menyaring konsentrat FeOOH dan *impurities* lainnya yang masih tersisa dari Filter Press

Kondisi operasi :

a. Efisiensi 99%



Gambar 3.4 Diagram Alir Centrifuge (CF-01)

Neraca massa total : $F7 = F8 + F9$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 7

NiO = 0,0052 kg/jam

CoO = 0,0012 kg/jam

$$\text{FeOOH} = 4,0665 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = 0,162 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 0,6555 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 158,818 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 225,341 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 4,081 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,4423 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 7,31\text{E-}05 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 2,75\text{E-}06 \text{ kg/jam}$$

$$\text{F7} = 393,572 \text{ kg/jam}$$

2. Output

a. Aliran 8

$$\text{NiO} = 0,0052 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = 0,0012 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = 4,0665 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = 0,162 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 0,655 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 7,9409 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 19,6786 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 7,31\text{E-}05 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 2,75\text{E-}06 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F8} &= \text{NiO} + \text{CoO} + \text{FeOOH} + \text{AlOOH} + \text{SiO}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} \\ &+ \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3 = 32,5551 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Aliran 9

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = (158,818 - 7,941) \text{ kg/jam} = 150,877 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = (225,341 - 19,679) \text{ kg/jam} = 205,662 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 4,04 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,438 \text{ kg/jam}$$

$$\text{F9} = \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 = 361,017 \text{ kg/jam}$$

Tabel 3.6 Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)

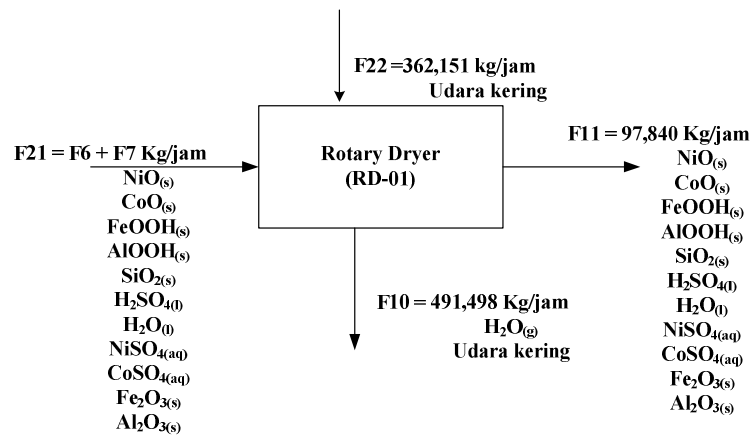
Komponen	Masuk		Keluar
	F7	F8	F9
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiO	0,0052	0,0052	0
CoO	0,0012	0,0012	0
FeOOH	4,0665	4,0665	0
AlOOH	0,1620	0,1620	0
SiO ₂	0,6555	0,6555	0
H ₂ SO ₄	158,8180	7,9409	150,877
H ₂ O	225,3409	19,6786	205,662
NiSO ₄	4,0805	0,0408	4,040
CoSO ₄	0,4423	0,0044	0,438
Fe ₂ O ₃	7,31E-05	7,31E-05	0
Al ₂ O ₃	2,75E-06	2,75E-06	0
Sub total	393,572	32,5551715	361,017
Total	393,5721463	393,5721463	

3.5 Rotary Dryer 1 (RD-01)

Fungsi : Mengeringkan Padatan produk samping (FeOOH) dan *impurities* lainnya

Kondisi operasi :

- a. Temperatur : 100 °C
- b. Tekanan : 1 atm
- c. Efisiensi : 99%



Gambar 3.5 Diagram Alir Rotary Dryer 1 (RD-01)

Neraca massa total : $F_6 + F_8 = F_{10} + F_{11}$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 6

$F_6 = 106,428 \text{ kg/jam}$

$H_2O = 11,860 \text{ kg/jam}$

$NiO = 0,099 \text{ kg/jam}$

$CoO = 0,023 \text{ kg/jam}$

$FeOOH = 77,263 \text{ kg/jam}$

$AlOOH = 3,078 \text{ kg/jam}$

$SiO_2 = 12,455 \text{ kg/jam}$

$H_2SO = 1,604 \text{ kg/jam}$

$Fe_2O_3 = 0,041 \text{ kg/jam}$

$Al_2O_3 = 5,23E-05 \text{ kg/jam}$

$F_6 = H_2O + NiO + CoO + FeOOH + AlOOH + SiO_2 + H_2SO$
 $+ Fe_2O_3 + Al_2O_3 = 106,428 \text{ kg/jam}$

b. Aliran 8

$$F8 = 32,5551715 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiO} = 0,0052 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = 0,0012 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = 4,0665 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = 0,162 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 0,655 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 7,9409 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 19,6786 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 7,31\text{E-}05 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 2,75\text{E-}06 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, massa air yang teruapkan : } & (F6 + F8) \times 99,9\% \\ & = (11,860 + 19,679) \times 99,9\% \\ & = 31,507 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Aliran 22

Jumlah air yang terserap udara adalah 31,507 kg/jam.

Udara kering masuk *rotary dryer* 30°C dengan relative humidity maksimal 70%. Dari grafik psikometrik didapat :

$$\text{Humidity} = 0,019 \text{ kg air/kg udara kering}$$

Temperatur udara kering keluar *rotary dryer* 61,9°C, dari grafik psikometrik didapat :

$$\text{Humidity} = 0,106 \text{ kg air/kg udara kering}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara pengering} &= \frac{\text{massa air yang terserap}}{\text{selisih humidity}} \\ &= 362,151 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Output

a. Aliran 10

$$\begin{aligned} \text{Massa air yang teruapkan} &: (F6 \text{ H}_2\text{O} + F8 \text{ H}_2\text{O}) \times 99,9\% \\ &= (11,860 + 19,679) \times 99,9\% \\ &= 31,507 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Aliran 11

$$\text{NiO} = (0,099 + 0,005) \text{ kg/jam} = 0,104 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoO} = (0,023 + 0,001) \text{ kg/jam} = 0,024 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FeOOH} = (77,263 + 4,066) \text{ kg/jam} = 81,329 \text{ kg/jam}$$

$$\text{AlOOH} = (3,078 + 0,162) \text{ kg/jam} = 3,240 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = (12,455 + 0,655) \text{ kg/jam} = 13,11 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = (0,001 + 7,316\text{E-}05) \text{ kg/jam} = 0,0015 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = (5,23\text{E-}05 + 2,76\text{E-}06) \text{ kg/jam} = 0,00006 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = (1,064 + 7,941) \text{ kg/jam} = 9,545 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= (11,860 + 19,679) - 31,507 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0315 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F11} &= \text{NiO} + \text{CoO} + \text{FeOOH} + \text{AlOOH} + \text{SiO}_2 + \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3 \\ &+ \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} = 501,043 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 3.7 Neraca Massa *Rotary Dryer* 1 (RD-01)

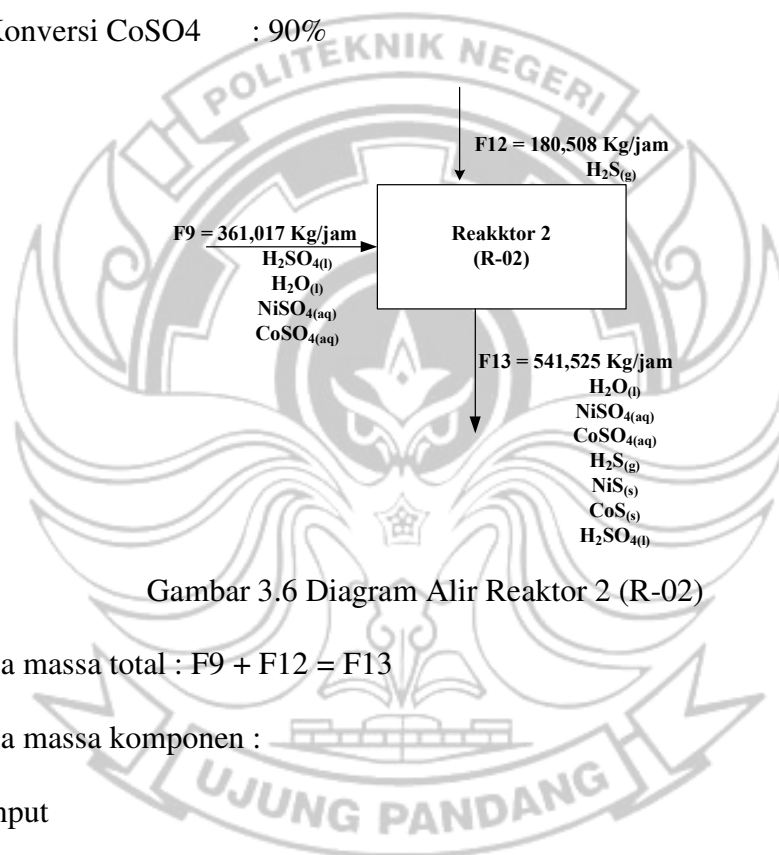
Komponen	Masuk			Keluar	
	F21		F22	F10	F11
	F6	F8	F22	F10	F11
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiO	0,099	0,005	0	0	0,104
CoO	0,023	0,001	0	0	0,024
FeOOH	77,263	4,066	0	0	81,329
AlOOH	3,078	0,162	0	0	3,240
SiO ₂	12,455	0,655	0	0	13,11
H ₂ SO ₄	1,604	7,941	0	0	9,545
Fe ₂ O ₃	0,001	7,31E-05	0	0	0,00146
Al ₂ O ₃	5,23E-05	2,75E-06	0	0	0,00006
H ₂ O	11,860	19,679	0	31,507	0,03154
Udara Kering	0	0	362,151	362,151	0
Sub total	106,383	32,510	362,151	393,658	107,385
Total	501,043			501,043	

3.6 Reaktor 2 (R-02)

Fungsi : Mereaksikan antara larutan NiSO_4 dan H_2S menjadi NiS

Kondisi operasi :

- Temperatur : $90\text{ }^\circ\text{C}$
- Tekanan : 3 bar
- Konversi NiSO_4 : 95%
- Konversi CoSO_4 : 90%



Gambar 3.6 Diagram Alir Reaktor 2 (R-02)

Neraca massa total : $F9 + F12 = F13$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 9

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = (158,818 - 7,941) \text{ kg/jam} = 150,877 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = (225,341 - 19,679) \text{ kg/jam} = 205,662 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 4,04 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,438 \text{ kg/jam}$$

$$F9 = \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 = 361,017 \text{ kg/jam}$$

b. Aliran 12

Menentukan massa H₂S yang dibutuhkan dalam Reaktor adalah sebanyak 0.5 dari umpan masuk bahan yang bereaksi (Man Jiang. Dkk, 2013)

$$= F_9 \times 0,5$$

$$= 361,017 \text{ kg/jam} \times 0,5 = 180,508 \text{ kg/jam}$$

➤ Reaksi

Reaksi 1	NiSO ₄	H ₂ S	→	NiS	H ₂ SO ₄
Mula2	0,02628	5,29754321		0	0
Reaksi	0,02496	0,02496396		0,02496	0,025
Sisa	0,00131	5,27257925		0,02496	0,025
Reaksi 2	CoSO ₄	H ₂ S	→	CoS	H ₂ SO ₄
Mula2	0,0028	5,2975		0	0
Reaksi	0,0025	0,0025		0,0025	0,003
Sisa	0,0003	5,2950		0,0025	0,003

2. Output

a. Aliran 13

$$F_9 + F_{12} = F_{13}$$

$$361,017 \text{ kg/jam} + 180,508 \text{ kg/jam} = 541,525 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiS} = 0,025 \text{ kmol/jam} \times 89,77 \text{ kg/kmol} = 11.297,182 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = 0,003 \text{ kmol/jam} \times 90,99 \text{ kg/kmol} = 1.166,509 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 0,0013 \text{ kmol/jam} \times 153,73 \text{ kg/kmol} = 1.018,225 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,0003 \text{ kmol/jam} \times 154,95 \text{ kg/kmol} = 220,721 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= (1,539 + 0,025 + 0,003) \text{ kmol/jam} \times 98,03 \text{ kg/kmol} \\ &= 153,574 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{S} &= (5,298 - 0,025 - 0,003) \text{ kmol/jam} \times 34,074 \text{ kg/kmol} \\ &= 179,571 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 205,662 \text{ kg/jam}$$



Tabel 3.8 Neraca Massa Reaktor (R-02)

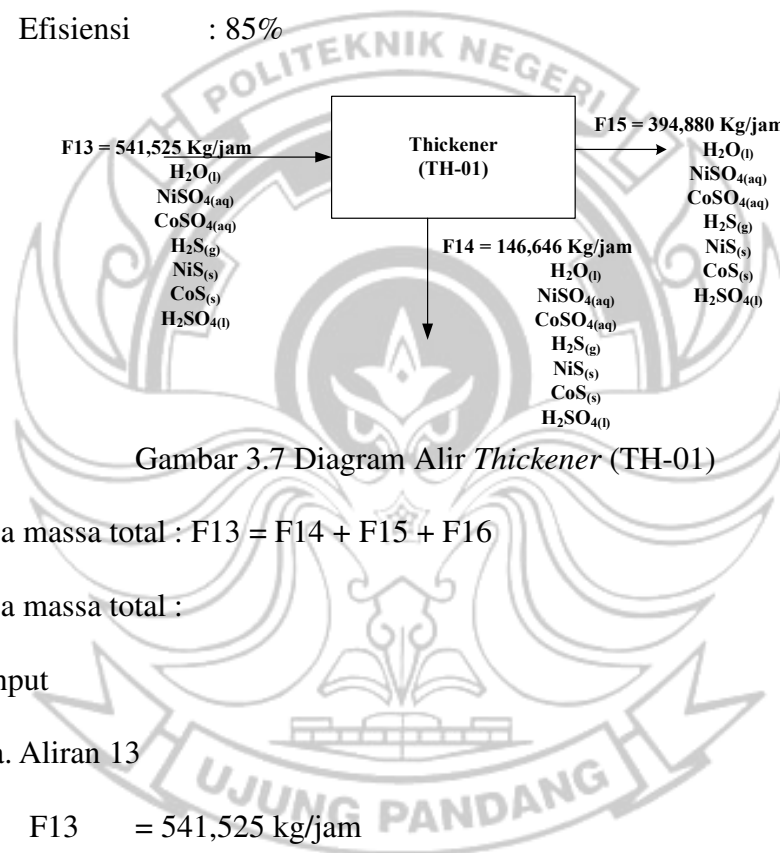
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F9		F12		F13	
		kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)	kmol	Berat (kg/jam)
NiSO ₄	153,73	0,026	4,040	0	0	0,0013	0,202
CoSO ₄	154,95	0,003	0,438	0	0	0,0003	0,044
H ₂ SO ₄	98,034	1,539	150,877	0	0	1,567	153,574
NiS	89,77	0	0	0	0	0,025	2,241
CoS	90,99	0	0	0	0	0,003	0,231
H ₂ O	18,004	11,423	205,662	0	0	11,423	205,662
H ₂ S	34,074	0	0	5,298	180,508	5,270	179,571
Sub total			361,017		180,508		541,525
Total			541,525				541,525

3.7 Thickener (TH-01)

Fungsi : Untuk memisahkan fasa cair dan fasa padat berdasarkan prinsip gravitasi

Kondisi operasi :

- a. Temperatur : 30 °C
- b. Tekanan : 1 atm
- c. Efisiensi : 85%



Gambar 3.7 Diagram Alir *Thickener* (TH-01)

Neraca massa total : $F13 = F14 + F15 + F16$

Neraca massa total :

1. Input

a. Aliran 13

$$F13 = 541,525 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiS} = 11.297,182 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = 1.166,509 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 1.018,225 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 220,721 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 153,574 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 179,571 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 205,662 \text{ kg/jam}$$

2. Output

a. Aliran 14

$$\text{NiS} = 2,241 \text{ kg/jam} \times 95\% = 2,129 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = 0,23 \text{ kg/jam} \times 95\% = 0,220 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 0,202 \text{ kg/jam} \times 1\% = 0,0002 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,044 \text{ kg/jam} \times 1\% = 0,00004 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 153,574 \text{ kg/jam} \times 1\% = 0,154 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 205,662 \text{ kg/jam} \times 70\% = 143,964 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 179,571 \text{ kg/jam} \times 99,9\% = 0,180 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F14} &= \text{NiS} + \text{CoS} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} \\ &= 146,646 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Aliran 15

$$\text{NiS} = (0,202 - 0,0002) \text{ kg/jam} = 0,202 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = (1.166,509 - 1.108,183) \text{ kg/jam} = 58,325 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = (0,202 - 0,0002) \text{ kg/jam} = 0,202 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = (0,044 - 0,00004) \text{ kg/jam} = 0,044 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = (153,574 - 0,154) \text{ kg/jam} = 154,420 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = (205,662 - 143,964) \text{ kg/jam} = 61,699 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = (179,571 - 0,180) \text{ kg/jam} = 179,392 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F15} &= \text{NiS} + \text{CoS} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} \\ &= 394,880 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 3.9 Neraca Massa *Thickener* (TH-01)

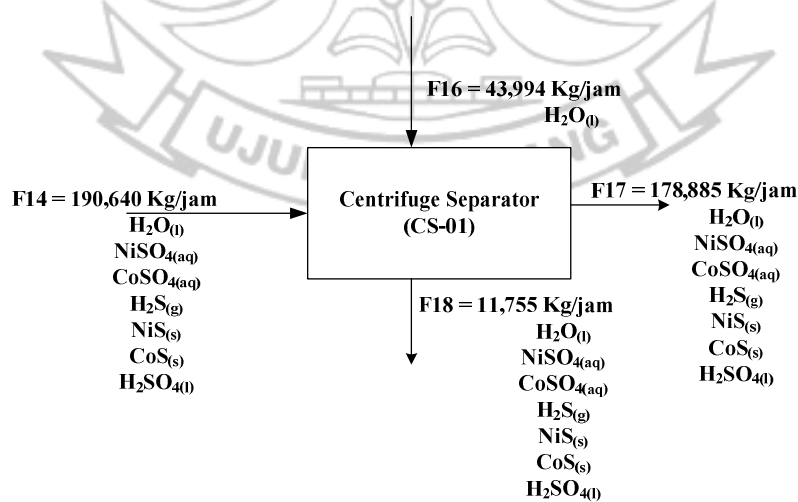
Komponen	Masuk		Keluar	
	F13	F14	F14	F15
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiSO ₄	0.202	0.0002	0.202	
CoSO ₄	0.044	0.00004	0.044	
H ₂ SO ₄	153.574	0.154	153.420	
NiS	2.241	2.129	0.112	
CoS	0.231	0.220	0.012	
H ₂ O	205.662	143.964	61.699	
H ₂ S	179.571	0.180	179.392	
Sub Total	541.525	146.646	394.880	
Total	541.525		541.525	

3.8 Centrifuge Separator (CS-01)

Fungsi : Pemisahan padatan dan cairan sisa di *thickener*

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 99%



Gambar 3.8 Diagram Alir *Centrifuge Separator* (CS-01)

Neraca massa total : $F14 + F16 = F17 + F18$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 14

$$\text{NiS} = 2,129 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = 0,220 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 0,0002 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,00004 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0,154 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 143,964 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 0,180 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} F14 &= \text{NiS} + \text{CoS} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} \\ &= 146,646 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Aliran 16

$$\text{H}_2\text{O} = 30\% \times 146,646 \text{ kg/jam} = 43,994 \text{ kg/jam}$$

$$F16 = 43,994 \text{ kg/jam}$$

2. Output

a. Aliran 17

Efisiensi pemisahan 99%

$$\text{NiSO}_4 = 0,0002 \text{ kg/jam} \times 99\% = 0,000198 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 0,0000437 \text{ kg/jam} \times 99\% = 0,0000433 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0,154 \text{ kg/jam} \times 99\% = 0,152 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = (143,964 + 43,994) \text{ kg/jam} \times 99\% = 178,559 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 0,180 \text{ kg/jam} \times 95\% = 0,171 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F17} &= \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} \\ &= 178,885 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Aliran 18

$$\text{NiS} = 2,127 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = 0,220 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = (0,0002 - 0,0002) \text{ kg/jam} = 0,000002 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = (4,378\text{E-}05 - 4,334\text{E-}05) \text{ kg/jam} = 4,38\text{E-}07 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = (0,154 - 0,152) \text{ kg/jam} = 0,002 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= (143,964 + 43,994) \text{ kg/jam} - 178,559 \text{ kg/jam} \\ &= 9,398 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{S} = (0,180 - 0,171) \text{ kg/jam} = 0,009 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F18} &= \text{NiS} + \text{CoS} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} \\ &= 11,755 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

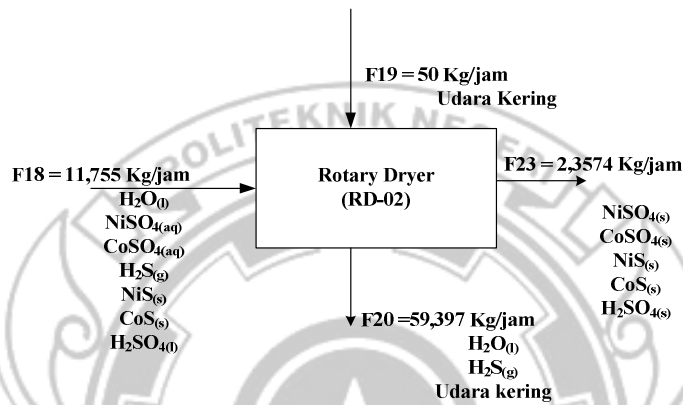
Tabel 3.10 Neraca Massa *Centrifuge Separator* (CS-01)

Komponen	Masuk		Keluar	
	F14	F16	F17	F18
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiS	0,0002	0	0,0002	2,02E-06
CoS	4,378E-05	0	4,33464E-05	4,38E-07
NiSO ₄	0,154	0	0,152	0,002
CoSO ₄	2,129	0	0,002128964	2,127
H ₂ SO ₄	0,220	0	0,00021983	0,220
H ₂ O	143,964	43,994	178,559	9,398
H ₂ S	0,180	0	0,171	0,009
Sub Total	146,646	43,994	178,885	11,755
Total	190,640		190,640	

3.9 Rotary Dryer 2 (RD-02)

Kondisi operasi :

- a. Temperatur : 100 °C
- b. Tekanan : 1 atm
- c. Efisiensi : 99%



Gambar 3.9 Diagram Alir *Rotary Dryer* 2 (RD-02)

Neraca massa total : $F18 = F19 + F20$

Neraca massa komponen :

1. Input

a. Aliran 18

$$\text{NiS} = 2,127 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoS} = 0,220 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 0,000002 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 4,38\text{E-}07 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0,002 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 9,398 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 0,009 \text{ kg/jam}$$

$$F18 = 11,755 \text{ kg/jam}$$

b. Aliran 19

$$\text{Udara kering} = 50 \text{ kg/jam}$$

2. Output

a. Aliran 20

$$\text{H}_2\text{O} = 9,398 \text{ kg/jam} \times 99,9\% = 9,388 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 0,0099$$

$$\text{Udara kering} = 50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{F19} = 59,387 \text{ kg/jam}$$

b. Aliran 20

$$\text{NiS} = 2,127 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NiSO}_4 = 0,000002 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CoSO}_4 = 4,38\text{E-}07 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0,002 \text{ kg/jam}$$

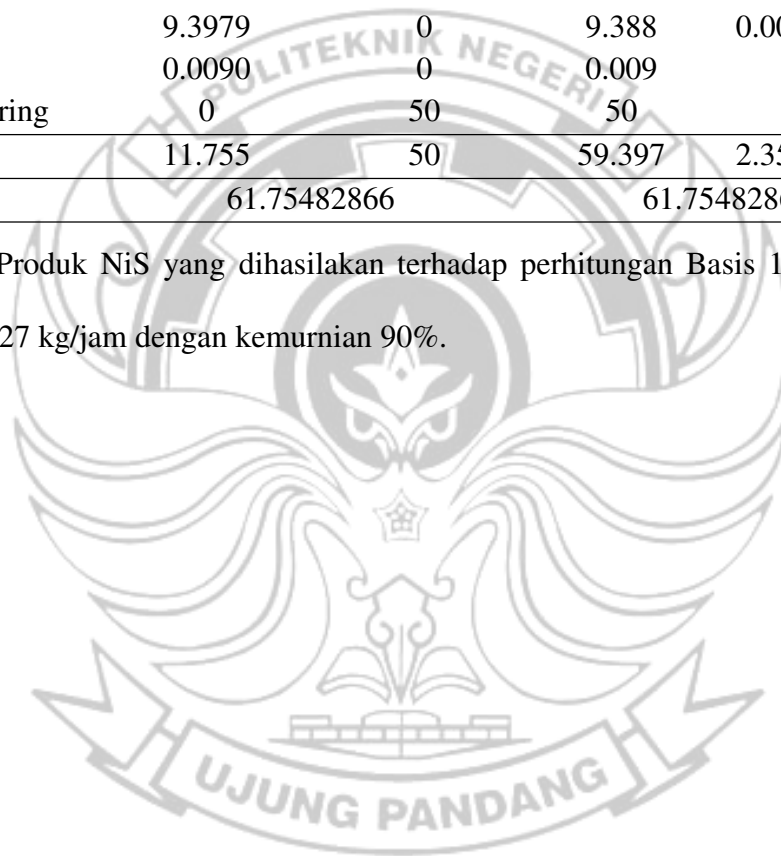
$$\text{H}_2\text{O} = (9,398 - 9,3885) \text{ kg/jam} = 0,0094$$

$$\begin{aligned} \text{F20} &= \text{NiS} + \text{CoS} + \text{NiSO}_4 + \text{CoSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} \\ &= 2,3574 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 3.11 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-02)

Komponen	Masuk		Keluar	
	F18	F19	F20	F24
	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)	Berat (kg/jam)
NiSO ₄	2.020E-06	0	0	2.020E-06
CoSO ₄	4.378E-07	0	0	4.378E-07
H ₂ SO ₄	0.0015	0	0	0.001535738
NiS	2.1268	0	0	2.126834838
CoS	0.2196	0	0	0.219609761
H ₂ O	9.3979	0	9.388	0.009397867
H ₂ S	0.0090	0	0.009	0
Udara kering	0	50	50	0
Sub total	11.755	50	59.397	2.357380662
Total	61.75482866		61.75482866	

Jadi, Produk NiS yang dihasilkan terhadap perhitungan Basis 100 Kg/jam adalah 2,127 kg/jam dengan kemurnian 90%.



LAMPIRAN B

NERACA PANAS

1. Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q)

- $Q = n C_p \Delta T$
- $Q = m C_p \Delta T$

a. Menggunakan data C_p dalam bentuk kontribusi elemen atom. Data C_p untuk senyawa dengan fasa padat diperoleh dari Perry's Chemical Handbook Vol.7 Chapter 2 hal. 351.

$$Q = \sum N \Delta E$$

b. Menggunakan data C_p dalam bentuk kontribusi grup atom. Data C_p untuk senyawa dengan fasa cair dapat diperoleh dari Perry's Chemical Handbook Vol.7 Chapter 2 hal 354.

$$C_{p1} = \sum N \Delta E$$

c. Menggunakan data C_p yang diperoleh dari Chemical Properties Handbook Mc.Graw Hill

2. Persamaan yang digunakan untuk menghitung panas reaksi

- $Q_r = -\Delta H_R$
- $-\Delta H_R = \Delta H^\circ_R + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}})$
- $-\Delta H_R = \Delta H^\circ_{f\text{produk}} - \Delta H^\circ_{f\text{reaktan}}$
- $\Delta H_{\text{produk}} = \sum (n C_p \Delta T)_{\text{produk}}$
- $\Delta H_{\text{reaktan}} = \sum (n C_p \Delta T)_{\text{reaktan}}$

a. Nilai data kapasitas panas untuk senyawa dapat diperoleh dari Perry's Chemical Handbook Vol.7 dan Engineeringtoolbox.com,

Tabel LB.1 Nilai Kapasitas Panas

Komponen	C _p (Kj/kg.K)	Temperatur Standar (K)
FeOOH	0,92	298
AlOOH	0,904	298
NiO	0,59	298
CoO	0,33	298
SiO ₂	0,99	298
H ₂ SO ₄	0,85	298
H ₂ O cair	4,18	298
H ₂ O uap	2,01	298
NiSO ₄	0,6	298
CoSO ₄	0,66	298
Al ₂ O ₃	0,88	298
Fe ₂ O ₃	0,65	298
NiS	1,81	298
CoS	0,52	298
H ₂ S	1.007	298

Sumber : (Engineeringtoolbox.com, Perrys (1997, Eugene C. Robertson)

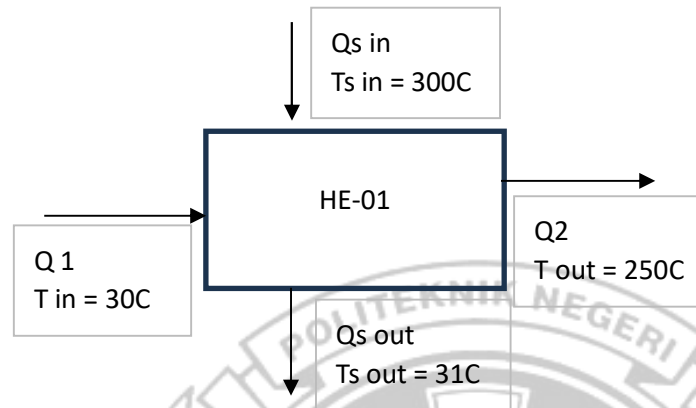
Tabel LB.2 Nilai Kapsitas Panas Pembentukan Komponen

Komponen	Fasa	ΔH _f (Kj/mol)
H ₂ SO ₄	Aq	-814
H ₂ O	L	-285,83
NiSO ₄	Aq	-880
CoSO ₄	Aq	-769,98
Fe ₂ O ₃	S	-822,2
Al ₂ O ₃	S	-1669,8
CoS	S	93,3032
NiS	S	-87,86
SiO ₂	S	-859
FeOOH	S	-547,4
AlOOH	S	-996,1
Fe ₂ (SO ₄) ₃	S	-2585,2
Al ₂ (SO ₄) ₃	S	-3442
H ₂ S	G	-20,63
NiO	S	-244,3
CoO	S	-239,3

Sumber : perry's (1997), Yaws chemical Properties hand book

Berikut merupakan perhitungan neraca panas alat proses dalam produksi NiS.

1. Heater Bijih laterit (HE-01)



Kondisi operasi :

Temperatur masuk (T1) = 30°C = 303°K

Temperatur keluar (T2) = 250°C = 523°K

Temperatur referensi = 25°C = 298°K

Laju alir Massa = 1.682.049,31kg/jam

Tabel LB.3 Aliran Panas Masuk (Q1)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg,K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	10.495,99	0,59	5	30963,16
CoO	1.211,08	0,33	5	1998,27
FeOOH	410.403,21	0,92	5	1887854,774
AlOOH	16.349,52	0,904	5	73899,83
SiO ₂	66.155,00	0,99	5	327467,25
H ₂ O	1.177.434,52	4,18	5	24608381,44
Total	1.682.049,31			26.930.564,73

Tabel LB 4 Aliran Panas Keluar (Q2)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	10276,83044	0,59	225	1393342,369
CoO	1185,788127	0,33	225	89922,35625
FeOOH	401833,9517	0,92	225	84953464,83
AlOOH	16008,13972	0,904	225	3325492,229
SiO2	64773,67646	0,99	225	14736026,13
H2O	1152849,568	4,18	225	1107377165
Total	1646927,955			1.211.875.413

- Menentukan Massa steam

Steam yang digunakan adalah saturheated steam T= 300 sehingga di peroleh data Hv dan Hl dari smith van Nesh. Hal. 721.

$$H_f = 2751 \text{ kj/kg}$$

$$H_v = 1345,1 \text{ kj/kg}$$

$$\lambda \text{ satuan} = H_v - H_f$$

$$= 1405 \text{ kj/kg}$$

- Menghitung panas yang hilang

$$Q_{loss} = 5\% \times Q_{in}$$

$$Q_{loss} = 1346528,236 \text{ kj/jam}$$

- Menentukan panas yang dibawa steam

$$Q_{in} + Q_{steam} = Q_{out} + Q_{loss}$$

$$Q_{steam} = 1186291376 \text{ kj/jam}$$

- Maka steam yang dibutuhkan

$$\frac{Q_{steam}}{\lambda}$$

$$Q \text{ kebutuhan} = 843794,9899 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.5 Neraca Panas Total Heater 1 Bijih Laterit (HE-01)

Panas masuk (kj/jam)		Panas keluar (kj/jam)	
Q in	26930564,73	Q out	1211875413
Qs	1186291376	Qloss	1346528,236
Total	1213221941		1213221941

2. Heater H₂SO₄ (H-02)

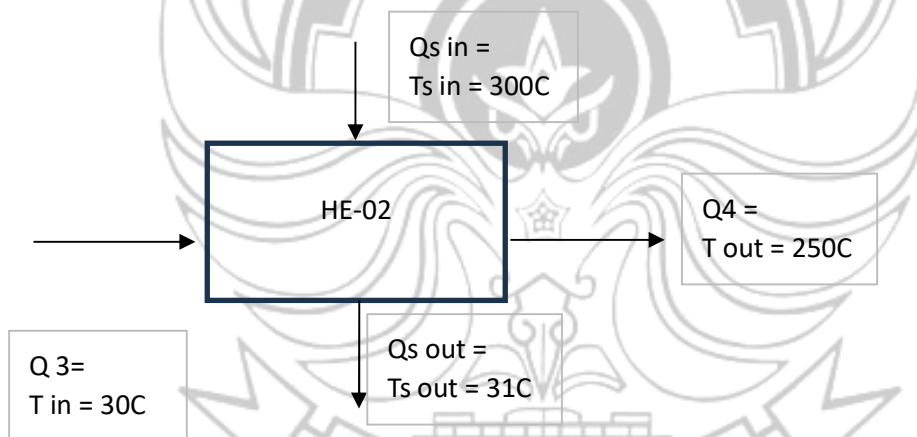
Kondisi operasi :

Temperatur masuk (T1) = 25°C = 298°K

Temperatur keluar (T2) = 250°C = 523°K

Temperatur referensi = 25°C = 298°K

Massa = 841024,6563 kg/jam



Tabel LB.6 Aliran Panas Masuk (Q3)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg,K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
H2SO4	824204,1631	0,85	0	0
H2O	16820,49313	4,18	0	0
Total	841024,6563			0

Tabel LB.7 Aliran Panas Keluar (Q4)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg,K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
H2SO4	824204,1631	0,85	225	157629046,2
H2O	16820,49313	4,18	225	15819673,78
Total	841024,6563		Total	173448720

- Menentukan Massa steam

Steam yang digunakan adalah saturheated steam T= 300 sehingga di peroleh data Hv dan Hl dari smith van Nesh, Hal. 721.

$$H_f = 2751 \text{ kj/kg}$$

$$H_v = 1345,1 \text{ kj/kg}$$

$$\lambda \text{ satuan} = H_v - H_f$$

$$= 1405 \text{ kj/kg}$$

- Menghitung panas yang hilang

$$Q_{loss} = 5\% \times Q_{in}$$

$$Q_{loss} = 0 \text{ kj/jam}$$

- Menentukan panas yang dibawa steam

$$Q_{in} + Q_{steam} = Q_{out} + Q_{loss}$$

$$Q_{steam} = 173448720 \text{ kj/jam}$$

- Maka steam yang dibutuhkan

$$\frac{Q_{steam}}{\lambda}$$

$$Q \text{ kebutuhan} = 120795.998 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.8 Panas Total Heater H₂SO₄ (HE-02)

Panas keluar (kj/jam)		Panas keluar (kj/jam)	
Q in	0	Q out	173448720
Qs	173448720	Qloss	0
Total	173448720		173448720

3. Reaktor NiSO₄ (R-01)

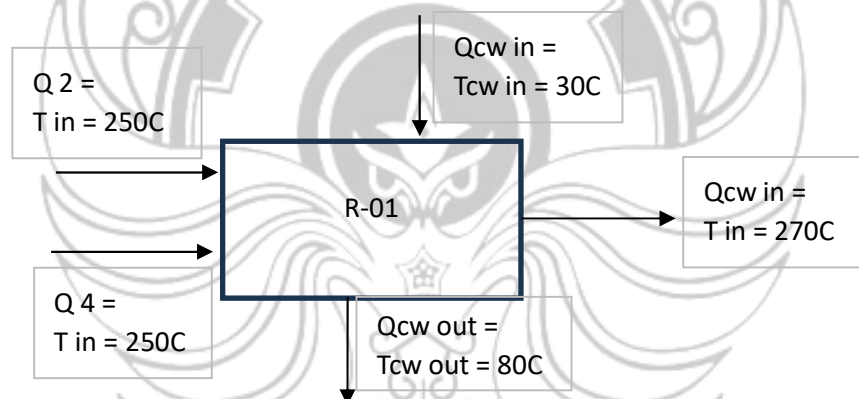
Kondisi operasi :

Temperatur masuk (T1) = 25°C = 298°K

Temperatur keluar (T2) = 250°C = 523°K

Temperatur referensi = 25°C = 298°K

Massa = 1682049,313kg/jam



Gambar LB.3 Diagram alir panas R-01

- Aliran panas masuk

Tabel LB.9 Aliran Panas Masuk (Q2)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	10495,98771	0,59	225	1393342,37
CoO	1211,075505	0,33	225	89922,36
FeOOH	410403,2118	0,92	225	84953464,83
AlOOH	16349,51932	0,904	225	3325492,229
SiO2	66154,99946	0,99	225	14736026,13
H2O	1177434,519	4,18	225	1107377165
Total	1682049,313			1211875413

- Aliran panas masuk (Q4)

Tabel LB.10 Aliran Panas Masuk (Q4)

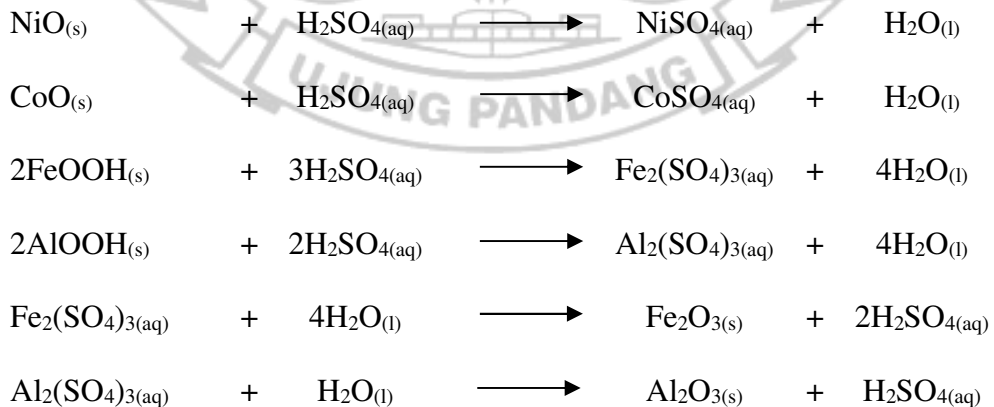
Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
H ₂ SO ₄	824204,1631	0,85	225	157629046,2
H ₂ O	16820,49313	4,18	225	15819673,78
Total	841024,6563		Total	173448720

- Aliran panas Keluar (Q5)

Tabel LB.11 Aliran Panas Keluar (Q5)

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM	Kmol/jam	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	524,80	73,7	7,0	0,59	245	75859,75
CoO	121,11	74,829	1,6	0,33	245	9791,55
FeOOH	410399,11	88,827	4523,7	0,92	245	92503958,88
AlOOH	3,24	59,967	0,1	0,904	245	717,59
SiO ₂	66155,00	64,04	1011,5	0,99	245	16045895,12
H ₂ SO	809514,48	98,034	8085,1	0,85	245	168581391,21
H ₂ O	1213279,44	18,004	65983,2	4,18	245	1242519475,38
NiSO ₄	20798,79	153,73	132,5	0,6	245	3057422,05
CoSO ₄	2254,28	154,95	14,2	0,66	245	364516,81
FeO ₃	7,38	159,65	0,0452	0,88	245	1590,32
Al ₂ O ₃	0,0001	101,93	0,000001	0,65	245	0,01
Total	2523057,62					1523160619

- Panas Reaksi (Qr)



(Sumber : Papanngelakis, 1997)

- Nilai panas reaksi pembentukan pada kondisi temperatur Standar

Berdasarkan hitungan pada lampiran A di peroleh nilai mol produk dan reaktan, dimana nilai mol tersebut dikalikan dengan masing-masing panas pembentukan komponen. Untuk menentukan nilai panas reaksi pembentukan pada kondisi standar, dapat dilihat pada hasil dan persamaan berikut:

$$\Delta H_{\text{r}} = \sum n \Delta H_{\text{f}} \text{ produk} - \sum n \Delta H_{\text{f}} \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{\text{r}} = -90621291,14 \text{ kJ/jam} - (-30747823,58) \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{r}} = -59873467,55 \text{ kJ/jam (eksotermis)}$$

- **Nilai Q produk dan reaktan dari hasil reaksi**

Tabel LB.12 Nilai Q Produk Hasil Reaksi

Komponen	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	3057422,05
CoSO ₄	364516,81
Fe ₂ O ₃	1590,32
Al ₂ O ₃	0,01
NiO	75859,75
H ₂ O	1242519475
CoO	9791,545
H ₂ SO ₄	168581391,2
Total	1414610047

Tabel LB.13 Nilai Q Reaktan Hasil Reaksi

Komponen	Q (Kj/jam)
NiO	1393342,37
CoO	89922,36
FeOOH	84953464,83
H ₂ SO ₄	173448720
AlOOH	3325492,229
H ₂ O	1107377165
Total	1370588107

- **Nilai panas reaksi**

$$\Delta H_r = \Delta H^{\circ}r + (Q \text{ produk} - Q \text{ reaktan})$$

$$\Delta H_r = -15851527,16 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_r = -\Delta H_r$$

$$Q_r = 15851527,16 \text{ kJ/jam}$$

• **Menentukan kalor pendingin**

$$Q_p = (Q_{out} + Q_r) - Q_{in}$$

$$Q_p = 153688013 \text{ kJ/jam}$$

• **Menentukan Massa pendingin**

$$Q_p = m_p \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m_p = \frac{Q_p}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$m_p = 735349,3446 \text{ kg/jam}$$

• **Menentukan kalor pendingin air masuk dan keluar**

$$Q_{cw \text{ in}} = m_p \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{cw \text{ in}} = 15368801,3 \text{ kJ/jam}$$

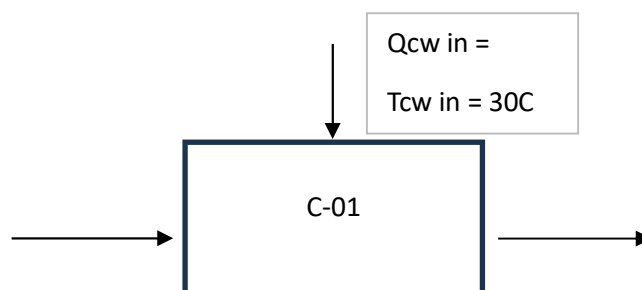
$$Q_{cw \text{ out}} = m_p \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{cw \text{ out}} = 169056814,3 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.14 Neraca Panas Total Reaktor NiSO₄ (R-01)

Aliran energi	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
Q 1	1211875413	
Q2	173448720	
Q 3		1523160619
Q rekasi		15851527.16
Qp	153688013	
Total	1539012146	1539012146

4. Cooler NiSO₄ (C-01)



Q 5=
T in = 270C

Q6 =
T out = 30C

Qs out =
Tcw out = 80C

Fungsi : Untuk mendinginkan keluaran dari R-01 ke filter press

Tujuan perancangan : untuk mengetahui kebutuhan

Kondisi operasi :

Temperatur masuk (T1) = 270°C

Temperatur keluar (T2) = 30°C

Temperatur referensi = 25°C

Laju alir massa = 470391.932 kg/jam

Tabel LB.15 Aliran panas masuk (Q5)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg,K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	524,799	0,59	245	75859,751
CoO	121,108	0,33	245	9791,545
FeOOH	410399,108	0,92	245	92503958,883
AlOOH	3,240	0,904	245	717,592
SiO ₂	66154,999	0,99	245	16045895,119
H ₂ SO ₄	809514,484	0,85	245	168581391,211
H ₂ O	1213279,441	4,18	245	1242519475,381
NiSO ₄	20798,789	0,6	245	3057422,047
CoSO ₄	2254,278	0,66	245	364516,810
Fe ₂ O ₃	7,376	0,88	245	1590,316
Al ₂ O ₃	5,50728E-05	0,65	245	0,009
Total	2523057,623			1523160619

Tabel LB.16 Aliran Panas Keluar (6)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg,K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
----------	----------------	--------------	--------	------------

NiO	524,799	0,59	5	1548,158
CoO	121,108	0,33	5	199,827
FeOOH	410399,108	0,92	5	1887835,896
AlOOH	3,240	0,904	5	14,645
SiO ₂	66154,999	0,99	5	327467,247
H ₂ SO ₄	809514,484	0,85	5	3440436,555
H ₂ O	1213279,441	4,18	5	25357540,314
NiSO ₄	20798,789	0,6	5	62396,368
CoSO ₄	2254,278	0,66	5	7439,119
FeO ₃	7,376	0,88	5	32,455
Al ₂ O ₃	5,50728E-05	0,65	5	0,0002
Total	2523057,623			31084910,585

- **Menentukan panas yang diserap air pendingin**

$$Q_p = Q_{in} - Q_{out}$$

$$Q_p = 1492075708 \text{ kJ/jam}$$

- **Meentukan kebutuhan air pendingin**

$$T_{cw \text{ in}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{cw \text{ out}} = 80^\circ\text{C}$$

$$Q_p = m_p \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m_p = \frac{Q_p}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$m_p = 7139118,22 \text{ kg/jam}$$

- **Menentukan kalor pendinginan**

$$Q_p = m_p \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{cw \text{ in}} = 149207570,8 \text{ kJ/jam}$$

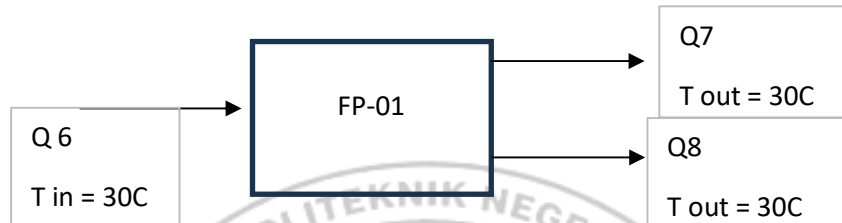
$$Q_{cw \text{ out}} = 1641283279 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.17 Neraca Panas Total Cooler NiSO₄ (C-01)

Aliran energi	masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
---------------	----------------	-----------------

Q 6	1523160619	0
Q 7	0	31084910,58
Q _{cw in}	149207570,8	0
Q _{cw out}	0	1641283279
Total	1672368189	1672368189

5. Filter Press (FP-01)



Kondisi operasi :

Tempereatur masuk = 30°C

Temperatur keluar = 30°C

Temperatur referensi = 25°C

Karena Q masuk = Q keluar, maka untuk menentukan Neraca Panas pada Filters Press yaitu : $Q_6 = Q_7 + Q_8$

Tabel LB.18 Aliran Panas Masuk (Q6)

komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	524,799	0,59	5	1548,158
CoO	121,108	0,33	5	199,827
FeOOH	410399,108	0,92	5	1887835,896
AlOOH	3,240	0,904	5	14,645
SiO ₂	66154,999	0,99	5	327467,247
H ₂ SO ₄	809514,484	0,85	5	3440436,555
H ₂ O	1213279,441	4,18	5	25357540,314
NiSO ₄	20798,789	0,6	5	62396,368
CoSO ₄	2254,278	0,66	5	7439,119
Fe ₂ O ₃	7,376	0,88	5	32,455
Al ₂ O ₃	5,50728E-05	0,65	5	0,0002
Total	2523057,623			31084910,585

Tabel LB.19 Aliran panas keluar (Q7)

komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	503,807	0,59	5	1486,2319
CoO	116,263	0,33	5	191,8344
FeOOH	393983,143	0,92	5	1812322,4597
AlOOH	3,110	0,904	5	14,0589
SiO ₂	63508,799	0,99	5	314368,5574
H ₂ SO ₄	25230,576	0,85	5	107229,9490
H ₂ O	60663,972	4,18	5	1267877,0157
NiSO ₄	207,988	0,6	5	623,9637
CoSO ₄	22,543	0,66	5	74,3912
Fe ₂ O ₃	7,081	0,88	5	31,1572
Al ₂ O ₃	5,28699E-05	0,65	5	0,0002
Total	544247,284			3504219,619

Tabel LB.20 Aliran Panas Keluar (Q8)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	20,992	0,59	5	61,926
CoO	4,844	0,33	5	7,993
FeOOH	16415,964	0,92	5	75513,436
AlOOH	0,13	0,904	5	0,586
SiO ₂	2646,2	0,99	5	13098,690
H ₂ SO ₄	784283,907	0,85	5	3333206,606
H ₂ O	1152615,469	4,18	5	24089663,3
NiSO ₄	20590,802	0,6	5	61772,405
CoSO ₄	2231,736	0,66	5	7364,727
Fe ₂ O ₃	0,295	0,88	5	1,298
Al ₂ O ₃	2,203E-06	0,65	5	7,15946E-06
Total	1978810,339			27580690,97

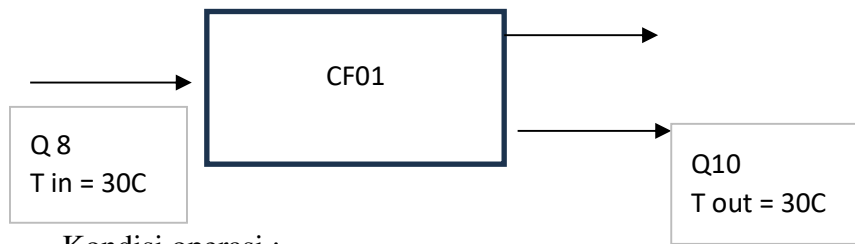
Tabel LB.21 Neraca Panas Total Filter Press (FP-01)

Aliran Energi	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Q 6	31084910.58	0
Q 7	0	3504219.619
Q 8	0	27580690.97
Total	31084910.58	31084910.58

6. Centrifuge (CF-01)

Q9
T out = 30C

LB-14



Kondisi operasi :

Temperatur masuk = 30°C

Temperatur keluar = 30°C

Temperatur referensi = 25°C

Tabel LB.22 Aliran Panas Masuk (Q8)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NIO	20,992	0,59	5	61,926
CoO	4,844	0,33	5	7,993
FeOOH	16415,964	0,92	5	75513,436
AlOOH	0,13	0,904	5	0,586
SiO ₂	2646,2	0,99	5	13098,690
H ₂ SO ₄	784283,907	0,85	5	3333206,606
H ₂ O	1152615,469	4,18	5	24089663,3
NiSO ₄	20590,802	0,6	5	61772,405
CoSO ₄	2231,736	0,66	5	7364,727
Fe ₂ O ₃	0,295	0,88	5	1,298
Al ₂ O ₃	2,203E-06	0,65	5	7,15946E-06
Total	1978810,339			27580690,97

Tabel LB.23 Aliran Panas Keluar (Q9)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NIO	20,992	0,59	5	61,926
CoO	4,844	0,33	5	7,993
FeOOH	16415,964	0,92	5	75513,436
AlOOH	0,130	0,904	5	0,586
SiO ₂	2646,2	0,99	5	13098,690
H ₂ SO ₄	7842,839	0,85	5	33332,066
H ₂ O	11526,155	4,18	5	240896,6
NiSO ₄	205,908	0,6	5	617,7240461
Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
CoSO ₄	22,317	0,66	5	73,64727394

Fe ₂ O ₃	0,295	0,88	5	1,30
Al ₂ O ₃	2,20291E-06	0,65	5	7,15946E-06
Total	38685,644			363603,9995

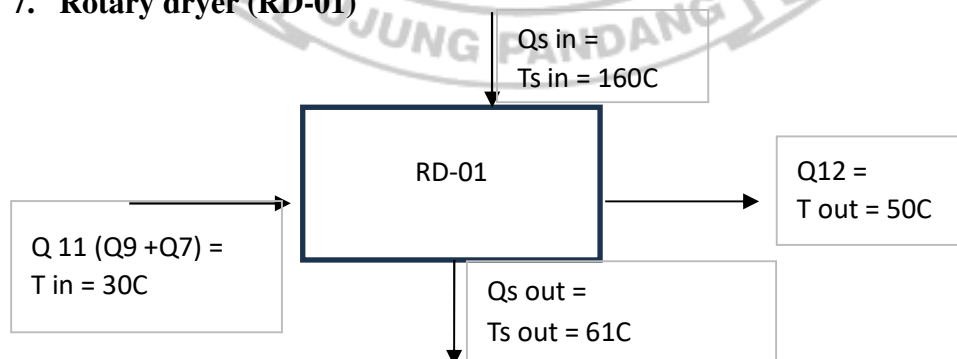
Tabel LB.24 Aliran Panas Keluar (Q10)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NIO	0	0,59	5	0
CoO	0	0,33	5	0
FeOOH	0	0,92	5	0
AlOOH	0	0,904	5	0
SiO ₂	0	0,99	5	0
H ₂ SO ₄	776441,068	0,85	5	3299874,54
H ₂ O	1141089,314	4,18	5	23848766,67
NiSO ₄	20384,894	0,6	5	61154,681
CoSO ₄	2209,418	0,66	5	7291,080
Fe ₂ O ₃	0	0,88	5	0
Al ₂ O ₃	0	0,65	5	0
Total	1940124,694			27217086,97

Tabel LB.25 Neraca Panas Total Centrifuge (CF-01)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q 9	27580690,97	0
Q 10	0	363603,9995
Q 11	0	27217086,97
Total	27580690,97	27580690,97

7. Rotary dryer (RD-01)



Fungsi : mengurangi kadar air (H₂O) yang terdapat di dalam

produk samping hingga mencapai kadar air yang diinginkan (0,1% w/w)

Tujuan perancangan : Menghitung jumlah udara pengering yang dibutuhkan

Kondisi operasi :

T1 = Temperatur umpan 30°C

T2 = Temperatur keluar 50°C

Tg in = Temperatur udara masuk 100°C

Tg out = Temperatur udara keluar 61°C

Udara yang digunakan sebelum di panaskan (*Dry bulb*) 30°C dan T steam yang digunakan 160°C (320°F).

Tabel LB.26 Aliran Panas Masuk Q11 (Q9+Q7)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg.k)	Δt (k)	Q (kJ/jam)
NIO	524,799	0,59	5	1548,1582
CoO	121,108	0,33	5	199,8275
FeOOH	410399,108	0,92	5	1887835,8956
AlOOH	3,240	0,904	5	14,6447
SiO ₂	66154,999	0,99	5	327467,2473
H ₂ SO ₄	33073,415	0,85	5	140562,0150
H ₂ O	72190,127	4,18	5	1508773,6487
NiSO ₄	413,896	0,6	5	1241,6877
CoSO ₄	44,860	0,66	5	148,0385
Fe ₂ O ₃	7,376	0,88	5	32,4554
Al ₂ O ₃	5,50728E-05	0,65	5	0,0002
Total	582932,9285			3867823,619

X_{H2O} in = 0,12394

(Lampiran A)

$$X_{H_2O \text{ out}} = 0,0001$$

(Lampiran A)

$$X_{\text{inlet } H_2O \text{ terhadap padatan kering}} = \frac{XH_{2O \text{ in}}}{1 - XH_{2O \text{ in}}}$$

$$= 0,1415 \text{ kg } H_2O/\text{kg padatan kering}$$

$$X_{\text{inlet } H_2O \text{ terhadap padatan kering}} = \frac{XH_{2O \text{ out}}}{1 - XH_{2O \text{ out}}}$$

$$= 0,0001 \text{ kg } H_2O/\text{kg padatan kering}$$

- **Menentukan % relative humidity**

Udara pada 30°C dan P = 1 atm, mengandung uap air dengan tekanan parsial,

PA = 2,97 kPa. Dari steam table, pada temperatur 30°C, P uap air (PAS) = 4,246 kPa (App. A.2-9. Geankoplis, 1993:857).

$$H_R = 100 \times \frac{P_A}{P_{AS}} \quad (\text{Perry's 7th ed, gambar 12-3 hal.12-6})$$

$$H_R = 100 \times \frac{2,97}{4,246}$$

$$H_R = 70\%$$

Dengan relative humidity = 70% maka berdasarkan humidity chart (Perry's 7th ed, gambar 12-3 hal.12-6) diperoleh H = 0,019 kg uap air/kg udara kering. Asumsi bahwa humidity tidak berubah saat udara dipanaskan sehingga H₂ = 0,019 kg uap air/kg udara kering. (Geankoplis, 1993:563)

- **Menentukan Wet Bulb (T_w)**

$$H_w - H_G = \frac{h_G}{29 \cdot \lambda_w \cdot k_G} (t_{hg} - t_w) \quad (\text{Pers. 8-29 Banchemo, 1988 : 383}) \dots (1)$$

Dimana:

H_w : Humidity pada temperature wet bulb (udara keluar), lbm air/lbm udara kering

H_G : Humidity pada temperature dry bulb (udara masuk), lbm air/lbm udara kering

h_G : Koefisien perpindahan panas dari gas ke permukaan yang terbasahi

l_w : Entalpi pada temperature wet bulb, Btu/lb

t_{hg} : Temperatur steam dry bulb, °F

t_w : Temperatur wet bulb, °F

k_G : Koefisien perpindahan massa dari gas ke permukaan yang terbasahi.

Persamaan (1) diatas hanya berlaku untuk udara yang memiliki BM = 29 dan tekanan 1 atm, untuk persamaan umum maka angka 29 menjadi MG dan tekanan 1 atm menjadi P. Maka persamaan (1) menjadi :

$$W_w - W_G = \left(\frac{h_1}{K_G \cdot M_G \cdot P} \right) \left(\frac{1}{\lambda_w} \right) (t_{hg} - t_w) \quad (\text{Pers. 8-30 Banchemo, 1988 : 384).....(2)}$$

Dari table 8-1 Badger Banchemo pengukuran wet bulb sistem udara- air, diperoleh:

$$\frac{h_1}{K_G \cdot M_G \cdot P} = 0.26$$

Sehingga persamaan (2) menjadi :

$$W_w - W_G = \left(\frac{0.26}{\lambda_w} \right) (t_{hg} - t_w) \quad \text{.....(3)}$$

t_w dapat dicari dengan cara trial, sebagai berikut:

Dipilih $t_w = 51^\circ\text{C} = 123.8^\circ\text{F}$

Pada $t_w = 51^\circ\text{C}$ diperoleh :

$W_w = 0,0634$ lb uap air/lb udara kering (Fig 9.3 – 2 Geankoplis,1993)

$\lambda_w = 1149$ btu/lbm (Steam table App.A.2-9 Geankoplis, 1993 :859)

maka

$$0,0634 - 0,019 = \left(\frac{0,26}{1149}\right) (320 - 123,8)$$

$$0,0444 = 0,0444$$

Sehingga, $t_w = 51^\circ\text{C} = 123.8^\circ\text{F}$

- **Menentukan suhu udara keluar Rotary Dryer (T_G out)**

Berdasarkan Banchero, 1988 : 508 Ditetapkan range NTU = 1,5 – 2, jika diambil NTU = 1,5 maka suhu udara keluar dryer :

$$NTU = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right)$$

$$1,5 = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right)$$

Dimana :

t_{G1} = udara pengering masuk

t_{G2} = udara pengering keluar

$$e^{1,5} = \ln \left(\frac{100 - 51}{t_{G2} - 51} \right)$$

$$T_G = 61,933^\circ\text{C} = 335,08 \text{ K}$$

- **Menentukan laju pengeringan pada Rotary Dryer**

Penentuan laju pengeringan pada rotary (Treybal, 1981 : 700) :

Fraksi berat air pada umpan masuk = 0,012394

X_1 (fraksi inlet air terhadap padatan kering) = 0,1415 kg air/kg padatan kering

Kadar air pada produk akhir padatan = 0,0001

X_2 (fraksi outlet air terhadap padatan kering) = 0,0001kg air/kg padatan kering

Laju alir padatan keluar tanpa air (L_s) = 499700,174 kg padatan kering/jam

Maka,

laju pengeringan $L_s (X_1 - X_2) = 70623,044$ kg air yang teruapkan/jam

- **Entalpi udara masuk (H_{G2}) ke rotary dryer**

$$H_{G2} = C_s \cdot (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_o \quad (\text{Pers. 9.10-24, Geankoplis, 1993 : 562})$$

$$C_s = 1,005 + 1,88 H_2 \quad (\text{Pers. 9.3-6, Geankoplis, 1993 : 527})$$

Keterangan :

C_s = humid heat

H_2 = humidity udara masuk = 0,019 kg uap air/kg udara kering

λ_o = panas laten air pada T_{ref} (25°C) = 2.547 kJ/kg

maka,

$$C_s = 1,005 + (1,88 \times 0,019) = 1,04072 \text{ kJ/kg udara kering.}^\circ\text{C}$$

$$H_{G1} = C_s \cdot (T_{G1} - T_{ref}) + H_2 \cdot \lambda_o = 126.447 \text{ kJ/kg udara kering}$$

- **Entalpi udara keluar (H_{G1}) ke rotary dryer**

$$H_{G2} = C_s \cdot (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_o \quad (\text{Pers. 9.10-24, Geankoplis, 1993 : 562})$$

$$C_s = 1,005 + 1,88 H_2 \quad (\text{Pers. 9.3-6, Geankoplis, 1993 : 527})$$

Keterangan :

C_s = humid heat

H_2 = humidity keluar

λ_o = panas laten air pada T_{ref} (0°C) = 2501 kJ/kg

Sehingga,

$$H_{G2} = (1,005 + 1,88 \cdot H_2) \cdot (T_{G2} - T_{ref}) + H_2 \cdot 2501$$

$$H_{G2} = 62,2427 + 261,434H_2 \quad \text{.....pers (4)}$$

- **Entalpi padatan masuk (Hs1)**

$$Q = 3785723,2 \text{ kJ/jam}$$

$$m = 570313,228 \text{ kg/jam}$$

$$H = 6,638 \text{ kJ/kg padatan kering}$$

- **Entalpi padatan keluar (Hs2) dari rotary dryer**

$$Q = 16169372,32 \text{ kJ/jam}$$

$$m = 499700,174 \text{ kg/jam}$$

$$H = 32,36 \text{ kJ/kg padatan kering}$$

Tabel LB.27 Aliran Panas Keluar (Q12)

Komponen	Massa	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiO	524,799	0,59	25	7740,791
CoO	121,11	0,33	25	999,137
FeOOH	410399,1077	0,92	25	9439179,478
AlOOH	3,240	0,904	25	73,224
SiO ₂	66155,00	0,99	25	1637336,237
H ₂ SO ₄	33073,42	0,85	25	702810,08
H ₂ O	72,19	4,18	25	7543,87
NiSO ₄	413,90	0,6	25	6208,44
CoSO ₄	44,86	0,66	25	740,19
Fe ₂ O ₃	7,38	0,88	25	162,28
Al ₂ O ₃	0,00006	0,65	25	0,001
Total	510814,9919			11802793,72

- **Menentukan moisture balance:**

$$G.H1 + Ls. X_1 = G.H2 + Ls. X_2 \quad (\text{Pers. 9.10-23, Geankoplish,1993:562})$$

$$G.(0,019) + 70,693.74 = G.H2 + 70,6937$$

$$G.H2 = 0,019G + 70623 \quad \text{.....(5)}$$

- Mencari Heat Balance

$$G.H_{G1} + Q11 = G.H_{G2} + Q12 \quad (\text{Pers. 9.10-26, Geankoplish,1993:562})$$

Diketahui :

$$Q11 = 3785723,164 \text{ kj/jam}$$

$$Q12 = 10330689,83 \text{ kj/jam}$$

$$H_{G1} = 126,447 \text{ kj/jam}$$

$$H_{G2} = 62,2427 + 2617,434H2$$

Sehingga,

$$G(126,447) + 3785723,164 = 434H2 + 10330689,83$$

$$64,2043G - 6544966,665 = \quad \text{.....(6)}$$

Untuk mendapatkan nilai G, maka disubstitusi persamaan 5 & 6

Diketahui :

$$GH2 = 0,019G + 70623 \quad \text{.....(5)}$$

$$64,2043G - 6544966,665 = 2617,43404GH2 \quad \text{.....(6)}$$

$$64,2043G - 6544966,665 = 2617,43404(0,019G+70623,04)$$

$$14,4731G = 178306192,7$$

$$G = 12319844$$

Jadi, dengan mensubstitusi nilai G pada persamaan 5 didapat humidity udara keluar dari rotary dryer.

$$GH2 = 0,019G + 70623$$

$$12319844H_2 = 234077,04 + 70623$$

$$H_2 = 0,00247$$

Substitusi nilai H2 ke pers. (4)

$$H_{G2} = 62,2427 + 261,434H$$

$$H_{G2} = 126 \text{ kJ/kg}$$

- **Menentukan Q udara masuk dan Q udara keluar**

$$\begin{aligned} Q \text{ udara In} &= G \times H_{G2} \\ &= 1557807343,69 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ udara out} &= G \times H_{G1} \\ &= 1564352729,36 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

- **Menentukan panas yang hilang (Qloss) pada rotary dryer**

$$Q_{out} + Q_{g \text{ out}} = Q_{in} + Q_{g \text{ in}} + Q_{loss}$$

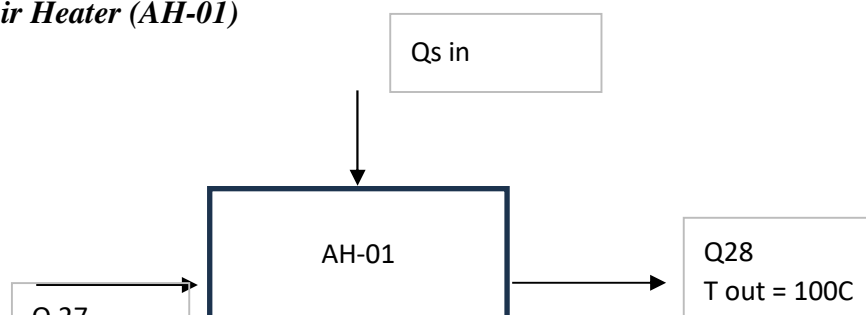
$$Q_{loss} = (Q_{out} + Q_{g \text{ out}}) - (Q_{in} + Q_{g \text{ in}})$$

$$Q_{loss} = 18929034,83 \text{ kJ/kg}$$

Tabel LB.28 Neraca Panas Total Rotary Dryer (RD-01)

Aliran energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q in	3867823,619	
Q out		11802793,7
Qg in	1591019023	
Qg out		1597702481
Qloss	14618428,55	
Total	1609505275	1609505275

8. Air Heater (AH-01)



Qs out =

Fungsi : Menaikkan temperatur udara sebelum masuk Rotary Dryer (RD-01) dari 30°C menjadi 100°C

Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pemanas

Kondisi operasi :

T in = 30°C

T out = 100°C

Ts = 160°C

Udara yang dibutuhkan pada rotary dryer 840631,60 kj/jam, dan sebagai media pemanas digunakan saturated steam pada suhu 140°C.

Panas udara keluaran AH-01 = 100°C

Panas udara keluar blower (30°C-Tref) = 30-25

= 5 kj/kg udara kering

(Fig. 7.5 (a), Treybal, 1981 :

232)

= 4292734,322 kj/jam

Panas keluar heater = Panas masuk rotary dryer (H_{g2})

= 1591019023 kj/jam

Beban panas Heater udara = Panas masuk rotary dryer - Panas keluar Blower

$$= 1586726289 \text{ kj/jam}$$

Adapun data steam yang diperoleh :

$$T_s = 160^\circ\text{C}$$

$$H_g = 2758,1$$

$$H_f = 675,55$$

$$\lambda_{\text{steam}} = 2082,55$$

Menentukan massa steam heater :

$$m_{\text{steam}} = \frac{\text{Beban Heater}}{\lambda}$$

$$= 761915,1 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{si} = H_g \times m_{\text{steam}}$$

$$Q_{si} = 2101438033 \text{ kj/jam}$$

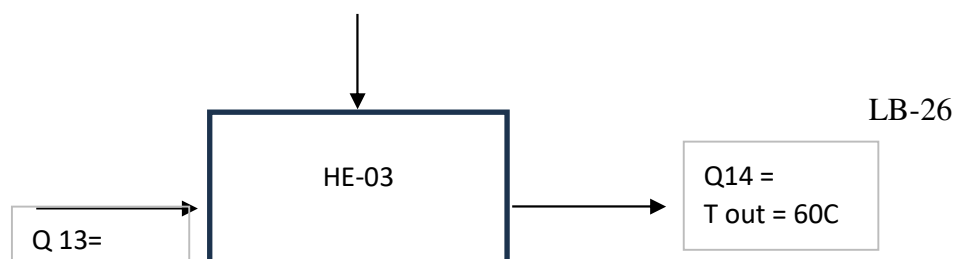
$$Q_{so} = H_f \times m_{\text{steam}}$$

$$Q_{so} = 514711744,9 \text{ kj/jam}$$

Tabel LB.29 Neraca Panas Total Air Hetaer (AH-01)

Aliran Energi	Masuk	Keluar
Qs i	2101438033	
Qs o		514711744,9
Q udara in(Q23)	4292734,322	
Q udara Out(Q24)		1591019023
Total	2105730768	2105730768

9. Heater (H-03)



Qs in =

Qs out =

Fungsi : Untuk memanaskan H₂S yang berasal dari tangki penyimpanan
H₂S

Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pada HE-03

Kondisi operasi :

T in = 30°C

T out = 60°C

Tref = 25°C

Ts = 120°C

Tabel LB.30 Aliran Panas Masuk(Q13)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/Jam)
H ₂ S	97006,23471	1.007	5	488426,3918
Total	97006,23471			488426,3918

Tabel LB.31 Aliran Panas Masuk(Q14)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kj/kg.k)	ΔT (k)	Q (kj/jam)
H ₂ S	97006,23471	1,007	35	3418984,742
Total	97006,23471			3348413,697

Neraca panas HE-03

$$Q_{input} = Q_{output}$$

$$Q_{10} + Q_s = Q_{11}$$

$$Q_s = 2930558,351 \text{ kJ/jam}$$

Menentukan kebutuhan steam

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada suhu 120°C

$$H_v = 2706 \quad (\text{Tabel F2. Smith Vannes})$$

$$H_l = 503,7$$

$$\lambda_{steam} = 2202,3$$

Maka,

$$m_s \cdot \lambda_s = Q_{out} - Q_{in}$$

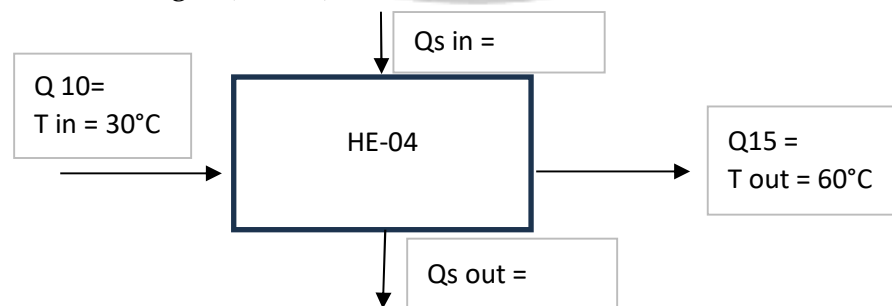
$$m_s = \frac{Q_{out} - Q_{in}}{\lambda_s}$$

$$m_s = 1330,681 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.32 Neraca panas Total HE-03

Aliran energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	488426,3918	
Q out		3418984,742
Q steam	2930558,351	
Total	3418984,742	3418984,742

10. Heat Exchanger (HE-04)



Fungsi : Untuk memanaskan filtrat yang berasal dari *centrifuge* berupa

larutan NiSO₄

Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pada HE-04

Kondisi operasi :

T_{in} = 30°C

T_{out} = 60°C

T_{ref} = 25°C

T_s = 120°C

Tabel LB.33 Aliran Panas Masuk(Q10)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kj/kg.k)	ΔT (k)	Q (kj/jam)
NiSO ₄	20384,89352	0,6	5	61154,68057
CoSO ₄	2209,418218	0,66	5	7291,08012
H ₂ SO ₄	776441,0683	0,85	5	3299874,54
H ₂ O	1141089,314	4,18	5	23848766,67
Total	1940124,694			27217086,97

Tabel LB.34 Aliran Panas keluar (Q15)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kj/kg.k)	ΔT (k)	Q (kj/jam)
NiSO ₄	20384,89352	0,6	35	428082,764
CoSO ₄	2209,418218	0,66	35	51037,56084
H ₂ SO ₄	776441,0683	0,85	35	23099121,78
H ₂ O	1141089,314	4,18	35	166941366,7
Total	1940124,694			190519608,8

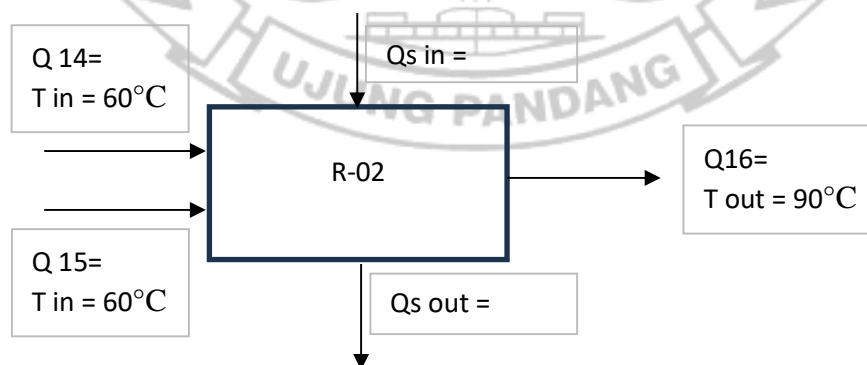
Neraca panas H-04		
Q _{input}	=	Q _{ouput}
Q ₁₂ + Q _s	=	Q ₁₃
Q _s	=	163302521,8 kj/jam

Menentukan kebutuhan steam			
Steam yang digunakan adalah saturated steam pada suhu 120°C			
H_v	=	2706	(Tabel F2. Smith Vannes)
H_l	=	503,7	
λ_{steam}	=	2202,3	
Maka,			
$ms \cdot \lambda_s$	=	$Q_{out} - Q_{in}$	
ms	=	$\frac{Q_{out} - Q_{in}}{\lambda_s}$	
ms	=	74150,9 kg/jam	

Tabel LB.35 Neraca Panas Total H-04

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	27217086,97	
Q_{out}		190519608,8
Q_{steam}	163302521,8	
Total	190519608,8	190519608,8

11. Reaktor NiS (R-02)



Fungsi : Untuk mereaksikan NiSO₄ dengan menggunakan H₂S

Tujuan : Untuk mengetahui kebutuhan steam pemanas

Kondisi :

T_{in} = 60°C

T_{out} = 90°C

T_s = 120°C

Tabel LB.31 Aliran Panas Masuk (Q14)

Komponen	Kmol	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/Jam)
H ₂ S	2846,93	97006,24	1,007	35	3418984,74
Total		97006,24			3418984,74

Tabel LB.32 Aliran Panas Masuk (Q15)

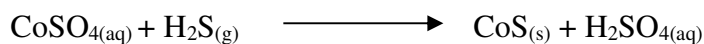
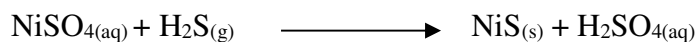
Komponen	Kmol	Massa (kg/jam)	Cp (kj/kg.k)	ΔT (K)	Q (kj/jam)
NiSO ₄	132,602	20384,894	0,6	35	428082,76
CoSO ₄	14,287	2209,418	0,66	35	51037,56
H ₂ SO ₄	7920,120	776441,068	0,85	35	23099121,78
H ₂ O	63379,766	1141089,314	4,18	35	166941366,7
Total		1940124,694			190519608,8

Tabel LB.33 Aliran Panas Keluar (Q16)

Komponen	Kmol	Massa (kg/jam)	Cp (kj/kg.k)	ΔT (K)	Q (kj/jam)
NiSO ₄	6,6	1019,24	0,6	65	39750,542
CoSO ₄	1,4	220,94	0,66	65	9478,404156
H ₂ SO ₄	7893,4	790048,66	0,85	65	43650188,61
H ₂ O	627,5	11308,49	4,18	65	3072516,961
H ₂ S	34,2	1167,68	1,007	65	76430,26262
NiS	12446,0	1141089,31	1,81	65	134249157,8
CoS	992,2	92276,60	0,52	65	3118949,026
Total		2037130,929			184216471,6

- **Menentukan panas reaksi**

Reaksi pembentukan :



- **Nilai panas reaksi pembentukan pada kondisi Temperatur Standara**

Berdasarkan hitungan pada Lampiran A didapatkan nilai mol pada produk dan reaktan, dimana nilai mol tersebut dikalikan dengan masing-masing panas pembentukan komponen. Untuk menentukan nilai panas reaksi pembentukan pada kondisi standar, dapat dilihat pada hasil dan persamaan berikut:

$$\Delta H^{\circ}_r = \sum n \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}_r = -13851406,57 - (-242602,0647)$$

$$\Delta H^{\circ}_r = -13608804,5 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.34 Q Produk

Komponen	Q (kJ/jam)
NiSO ₄	39750.54
CoSO ₄	9478.40
H ₂ SO ₄	43650188.61
H ₂ S	76430.26
NiS	134249157.8
CoS	3118949.03
Total	181143954.648

Tabel LB.35 Q Reaktan

Komponen	Q(kj/jam)
NiSO ₄	428082.764
CoSO ₄	51037.56084
H ₂ S	3418984.742
Total	3898105.067

- **Nilai Panas Reaksi**

$$\Delta H_r = \Delta H^{\circ}f + (Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}})$$

$$\Delta H_r = 163348885,546 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi berlangsung secara endotermis, untuk menentukan nilai Q_r , sehingga

$$Q_r = -\Delta H_r$$

$$Q_r = -163348885,546 \text{ kJ/jam}$$

- **Menentukan Panas Steam**

$$Q_s = \Delta H_r + Q_{\text{out}} + Q_{\text{in}}$$

$$Q_s = 153626763,65 \text{ kJ/jam}$$

- **Menentukan Massa Pemanas (Steam)**

Steam yang digunakan adalah Superheated steam $T = 120^{\circ}\text{C}$. Diketahui data H_l dan H_v steam pada Tabel F.2 Smith vanesh Hal 738.

$$H_v = 2706$$

$$H_l = 503,7$$

$$\lambda_{\text{steam}} = 220,3$$

$$m_s = \frac{Q_s}{\lambda_{\text{steam}}}$$

$$m_s = 69757,42 \text{ kg/jam}$$

- **Menentukan Massa Steam Masuk Dan Masuk**

$$Q_{s \text{ in}} = m_s \times H_v$$

$$Q_{s \text{ in}} = 188763575,6 \text{ kJ/jam}$$

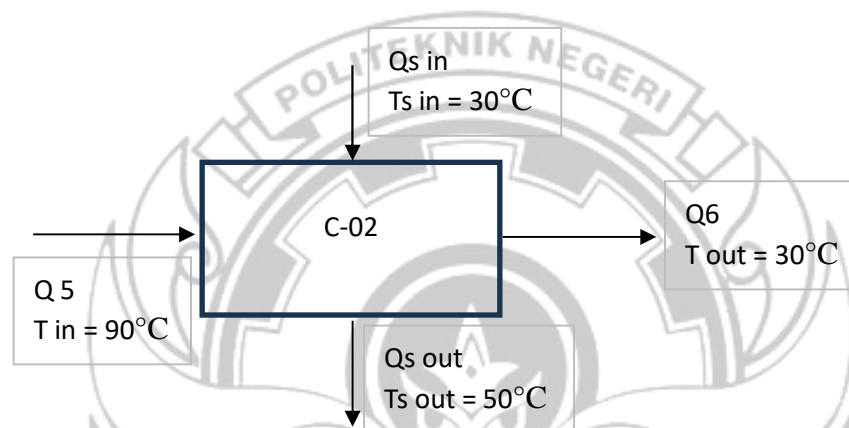
$$Q_{s \text{ out}} = m_s \times H_l$$

$$Q_{s \text{ out}} = 35136811,9 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.36 Neraca panas Total reaktor NiS (R-02)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar(Kj/jam)
Q in	193938593,5	
Qout		184216471,6
Qs	153626763,6	
ΔH_r		163348885,5
Total	347565357,2	347565357,2

12. Cooler (C-02)



Fungsi : Untuk mendinginkan produk keluar reaktor dari suhu 90°C ke 30°C

Tujuan : Untuk mengetahui kebutuhan massa pendingin

Kondisi :

Tin = 90°C

Tout = 30°C

Tref = 25°C

Tabel LB.37 Aliran Panas Masuk(Q16)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	1019,24	0,6	65	39750,542
CoSO ₄	220,94	0,66	65	9478,404156
H ₂ SO ₄	790048,66	0,85	65	43650188,61
H ₂ O	11308,49	4,18	65	3072516,961
H ₂ S	1167,68	1,007	65	76430,26262
NiS	1141089,31	1,81	65	134249157,8
CoS	92276,60	0,52	65	3118949.026
Total	2037130,929			184216471,6

Tabel LB.38 Aliran Panas Keluar (Q17)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	1019,24	0,6	5	3057,734028
CoSO ₄	220,94	0,66	5	729,108012
H ₂ SO ₄	790048,66	0,85	5	3357706,816
H ₂ O	11308,49	4,18	5	236347,4586
H ₂ S	1167,68	1,007	5	5879,250971
NiS	1141089,31	1,81	5	10326858,29
CoS	92276,60	0,52	5	239919,1558
Total	2037130,929			14170497,82

- **Menentukan Q Pendingin**

$$Q_{16} = Q_{\text{pendingin}} + Q_{17}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_{16} - Q_{17}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin}} &= 184216471,6 \text{ kj/jam} - 14170497,82 \text{ kj/jam} \\ &= 170045973,8 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

- **Menentukan Massa Pendingin**

$$T_{\text{cw in}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{cw out}} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 4,18 \text{ kj/kg.K}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = m_p \times C_p \times \Delta T$$

$$m_p = 2034042,749 \text{ kg/jam}$$

- Menentukan Q pendingin masuk dan keluar

$$Q_{\text{cw in}} = m_p \times C_p \times \Delta T$$

$$= 42511493,45 \text{ kJ/jam}$$

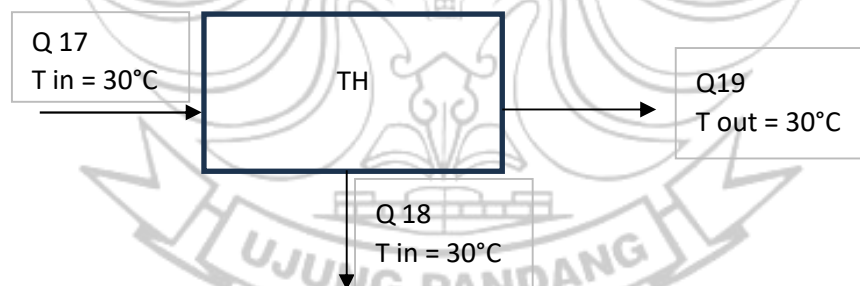
$$Q_{\text{cw out}} = m_p \times C_p \times \Delta T$$

$$= 212557467,2 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.39 Neraca Panas Total Cooler (C-02)

Aliran energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	184216471,6	
Qout		14170497,82
Qcw in	42511493,45	
Qcw out		212557467,2
Total	226727965,1	226727965,1

13. Thickener (TH-01)



Fungsi : Untuk memisahkan cairan pelarut dan endapan NiS yang terbentuk

Kondisi operasi :

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C}$$

Tabel LB.40 Aliran Panas Masuk(Q17)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	1019,245	0,6	5	3057,734
CoSO ₄	220,942	0,66	5	729,108
H ₂ SO ₄	790048,663	0,85	5	3357706,816
H ₂ O	1141089,314	4,18	5	23848766,67
H ₂ S	92276,598	1,007	5	464612,6729
NiS	11308,491	1,81	5	102341,8421
CoS	1167,676	0,52	5	3035,958793
Total	2037130,929			27780250,8

Tabel LB.41 Aliran Panas Keluar (Q18)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	10,19244676	0,6	5	30,57734
CoSO ₄	2,209418218	0,66	5	7,29108
H ₂ SO ₄	790,0486626	0,85	5	3357,71
H ₂ O	798762,5199	4,18	5	16694136,67
H ₂ S	92,27659839	1,007	5	464,613
NiS	10743,0663	1,81	5	97224,750
CoS	1109,292636	0,52	5	2884,161
Total	811509,606			16798105,76

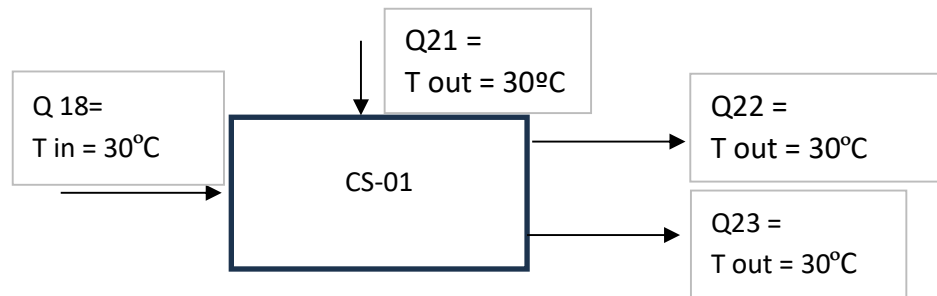
Tabel LB.42 Aliran Panas Keluar (Q19)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	1009,052229	0,6	5	3027,157
CoSO ₄	218,7324036	0,66	5	721,817
H ₂ SO ₄	789258,6139	0,85	5	3354349,109
H ₂ O	342326,7942	4,18	5	7154630
H ₂ S	92184,32179	1,007	5	464148,0602
NiS	565,424542	1,81	5	5117,092
CoS	58,38382295	0,52	5	151,798
Total	1225621,323			10982145,03

Tabel LB.43 Neraca Panas Total Thickener (TH)

Aliran energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q 17	27780250,8	
Q18		16798105,76
Q19		10982145,03
Total	27780250,8	27780250,8

14. Centrifuge Separator (CS-01)



Fungsi : Untuk memisahkan cairan pelarut dan endapan NiS yang terbentuk

Kondisi operasi :

Tin = 30°C

Tout = 30°C

Tref = 25°C

Tabel LB.44 Aliran Panas Masuk(Q18)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	10,19244676	0,6	5	30,57734
CoSO ₄	2,209418218	0,66	5	7,29108
H ₂ SO ₄	790,0486626	0,85	5	3357,71
H ₂ O	798762,5199	4,18	5	16694136,67
H ₂ S	92,27659839	1,007	5	464,613
NiS	10743,0663	1,81	5	97224,750
CoS	1109,292636	0,52	5	2884,161
Total	811509,606			16798105,76

Tabel LB.45 Aliran Panas Masuk(Q21)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
H ₂ O	243452,8818	4,18	5	5088165,229
Total	243452,8818			5088165,229

Tabel LB.46 Aliran Panas Keluar (Q22)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	10,091	0,6	5	30,272
CoSO ₄	2,187	0,66	5	7,218
H ₂ SO ₄	782,148	0,85	5	3324,130
H ₂ O	1041173,186	4,18	5	21760519,593
H ₂ S	91,354	1,007	5	459,967
NiS	10,743	1,81	5	97,225
CoS	1,109	0,52	5	2,88
Total	1042070,818			21764441,288

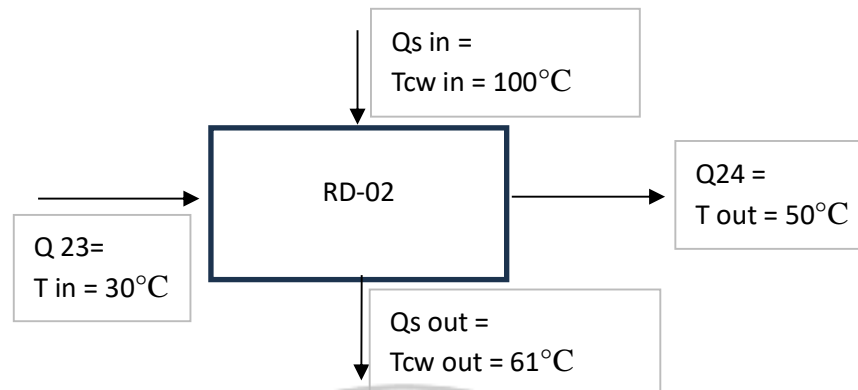
Tabel LB.47 Aliran Panas Keluar (Q23)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	0,102	0,6	5	0,306
CoSO ₄	0,022	0,66	5	0,073
H ₂ SO ₄	7,900	0,85	5	33,577
H ₂ O	1042,215	4,18	5	21782,302
H ₂ S	0,923	1,007	5	4,646
NiS	10732,323	1,81	5	97127,525
CoS	1108,183	0,52	5	2881,277
Total	12891,669			121829,706

Tabel LB.48 Neraca panas Total *Centrifuge Separator*

Aliran Energi	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Q19	16798105,76	
Q20	5088165,229	
Q21		21764441,288
Q22		121829,7057
Total	21886270,99	21886270,99

15. Rotary dryer 2 (RD-02)



Fungsi : mengurangi kadar air (H_2O) yang terdapat di dalam produk

NiS hingga mencapai kadar air yang diinginkan (0,1% w/w)

Tujuan : Menghitung jumlah udara pengering yang dibutuhkan

Kondisi operasi :

T1 = Temperatur umpan $30^\circ C$

T2 = Temperatur keluar $50^\circ C$

Tg in = Temperatur udara masuk $100^\circ C$

Tg out = Temperatur udara keluar $61^\circ C$

Udara yang digunakan sebelum di panaskan (*Dry bulb*) $30^\circ C$ dan T steam yang digunakan $160^\circ C$ ($320^\circ F$)

Tabel LB.49 Aliran Panas Masuk Q23

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	0,102	0,6	5	0,306
CoSO ₄	0,022	0,66	5	0,073
H ₂ SO ₄	7,9005	0,85	5	33,577
H ₂ O	1042,215	4,18	5	21782,302
H ₂ S	0,923	1,007	5	4,646
NiS	10732,323	1,81	5	97127,525
CoS	1108,183	0,52	5	2881,277
Total	12891,669			121829,706

$$X_{H_2O \text{ in}} = 0,0793 \quad (\text{Lampiran A})$$

$$X_{H_2O \text{ out}} = 0,0001 \quad (\text{Lampiran A})$$

$$\begin{aligned} X_{\text{inlet } H_2O} \text{ terhadap padatan kering} &= \frac{X_{H_2O \text{ in}}}{1 - X_{H_2O \text{ in}}} \\ &= 0,086 \text{ kg } H_2O/\text{kg padatan kering} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{\text{inlet } H_2O} \text{ terhadap padatan kering} &= \frac{X_{H_2O \text{ out}}}{1 - X_{H_2O \text{ out}}} \\ &= 0,0001 \text{ kg } H_2O/\text{kg padatan kering} \end{aligned}$$

- **Menentukan % relative humidity**

Udara pada 30°C dan P = 1 atm, mengandung uap air dengan tekanan parsial, P_A = 2,97 kPa. Dari steam table, pada temperatur 30°C, P uap air (P_{AS}) = 4,246 kPa (App. A.2-9. Geankoplis, 1993:857)

$$H_R = 100 \times \frac{P_A}{P_{AS}} \quad (\text{Perry's 7th ed, gambar 12-3 hal.12-6})$$

$$H_R = 100 \times \frac{2,97}{4,246}$$

$$H_R = 70\%$$

Dengan relative humidity = 70% maka berdasarkan humidity chart (Perry's 7th ed, gambar 12-3 hal.12-6) diperoleh H = 0,019 kg uap air/kg udara kering. Asumsi bahwa humidity tidak berubah saat udara dipanaskan sehingga H₂ = 0,019 kg uap air/kg udara kering. (Geankoplis, 1993:563)

- **Menentukan Wet Bulb (T_w)**

$$H_w - H_G = \frac{h_G}{29 \cdot \lambda_w \cdot k_G} (t_{hg} - t_w) \quad (\text{Pers. 8-29 Banchemo, 1988 : 383}) \dots (1)$$

Dimana:

H_w : Humidity pada temperature wet bulb (udara keluar), lbm air/lbm udara kering

H_G : Humidity pada temperature dry bulb (udara masuk), lbm air/lbm udara kering

h_G : Koefisien perpindahan panas dari gas ke permukaan yang terbasahi

l_w : Entalpi pada temperature wet bulb, Btu/lb

t_{hG} : Temperatur steam dry bulb, °F

t_w : Temperatur wet bulb, °F

k_G : Koefisien perpindahan massa dari gas ke permukaan yang terbasahi.

Persamaan (1) diatas hanya berlaku untuk udara yang memiliki BM = 29 dan tekanan 1 atm, untuk persamaan umum maka angka 29 menjadi MG dan tekanan 1 atm menjadi P. Maka persamaan (1) menjadi :

$$W_w - W_G = \left(\frac{h_1}{K_G \cdot M_G \cdot P} \right) \left(\frac{1}{\lambda_w} \right) (t_{hg} - t_w) \quad (\text{Pers. 8-30 Banchemo, 1988 : 384}) \dots (2)$$

Dari table 8-1 Badger Banchemo pengukuran wet bulb sistem udara- air, diperoleh:

$$\frac{h_1}{K_G \cdot M_G \cdot P} = 0.26$$

Sehingga persamaan (2) menjadi :

$$W_w - W_G = \left(\frac{0.26}{\lambda_w} \right) (t_{hg} - t_w) \quad \dots \dots \dots (3)$$

t_w dapat dicari dengan cara trial, sebagai berikut:

Dipilih $t_w = 51^\circ\text{C} = 123,8^\circ\text{F}$

Pada $t_w = 51^\circ\text{C}$ diperoleh :

$W_w = 0,0634$ lb uap air/lb udara kering (Fig 9.3 – 2 Geankoplis,1993)

$$\lambda_w = 1149 \text{ btu/lbm}$$

(Steam table App.A.2-9 Geankoplis, 1993 :859)

maka;

$$0,0634 - 0,019 = \left(\frac{0,26}{1149} \right) (320 - 123,8)$$

$$0,0444 = 0,0444$$

Sehingga, $t_w = 51^\circ\text{C} = 123,8^\circ\text{F}$

- **Menentukan Suhu Udara Keluar Rotary Dryer (Tg Out)**

Berdasarkan Banchero, 1988 : 508 Ditetapkan range NTU = 1,5 – 2, jika diambil NTU = 1,5 maka suhu udara keluar dryer :

$$NTU = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right)$$

$$1,5 = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right)$$

Dimana :

t_{G1} = udara pengering masuk

t_{G2} = udara pengering keluar

$$e^{1,5} = \ln \left(\frac{100 - 51}{t_{G2} - 51} \right)$$

$$T_G = 61,933^\circ\text{C} = 335,08 \text{ K}$$

- **Menentukan Laju Pengeringan Pada Rotary Dryer**

Penentuan laju pengeringan pada rotary (Treybal, 1981 : 700) :

Fraksi berat air pada umpan masuk = 0,0793

X_1 (fraksi inlet air terhadap padatan kering) = 0,0861 kg air/kg padatan kering
Kadar air pada produk akhir padatan = 0,0001

X_2 (fraksi outlet air terhadap padatan kering) = 0,0001kg air/kg padatan kering

Laju alir padatan keluar tanpa air (L_s) = 1019.579 kg padatan kering/jam

Maka,

laju pengeringan $L_s (X_1 - X_2) = 1019.579$ kg air yang teruapkan/jam

• **Entalpi Udara Masuk (H_{G2}) Ke Rotary Dryer**

$$H_{G2} = C_s \cdot (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_o \quad (\text{Pers. 9.10-24, Geankoplis, 1993 : 562})$$

$$C_s = 1,005 + 1,88 H_2 \quad (\text{Pers. 9.3-6, Geankoplis, 1993 : 527})$$

Keterangan :

C_s = humid heat

H_2 = humidity udara masuk = 0,019 kg uap air/kg udara kering

λ_o = panas laten air pada Tref (25°C) = 2.547 kJ/kg

maka,

$$C_s = 1,005 + (1,88 \times 0,019) = 1,04072 \text{ kJ/kg udara kering.}^\circ\text{C}$$

$$H_{G1} = C_s \cdot (T_{G1} - T_{ref}) + H_2 \cdot \lambda_o = 126,447 \text{ kJ/kg udara kering}$$

• **Entalpi Udara Keluar (H_{G1}) Ke Rotary Dryer**

$$H_{G2} = C_s \cdot (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_o \quad (\text{Pers. 9.10-24, Geankoplis, 1993 : 562})$$

$$C_s = 1,005 + 1,88 H_2 \quad (\text{Pers. 9.3-6, Geankoplis, 1993 : 527})$$

Keterangan :

C_s = humid heat

H_2 = humidity keluar

λ_o = panas laten air pada Tref (0°C) = 2501 kJ/kg

Sehingga,

$$H_{G2} = (1,005 + 1,88 \cdot H_2) \cdot (T_{G2} - T_{ref}) + H_2 \cdot 2501$$

$$H_{G2} = 62,2427 + 261,434H_2 \dots \text{pers (4)}$$

- **Entalpi Padatan Masuk (Hs1)**

$$Q = 121829,706 \text{ kj/jam}$$

$$m = 12891,669 \text{ kg/jam}$$

$$H = 9,45 \text{ kj/kg padatan kering}$$

- **Entalpi Padatan Keluar (Hs2) Dari Rotary Dryer**

$$Q = 700451,780 \text{ kj/jam}$$

$$m = 11849,57 \text{ kg/jam}$$

$$H = 59,11 \text{ kj/kg padatan kering}$$

Tabel LB.50 Aliran Panas Keluar (Q24)

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kj/Kg.K)	ΔT (K)	Q (Kj/jam)
NiSO ₄	0,102	0,6	25	2,140
CoSO ₄	0,022	0,66	25	0,510
H ₂ SO ₄	7,9005	0,85	25	679892,677
H ₂ O	1042,215	4,18	25	20168,937
NiS	10732,323	1,81	25	152,476
CoS	1108,183	0,52	25	235,039
Total	12891,669			700451,780

- **Menentukan *Moisture Balance***

$$G.H1 + Ls. X_1 = G.H2 + Ls. X_2 \quad (\text{Pers. 9.10-23, Geankoplish, 1993:562})$$

$$G.(0,019) + 70,693.74 = G.H2 + 70,6937$$

$$G.H2 = 0,019G + 1019,58 \quad \dots\dots(5)$$

- Mencari Heat Balance

$$G.H_{G1} + Q_{11} = G.H_{G2} + Q_{12} \quad (\text{Pers. 9.10-26, Geankoplish, 1993:562})$$

Diketahui :

$$Q_{23} = 121829,706 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{24} = 700451,780 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{G1} = 126,447 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{G2} = 62,2427 + 2617,434H_2$$

Sehingga,

$$G(126,447) + 121829,706 = G(62,2427 + 2617,434H_2) + 700451,780$$

$$64,2043G - 619098,381 = 2617,43404GH_2 \quad \dots\dots\dots(6)$$

Untuk mendapatkan nilai G, maka disubstitusi persamaan 5 & 6

Diketahui :

$$GH_2 = 0,019G + 70623 \quad \dots\dots(5)$$

$$64,2043G - 619098,381 = 2617,43404GH_2 \quad \dots\dots(6)$$

$$64,2043G - 619098,381 = 2617,43404(0,019G + 70623,04)$$

$$14,4731G = 2049582,094$$

$$G = 141613,321$$

Jadi, dengan mensubstitusi nilai G pada persamaan 5 didapat humidity udara keluar dari rotary dryer.

$$GH_2 = 0,019G + 1019,58$$

$$141613,321H_2 = 2690,65 + 1019,58$$

$$H_2 = 0,0262$$

Substitusi nilai H₂ ke pers. (4)

$$H_{G2} = 62,2427 + 261,434H_2$$

$$H_{G2} = 130,818 \text{ kJ/kg}$$

- Menentukan Q Udara Masuk Dan Q Udara Keluar

$$Q_{\text{udara In}} = G \times H_{G2}$$

$$= 19333391,3 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{udara out}} = G \times H_{G1}$$

$$= 18754764,19 \text{ kJ/kg}$$

- **Menentukan Panas Yang Hilang (Qloss) Pada Rotary Dryer**

$$Q_{\text{out}} + Q_{\text{g out}} = Q_{\text{in}} + Q_{\text{g in}} + Q_{\text{loss}}$$

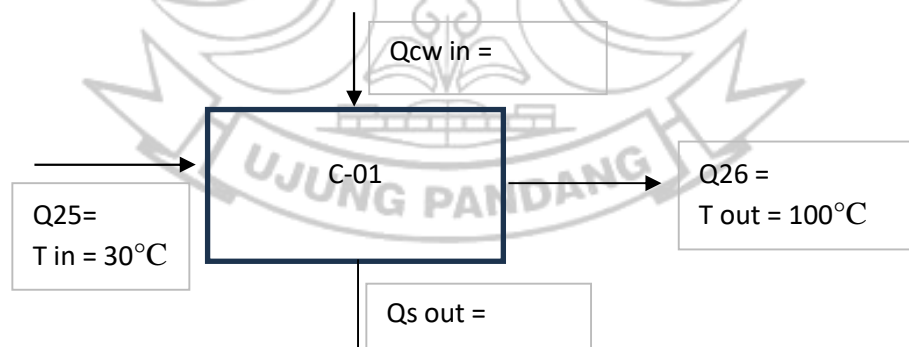
$$Q_{\text{loss}} = (Q_{\text{out}} + Q_{\text{g out}}) - (Q_{\text{in}} + Q_{\text{g in}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 5,037 \text{ kJ/kg}$$

Tabel LB.51 Neraca panas Total Rotary dryer (RD-02)

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qg in	19333391,3	
Qg out		18754764,2
Q in	121829,706	
Q out		700451,78
Q loss		5,037
Total	19455221	19455221

16. Air Heater 2 (AH-02)



Fungsi : Menaikkan temperatur udara sebelum masuk Rotary Dryer (RD-01) dari 30°C menjadi 100°C

Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pemanas

Kondisi operasi :

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$T_s = 160^{\circ}\text{C}$$

Udara yang dibutuhkan pada rotary dryer 12394,92 kj/jam, dan sebagai media pemanas digunakan saturated steam pada suhu 140°C.

$$\text{Panas udara keluaran AH-01} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Panas udara keluar blower (30}^{\circ}\text{C-Tref)} = 30-25$$

$$= 5 \text{ kj/kg udara kering} \quad (\text{Fig. 7.5 (a), Treybal, 1981 : 232})$$

$$= 61947,59 \text{ kj/jam}$$

$$\text{Panas keluar heater} = \text{panas masuk rotary dryer (H}_g\text{)}$$

$$= 121829,706 \text{ kj/jam}$$

$$\text{Beban panas Heater udara} = \text{Panas masuk rotary dryer} - \text{Panas keluar Blower}$$

$$= 59855,11 \text{ kj/jam}$$

Adapun data steam yang diperoleh :

$$T_s = 160^{\circ}\text{C}$$

$$H_g = 2676,1$$

$$H_f = 419,93$$

$$\lambda_{\text{steam}} = 2256,93$$

:

Menentukan massa steam heater

$$m_{\text{steam}} = \frac{\text{Beban Heater}}{\lambda}$$

$$= 26,521 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{si} = H_g \times m_{\text{steam}}$$

$$Q_{si} = 70971,746 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{so} = H_f \times m_{\text{steam}}$$

$$Q_{so} = 11116,635 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.52 Neraca panas Total Rotary dryer (RD-02)

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q udara in (Q25)	61974,59	
Q udaraout (Q25)		121829,7057
Qs in	70971,74629	
Qs out		11116,63499
Total	132946,34	132946,34



LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

A. Spesifikasi Peralatan Utama

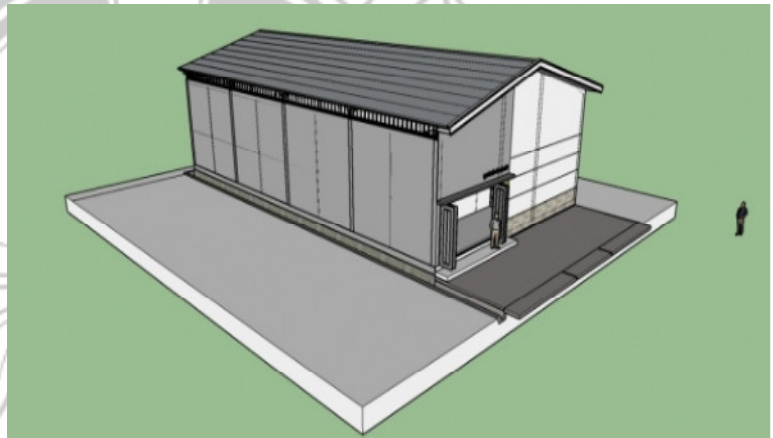
1. Gudang Penyimpanan (WH-01)

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku bijih laterit

Bahan konstruksi : Dinding (beton), lantai (aspal), atap (asbes)

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Jumlah bahan baku = 504.110,18 kg/jam
- Waktu tinggal = 15 hari (360 jam)
- Densitas bahan = 3.943,90 kg/m³
- Temperatur = 30°C
- Tekanan = 1 atm

- **Menentukan volume gudang (Vg)**

Bahan baku bijih laterit dimasukkan kedalam karung besar. Digunakan 1 bak memuat 1000 kg. Diperkirakan bahan baku bijih laterit terdapat ruang kosong berisi udara sebesar 20.

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bijih laterit dalam} & & & = & & \frac{m}{p} \\
 \text{karung} & & & & & \\
 & & & & & = \\
 & & & = & & \frac{1000 \text{ kg}}{3.943,90 \text{ kg/m}^3} & & = 0,25 \\
 & & & & & & & \text{m}^3 \\
 \text{Volume udara} & & & = & & 0,25 \text{ m}^3 \times 20\% \\
 \text{dalam bak} & & & = & & 0,05 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume total} & & & = & & \text{Volume bijih laterit + volume} \\
 \text{bak} & & & = & & \text{udara} \\
 & & & = & & 0,25 \text{ m}^3 + 0,05 \text{ m}^3 \\
 & & & = & & 0,30 \text{ m}^3 \\
 \text{Banyak bak} & & & : & & \\
 \text{dalam 15 hari} & & & & & \\
 \text{Jumlah bak} & & & = & & \frac{\text{jumlah bijih laterit} \times \text{waktu tinggal}}{\text{massa bak}} \\
 & & & = & & \frac{504.110,18 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 360 \text{ jam}}{1000} \\
 & & & = & & 177.868 \text{ bak}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{Jumlah bak x volume bak} \\ \text{bak} &= \end{aligned}$$

$$= 177.868 \times 0,30 \text{ m}^3$$

$$= 54.119,49 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor ruang} &= 30\% \\ \text{kosong} &= \end{aligned}$$

$$\text{Volume gudang} = 1,3 \times \text{volume total bak}$$

$$= 1,3 \times 54.119,49 \text{ m}^3$$

$$= 70.355,339 \text{ m}^3$$

- **Menentukan Dimensi gudang**

Direncanakan bahwa gudang bahan baku akan didirikan dengan rasio, $P = 3T$;

$L = 2T$

Maka,

$$V_g = P \times L \times T$$

$$V_g = 3T \times 2T \times T$$

$$V_g = 6T^3$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{V_g}{6}}$$

$$T = 22,65 \text{ m}$$

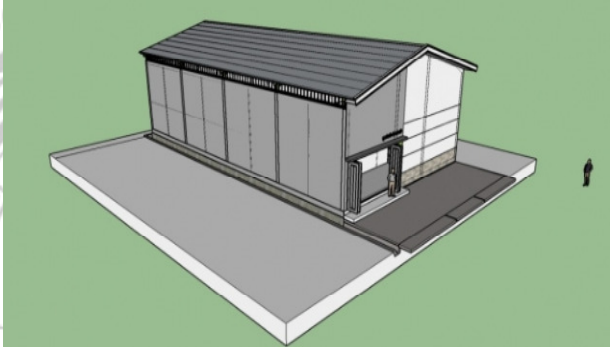
$$T = 23 \text{ m}$$

$$P = 3T$$

$$P = 68 \text{ m}$$

$$L = 2 \times T$$

$$L = 45$$

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Ware house</i> bijih laterit
Kode	WH-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan bijih laterit
Sifat bahan	Padatan, berifat keras, logam ferromagnetik
Fasa bahan yang disimpan	Padatan
Gambar	
Tipe	Ware House
Konstruksi	Dinding beton, lantai aspal, dan atap asbes
Temperatur	30°C
Kapasitas	504.110,18 kg/jam
Volume gudang (Vg)	70.355,339 m ³
Tinggi (T)	22,65 m
Lebar (L)	42 m
Panjang (P)	68 m

2. Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Transportasi bahan padatan bijih laterit dari *ware house* ke *mixer*

Tipe : *Belt Conveyor*

Bahan konstruksi : *Rubber*

jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

Laju alir massa = 504.110,18 kg/jam

Densitas = 3.943,90 kg/m³

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Faktor keamanan = 10%

- Menentukan kapasitas Conveyor (W)

$$W = \frac{m}{90\%} = \frac{504.110,18 \text{ kg/jam}}{90\%} = 548975.9849 \text{ kg/jam} = 548.975 \text{ ton/jam}$$

Menurut perry's edisi 7, tabel 21.7 dimensi Belt conveyor adalah sebagai

TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers*

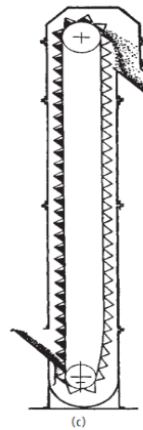
Belt width in (cm)	Cross-sectional area of load ft ² (m ²)	Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum heap size, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb-ft ³ material			Add for tripper hp†
		Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Steel material, 80% under	Unstayed material, not over 20%		Capacity ton/h (metric tons/h)	hp/100-ft (3.05-m) lift	hp/100-ft (30.48-m) centers	
14 (35)	0.11 (0.10)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5)	32 (24)	0.31	0.44	2.0
								200 (61.0)	64 (58)	0.68	0.68	
								300 (91.5)	96 (87)	1.01	1.32	
16 (40)	0.14 (0.13)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5)	44 (40)	0.46	0.66	2.5
								200 (61.0)	88 (80)	0.90	1.12	
								300 (91.5)	132 (120)	1.36	1.68	
18 (45)	0.18 (0.17)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5)	54 (49)	0.58	0.70	3.0
								250 (76.2)	134 (122)	1.42	1.76	
								350 (106.7)	160 (172)	2.00	2.42	
20 (50)	0.22 (0.20)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5)	66 (60)	0.70	0.84	



3. **Bucket Elevator (BE-01)**

Fungsi : Transportasi bahan padatan bijih laterit *belt conveyor* ke mixer

Tipe : *Bucket elevator*
 Bahan : *Stainless*
 konstruksi
 Jumlah : 1 unit
 Gambar :



Data :
 Laju alir : 504.110,18 kg/jam
 massa
 Densitas : 3.943,90 kg/m³
 Faktor : 10%
 keamanan

- **Menentukan kapasitas elevator**

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{m}{90\%} \\
 &= \frac{504.110,18 \text{ kg/jam}}{90\%}
 \end{aligned}$$

$$= 548975,9849 \text{ kg/jam}$$

$$= 548,975 \text{ ton/jam}$$

Menurut Perry's edisi 7, tabel 21.7 dimensi Belt conveyor adalah sebagai

TABLE 21-9 Bucket-Elevator Specifications for Continuous Buckets on Chain*

Size of bucket and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail
8 × 5½ × 7¾ – 8 (203 × 140 × 197) – (203)	25	35 (31.7)	1 (25.4)	28	1.8	0.06	1½/16	1½/16	20½	14
	50	35 (31.7)	1 (25.4)	28	3.4	0.06	2½/16	1½/16	20½	14
	75	35 (31.7)	1 (25.4)	28	5.0	0.06	2½/16	1½/16	20½	14
10 × 7 × 11¾ – 12 (254 × 178 × 298) – (305)	25	60 (54.5)	1½ (38.1)	23	3.0	0.10	2½/16	1½/16	25	17½
	50	60 (54.5)	1½ (38.1)	23	5.5	0.10	2½/16	1½/16	25	17½
	75	60 (54.5)	1½ (38.1)	23	8.0	0.10	2½/16	1½/16	25	17½
12 × 7 × 11¾ – 12 (305 × 178 × 298) – (305)	25	70 (63.5)	1½ (38.1)	23	3.5	0.12	2½/16	1½/16	25	17½
	50	70 (63.5)	1½ (38.1)	23	6.5	0.12	2½/16	1½/16	25	17½
	75	70 (63.5)	1½ (38.1)	23	9.5	0.12	3½/16	2½/16	25	17½
14 × 7 × 11¾ – 12 (356 × 178 × 298) – (305)	25	80 (72.6)	1¾ (44.5)	23	4.0	0.14	2½/16	2½/16	25	17½
	50	80 (72.6)	1¾ (44.5)	20	7.5	0.14	2½/16	2½/16	29	17½
	75	80 (72.6)	1¾ (44.5)	20	11	0.14	3½/16	2½/16	29	17½
14 × 8 × 11¾ – 12 (356 × 203 × 298) – (305)	25	100 (90.8)	2 (50.8)	20	5.0	0.17	2½/16	2½/16	29	17½
	50	100 (90.8)	2 (50.8)	20	9.3	0.17	3½/16	2½/16	29	17½
	75	100 (90.8)	2 (50.8)	20	13.3	0.17	3½/16	2½/16	29	17½
16 × 8 × 11¾ – 12 (406 × 203 × 298) – (305)	25	115 (104.4)	2 (50.8)	20	6.0	0.20	2½/16	2½/16	29	17½
	50	115 (104.4)	2 (50.8)	20	11	0.20	3½/16	2½/16	29	17½
	75	115 (104.4)	2 (50.8)	20	16	0.20	4½/16	2½/16	29	17½
18 × 8 × 11¾ – 12 (406 × 203 × 298) – (305)	25	130 (118.0)	2 (50.8)	20	7	0.22	2½/16	2½/16	29	17½
	50	130 (118.0)	2 (50.8)	20	13	0.22	3½/16	2½/16	29	17½
	75	130 (118.0)	2 (50.8)	20	20	0.22	4½/16	2½/16	29	17½

*From Standard Adapters Division, Allis-Chalmers Corporation.

Data elevator :

$$\text{Lebar bucket} = 18 \text{ in}$$

$$\text{Panjang bucket} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi bucket} = 11,75 \text{ in}$$

$$\text{Jarak bucket} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Daya motor} = 20 \text{ Hp}$$

$$\text{Tinggi} = 75 \text{ ft}$$

pengangkut

4. Mixer (M-01)

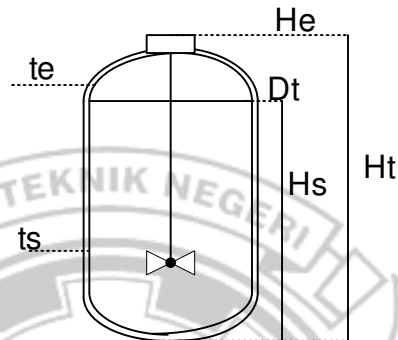
Fungsi : Tempat mencampur bijih laterit dengan air

jenis : Tangki berpengaduk dengan alas dan tutup ellipsoidal

Konstruksi *Carbon Steel SA-285 grade C*

Jumlah 1 unit

Gambar :



Data :

Laju alir umpan = 1680367,263 kg/jam

Densitas = 1322,94 kg/m³ = 82,02 lb/ft³.jam

Tekanan = 1 atm

Waktu (t) = 1 jam

Laju alir molar (F_{AO}) = 70057,45 kmol/jam

a. Menentukan kapasitas tangki (mixer)

Mencari laju volumetri

(F_v)

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{1680367,263 \text{ kg/jam}}{1322,94 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1244,90 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$V_c = F_v \times t$$

$$= 1244,90 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

		relationship	area		
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	>100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	>100:1 >100:1 10:1	10
Continuous reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Flow rate Residence time	>100:1	20
Cooling towers	No	Air humidity Temperature decrease	Flow rate Volume	>100:1 10:1	15
Cyclones	No	Particle size	Flow rate Diameter of body	10:1 3:1	10
Evaporators	No	Latent heat of vaporization Temperatures	Flow rate Heat-transfer area	>100:1 >100:1	15
Hammer mills	Yes	Size reduction	Flow rate Power input	60:1 60:1	20
Mixers	No	Mechanism of operation System geometry	Flow rate Power input	>100:1 20:1	20
Nozzle-discharge centrifuges	Yes	Discharge method	Flow rate Power input	10:1 10:1	20 20

maka

$$\text{Kapasitas} = (1+20\%)$$

=

$$\text{mixer} \times V_c$$

$$= 1493,88$$

=

$$\text{m}^3$$

$$= 52756,25$$

=

$$\text{ft}^3$$

b. Menentukan dimensi tangki

$$\text{Volume silinder} = \frac{\pi}{4} x D t^2 \times H_s$$

dimana : $H_s = D_t$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

$$\text{Volume ellipsoidal (Ve)} = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_e$$

$$H_e = 1/6 D_t$$

$$= \frac{\pi}{24} \times D_t^3 = 0.1309 D_t^3$$

Walas, tabel 18.5

- Diameter tangki mixer

$$V_t = V_s + (2 \times V_e)$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D_t^3 + (2 \times \frac{\pi}{24} \times D_t^3)$$

$$= \frac{8\pi}{24} \times D_t^3$$

$$= \sqrt[3]{\frac{24 \times 1493,88 m^3}{8 \times 3,14}}$$

$$= 11,232 \text{ m}$$

$$= 442,20 \text{ in}$$

$$= 36,84 \text{ ft}$$

- Volume silinder (Vs) = $\frac{\pi}{4} \times D_t^3$

$$= 1112,35 \text{ m}^3$$

- Volume ellipsoidal (V_e) = $0.1309Dt^3$
= $185,49 \text{ m}^3$

- Menentukan Tinggi tangki (H_t)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder } (H_s) &= D_t \\ &= 11,232 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ellipsoidal } (H_e) &= 1/6 D_t \\ &= 1,872 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_t &= H_s + (2 \times H_e) \\ &= 14,98 \text{ m} = 49 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi cairan dalam tangki

$$H_c = \frac{V_c}{V_t} \times H_t$$

diketahui : $V_c = 1244,90 \text{ m}^3$

$$V_t = 1493,88 \text{ m}^3$$

$$H_t = 14,98 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{1244,90 \text{ m}^3}{1493,88 \text{ m}^3} \times 14,98 \text{ m} \\ &= 12,48 \text{ m} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki diletakkan diatas kaki penyangga yang terbuat dari besi dengan tinggi 5 m, sehingga tinggi total tangki mixer adalah

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + (2 \times H_e) + (\text{tinggi kaki}-H_e) \\ &= 18,10 \text{ m} = 59,12 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan tekanan desain (P_d)

Menghitung tekanan desain dengan menggunakan rumus:

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{op}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

Pada penentuan tekanan hidrostatik, jika densitas fluida lebih kecil dari densitas air, maka densitas yang digunakan adalah densitas air (*Brownell & young, 1959*).

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho(h - 1)}{144}$$

$$= \frac{\frac{82,02 \text{ lb}}{\text{ft}^3} (49,12 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$= 27,41 \text{ psi}$$

$$P_o = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = 27,41 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi}$$

$$= 42,11 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\% \quad \dots(\text{Coulson,1988. Hal 637})$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times 42,11 \text{ psi}$$

$$= 46.32 \text{ psi} = 3,1 \text{ bar}$$

- Menentukan Tebal dinding (Td) dan tebal tutup ellipsoidal (Te)

$$T_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad \text{Walas ,tabel 18.3}$$

Diketahui :

$$P=P_d = 46,32 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter (Dt)} = 442,20 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari (R)} = 221,1 \text{ in}$$

$$\text{Allowable Stress(S)} = 13.700 \text{ psi} \quad (\text{peter,tabel 4 hal 538})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 0,85 \quad (\text{peter,tabel 4 hal 538})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in/tahun} \quad (\text{perry's tabel 23.2})$$

$$\text{Lama tahun yang digunakan} = 10 \text{ tahun}$$

$$C = 1,25 \text{ in}$$

$$T_d = \frac{46,32 \text{ psi} \times 221,1 \text{ in}}{((13.700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 46,32 \text{ psi}))} + 1,25 \text{ in}$$

$$T_d = 2,132 \text{ in} = 0,054 \text{ m}$$

Tebal Head (tutup bawah & atas)

$$T_e = t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad \text{Walas, tabel 18.4}$$

$$= \frac{46,32 \text{ psi} \times 442,20 \text{ in}}{((2 \times 13.700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 46,32 \text{ psi}))} + 1,25 \text{ in}$$

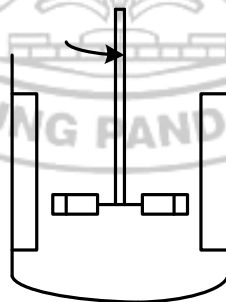
$$= 2,129 \text{ in} = 0,054 \text{ m}$$

$$\text{OD (outsite diameter)} = \text{ID} + (2T_d)$$

$$= 422,20 \text{ in} + (2 \times 2,1315)$$

$$= 446,47 \text{ in}$$

c. Menentukan desain pengaduk



$$\text{Viskoistas larutan} = 0,822 \text{ Cp}$$

$$\text{Jenis pengaduk} = \textit{Propeller 3 blade}$$

Mc.Cabe fig 9.2 hal 238

Menentukan diameter pengaduk (d)

$$d = \frac{Dt}{3} \quad \text{Mc. Cabe, hal 243}$$

$$= \frac{11,232 \text{ m}}{3}$$

$$= 3,744 \text{ m} = 12,28 \text{ ft}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki

(E)

$$E = \frac{d}{3}$$

$$= \frac{3,744 \text{ m}}{3}$$

$$= 1,25 \text{ m} = 4,09 \text{ ft}$$

Tinggi pengaduk

Ht-E

$$= 14,98 \text{ m} - 1,25 \text{ m}$$

$$= 13,73 \text{ m} = 45,03 \text{ ft}$$

Jarak baffle dari dasar tangki

$$= \frac{d}{2}$$

$$= 1,872 \text{ m} = 6,14 \text{ ft}$$

Diameter penyangga pengaduk (Dd)

$$= \frac{2}{3} \times D$$

$$= 2,50 \text{ m} = 8,19 \text{ ft}$$

Diameter batang pengaduk =

$$= 1/8 \times Dd$$

$$= 0,31 \text{ m} = 1,02 \text{ ft}$$

Panjang daun pengaduk (L)

$$= \frac{d}{4}$$

$$= 0,94 \text{ m} = 3,07 \text{ ft}$$

Lebar daun pengaduk (W)

$$= \frac{d}{5}$$

$$= 0,75 \text{ m} = 2,46 \text{ ft}$$

Lebar baffle (J)

$$= \frac{Dt}{12}$$

$$= 0,97 \text{ m} = 3,07 \text{ ft}$$

Jarak baffle dari permukaan

$$= \frac{J}{6}$$

$$= 0,16 \text{ m} = 0,51 \text{ ft}$$

Wallas, hal 288

Menghitung kebutuhan pengaduk

$$n = \frac{WELH}{ID}$$

$$SPGR = \frac{P_{campuran}}{p_{ref}}$$

$$= \frac{1322,94 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,32$$

$$WELH = H_c \times SPGR$$

$$= 54,15 \text{ ft}$$

$$n = \frac{54,15 \text{ ft}}{36,84} = 1,47 \approx 2$$

Jarak antar pengaduk

$$= \frac{Dt}{n} = 5,62 \text{ m}$$

d. Menghitung kecepatan pengaduk

$$\frac{WELH}{2 \times d} = \left(\frac{\pi \times d \times N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \times \sqrt{\frac{WELH}{2d}}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 12,28 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{62,71 \text{ ft}}{2 \times 12,28 \text{ ft}}}$$

$$= 23,105 \text{ rpm}$$

$$= 0,384 \text{ rps}$$

e. Menghitung daya pengaduk

$$P = \frac{Kt \times p \times N^3 \times d^5}{g_c}$$

Menentukan bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{N \times p \times d^2}{\mu}$$

$$N_{re} = 4774853,429 > 2100 \text{ (turbulen)}$$

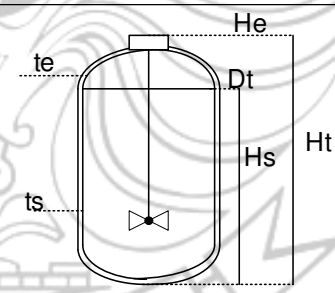
$$\text{Konstanta } K_t = 1$$

Tabel 9.3, coulson hal 254

$$P = 40.398,30 \text{ lb.ft/s}$$

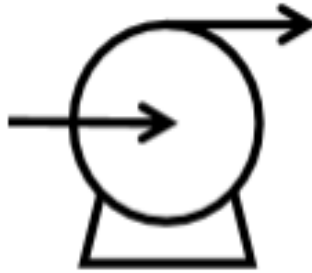
$$= 72,72 \text{ HP}$$

$$\text{Power standar} = \frac{72,72}{80\%} = 90,90 \text{ Hp}$$

SPESIFIKASI	
Nama	Mixer
Kode	M-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat pencampuran bijih laterit dengan air
Sifat bahan	Slurry, viskositas tinggi, logam <i>Ferromagnetic</i>
Data Design	
Gambar	
Tipe	Tangki berpengaduk dengan alas dan tutup hemispherical
Volume	1244,90 m ³
kapasitas	1493,88
Diameter dalam (ID)	11,232 m
Diameter luar (OD)	11,340 m
Tinggi silinder (Hs)	11,232 m
Tinggi head (hemispherical)	1,87 m

Tinggi total	18,10 m
Tinggi cairan	12,48 m
Tekanan desain	3,1 bar
Tebal dinding mixer	0,054 m
Tebal head	0,054 m
Jenis pengaduk	Propeller blade 3
tinggi pengaduk	13,73 m
Diameter pengaduk	3,744 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki	1,25 m
Jarak baffle dari dasar tangki	1,87
Diameter penyangga batang pengaduk	2,5 m
Diameter batang pengaduk	0,31 m
Panjang daun pengaduk	0,94 m
Lebar daun pengaduk	0,75 m
Jumlah pengaduk	2 buah
Lebar baffle	0,94 m
Jarak baffle dari permukaan	0,16 m
Jarak antar pengaduk	5,62 m
Kecepatan pengaduk	0,384 rps
Daya pengaduk	90,90 Hp

5. Pompa Slurry bijih laterit (01)



P-101

$$Q = 1680367,263 \text{ kg/jam}$$

$$= 102814,418 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitasi umpan } (\rho) = 1322,94 \text{ kg/m}^3$$

$$= 82,588 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1,2144 \text{ cP}$$

$$= 0,0012 \text{ kg/m.s}$$

$$= 2,938 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Laju volumetric } (Q_f) = \frac{Q}{\rho}$$

$$= \frac{(1646927,955 \text{ kg/jam})}{2}$$

$$1322,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 622,448 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 6,106 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 381,2005 \text{ lbm/s}$$

$$= 2740,583 \text{ gpm}$$

Fungsi : Mengalirkan *slurry* dari tangki mixer ke heater 01

Tipe : *Centrifugal Pump single stage*

Bahan : *Commercial steel*

Jumlah :2 Unit

Kondisi Operasi

Kapasitas laju alir umpan (Q)

a. Perencanaan pompa

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Peter and

Timmerhaus pers.15 hal 496 ($N_{re} \geq 2100$) maka diameter optimum (Diopt):

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 3.9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 6,106 \text{ ft}^3/\text{s}^{0.45} \times 82,588 \text{ lb}/\text{ft}^3 \text{ }^{0.13} \\ &= 15,62 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel A5-1 (Geankoplis, 1997), dipilih:

Nominal size pia = 16 in

Schudulue = 30 in

Inside diameter (ID) = 15,25 in

= 1,27 ft

Outside diameter (OD) = 16

Luas penampang = 1,26 ft²

Kecepatan linier (V)

$$\begin{aligned} V &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{6,106 \text{ ft}^3/\text{s}}{1,26 \text{ ft}^2} \\ &= 4,836 \text{ ft/s} \\ &= 17408,546 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

b. Pemeriksaan bilangan reynold (NRe):

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} \\
 &= \frac{82,588 \text{ lb/ft}^3 \times 4,836 \text{ ft/s} \times 1,27 \text{ ft}}{0,00082 \frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{s}}} \\
 &= 621881,1105
 \end{aligned}$$

Karena $NRe \geq 2100$, maka asumsi benar

Di pilih material pipa commercial steel:

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0.046 \text{ mm} \quad (\text{Tabel 5.2 Coulson}) \\
 &= 0.00015 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon/ID &= 0.00015 \text{ ft} / 1,27 \text{ ft} \\
 &= 0.00012
 \end{aligned}$$

$$f = 0.00173 \quad (\text{Fig. 5.7 Coulson})$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa lurus (P)} &= 7 \text{ m} \\
 &= 22,96 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi pompa} &= 2 \text{ m} \\
 &= 6,5617 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3 elbow 90°

$$Le/ID = 32 \quad \text{Tabel 1 Hal-848 (Peters \& Timmerhaus, 1991)}$$

$$\begin{aligned}
 Le &= 3 \times 32 \times ID \\
 &= 3 \times 32 \times 1,27 \text{ ft} \\
 &= 121,995 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$Kf = 0.75 \quad \text{Tabel 6-4 perry's 7th}$$

1 gate valve open

$$Le/ID = 7 \quad (\text{Tabel 1 Hal-848 (Peters \& Timmerhaus, 1991)})$$

$$\begin{aligned} Le &= 6 \times 1 \times ID \\ &= 6 \times 1 \times 1,27 \text{ ft} \\ &= 8,895 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$K_f = 0.17 \quad \text{Tabel 6-4 Perry's 7th}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa} &= 22,965 \text{ ft} + 121,995 \text{ ft} + 8,895 \text{ ft} \\ &= 153,856 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan friction loss

Faktor konverasi gravitasi. $g_c = 32.17 \text{ ft.lbm mass/s}^2.\text{lbf}$

• Fraksi sepanjang pipa lurus f_1

$$\begin{aligned} F_1 &= \frac{2 \times f \times v^2 \times L}{g_c \times ID} \\ &= \frac{2 \times 0.0005 \times (4,836 \text{ ft/s})^2 \times 153,856 \text{ ft}}{32,17 \text{ ft} \times 1,2707 \text{ ft}} \\ &= 0,3045 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_2 &= \frac{n \times K_f \times v^2}{2 \times g_c} \\ &= \frac{3 \times 0.75 \times 4,8367 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32.17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}} \\ &= 0,8178 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

• Friksi elbow $90^\circ F_2$

$$F_3 = \frac{n \times K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

• Friksi pada gate valve F_3

$$= \frac{1 \times 0.17 \times 6.3677 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32.17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}}$$

$$= 0.0617 \text{ lbf} \cdot \text{ft/lbm}$$

- Total friksis (ΣF)

$$\Sigma F = (0,3045 + 0,8178 + 0.0617) \text{ lbf ft/lbm}$$

$$= 1,184 \text{ lbf} \cdot \text{ft/lbm}$$

a. Menghitung Daya Pompa

Dari persamaan bernouli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_1^2 - v_2^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma L + W_s = 0$$

Geonkoplis, 1993 Persamaan 2.7-28 hal 64

$$P_1 = P_2$$

$$1 \text{ atm}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$Z_2 = 3,05 \text{ m (Geonkoplis fig 2.7-4 hal 88)}$$

$$AZ = 2,05 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2$$

$$= 1322,94 \text{ kg/m}^2$$

$$\alpha = 1$$

$$V_1 = 0 \text{ (fluida diam dalam tangki)}$$

$$V_2 = 4,836 \text{ m/s}$$

$$-W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_1^2 - v_2^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma L$$

$$W_s = \frac{1}{2 \times 1} \left((4,836 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - 0^2 \right) + 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}} (3,05 - z_1) + 1,184 \text{ lbf} \cdot \text{ft/lbm}$$

$$1,75 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Mencari efisiensi pompa pada fig 14.36 hal 520 Petters & Timmerhaus 1991

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa} &= 622,448 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 6,106 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 2740,58 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas pompa diperoleh efisiensi 78%

$$\begin{aligned} W_p &= -W_s/n \text{ (Geankoplis hal 81)} \\ &= \frac{1,75 \text{ ft.lbf/lbm}}{78\%} \\ &= 2,25 \\ \text{BHP} &= \frac{W_s \times Q_f}{\eta \times 550} \\ &= \frac{1,75 \text{ ft.lbf/lbm} \times 381,2005 \text{ lbm/s}}{78\% \times 550} \\ &= 1,56 \text{ Hp} \\ \text{Efisiensi Motor} &= 80\% \\ &= 1,56 \text{ Hp} / 80\% \\ &= 1,9 \text{ Hp} \\ &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Adapun Pompa yang digunakan:

1. Pompa 01 : Mengalirkan Slurry dari mixer ke Heater menuju Reaktor (R-01)
2. Pompa 02 : Mengalirkan H₂SO₄ dari tangki penyimpanan ke Heater menuju Reaktor (R-01)

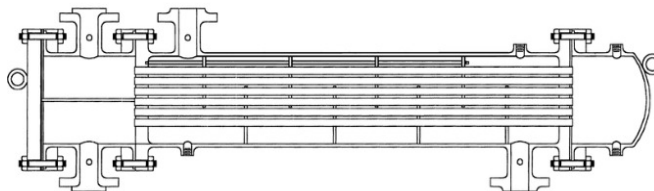
3. Pompa 03 : Mengalirkan NiSO_4 dari reaktor ke cooler menuju Filter Press
4. Pompa 04 : Mengalirkan filtrat NiSO_4 dari Filter Press ke Centrifuge
5. Pompa 05 : Mengalirkan filtrat NiSO_4 dari Centrifuge ke Heater menuju Reaktor (R-02)
6. Pompa 06 : mengalirkan NiS dari Reaktor ke Cooler menuju Thickener
7. Pompa 07 : mengalirkan NiS ke Centrifuge separator

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas , maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut:

Tabel L.C.1S pesifikasi Pompa Proses

No	Kode Pompa	Jumlah	umpan (kg/jam)	NPS	ID(i)	OD(i)	Daya(Hp)
1	P-01	2	823463,98	16	15,25	16	2
2	P-02	1	840.183,63	16	15,25	16	2
3	P-03	2	1.260.550,895	24	23,25	24	1,3
4	P-04	1	1.976.846,875	24	23,25	24	1,2
5	P-05	1	1.938.199,763	24	23,25	24	0,8
6	P-06	2	2035109,751	24	23,25	24	1,7
7	P-07	2	810.708,846	16	15,25	16	2

6. Heater bijih laterit (HE-01)



Fungsi : Menaikkan temperatur slurry larutan sebelum masuk kedalam reaktor (R-01)

Tipe : *Sheel and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 2 unit

Bahan : *Duplex stainless Steel*

Data umpan :

Fluida dingin :

Laju alir (W) = 823463,98 kg/jam

= 1815738,07 lb/jam

$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

$t_2 = 250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$

Data steam

Fluida panas = Steam

Laju alir (W) = 413088,233

$T_1 = 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F}$

$T_2 = 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F}$

$Q = 580101540,6 \text{ kJ/jam}$

= 549830101,1 btu/jam

1) Menghitung ΔLMTD

	Fluida panas ($^\circ\text{F}$)	Fluida dingin ($^\circ\text{F}$)	ΔT ($^\circ\text{F}$)
Temp tinggi	572	482	90
Temp rendah	572	86	486
difference			396

$$\begin{aligned}\Delta\text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{486^\circ\text{F} - 90^\circ\text{F}}{\ln\left(\frac{486^\circ\text{F}}{90^\circ\text{F}}\right)} \\ &= 234,819^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Koreksi LMTD:

Berdasarkan Fig.18 LMTD *correction factors* 1-2 *exchangers*, Kern, 1965 2d ed

New York diperoleh:

$$\begin{aligned}R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{572^\circ\text{F} - 572^\circ\text{F}}{86^\circ\text{F} - 482^\circ\text{F}} \\ &= 0 \\ S &= \frac{t_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{482^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{572^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} \\ &= 0,815^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Karena nilai $R=0$, maka dapat diperoleh $F_t = 1$ (Fig.18 ; Kern, 1965)

2) Menghitung temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}\text{T rata-rata} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ \text{Steam} &= \frac{572^\circ\text{F} + 572^\circ\text{F}}{2} \\ &= 572^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{T rata-rata} &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ \text{fluida dingin} &= \frac{86^\circ\text{F} + 482^\circ\text{F}}{2} \\ &= 284^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Spesifikasi pipa :

Tube side: (Kern,1965.Tabel 10 hal.843)

- BWG = 16
- Panjang tube = 13 ft = 3,962 m = 156 in
- Odt = 0,75
- Idt = 0,606 in
- at' = 0,289 in²
- a'' = 0,1963 ft²/ft

Jumlah tube

Kisaran UD 200-700 Btu/jam.ft.F (Kern,1965 Tabel 8 hal 840)

Dipakai = 700 Btu/jam.ft.F

$$Q = 580.101.540,6 \text{ kJ/jam}$$

$$= 549.830.101,9 \text{ btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{UDxLMTD}$$

$$A = \frac{549.830.101,9 \text{ btu/jam}}{700 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 234,819^\circ\text{F}}$$

$$A = 3344,996 \text{ ft}^2$$

Karena nilai A > dari 200 ft, maka digunakan exchanger dengan jenis Sheel and tube (Sinnot,2005:kern 1965)

- Nt (jumlah tube)
$$= \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{3344,996 \text{ ft}^2}{0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 13 \text{ ft}}$$

$$= 1310,787$$

Berdasarkan jumlah tube yang diperoleh maka dipilih jumlah tube standar 1330 buah (Kern, 1965. Tabel 9 hal 841).

- Susunan tube = Triangular Pitch
- Pitch = 1
- N passe = 2
- A aktual = $L \times Nt \times a''$
 $= 13 \text{ ft} \times 1330 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$
 $= 3390,03 \text{ ft}^2$

Shell side

Berdasarkan jumlah tube yang diketahui maka :

$$IDs = 39 \text{ in} = 3,237 \text{ ft}$$

Shell side : Fluida Pnasa (Steam)

$$Tc = 572 \text{ }^\circ\text{F}$$

a. Flow area shell (As)

- B = 8 in

- Pt = 1 in

- C' = Pt-Odt

$$= 0,25$$

$$As = \frac{39 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times B}{144 \times Pt}$$

$$= \frac{13,25 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 8}{144 \times 1}$$

$$= 0,5417 \text{ ft}^2$$

b. Menentukan kecepatan aliran massa (Gs)

- W steam = 413088,233 kg/jam
- = 910859,554 lb/jam

$$\begin{aligned} G_s &= W/A_s \\ &= \frac{910859,554 \text{ lb/jam}}{0,5417 \text{ ft}^2} \\ &= 1681586,87 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold (Nre Shell)

$$\mu = 0,0387 \text{ lb/jam.ft}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 3 Hal 805})$$

$$De = 0,72 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 28 hal 838})$$

$$\begin{aligned} \text{Nre shell} &= De \frac{G_s}{\mu} \\ &= 0,72 \frac{1681586,87 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,0387 \text{ lb/jam.ft}^2} \\ &= 2.606.734 \end{aligned}$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan bilangan Reynold shell diperoleh, JH = 650 (Kern, 1965 fig 28 hal 838)

e. Heat transfer coefisien (outside Fluid)(ho)

- Cp = 1,2 Btu/lb.F (Kern, 1965. Fig 3 hal 805)

- k = 0,5696 Btu/jam.ft² (Kern,1965. Tabel 5 hal 802)

- μ = 0,0387 lb/jam.ft²

$$h_o = jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 650 \times \frac{0,5696 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,72 \text{ ft}} \left(\frac{1,2 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.F}} \times 0,0387 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}{0,5696 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}} \right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$$

$$= 2799,342 \text{ Btu/h.ft.F}$$

Shell : Fluida dingin (Slurry)

tc = 284 °F

a. Flow area

• At

$$= \frac{Nt \times at'}{144 \times n \text{ pasess}}$$

$$= \frac{1330 \times 0,289}{144 \times 1}$$

$$= 2,669 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa (Gt)

$$\text{W bijih laterit} = 823463,98 \text{ kg/h}$$

$$= 1815425,154 \text{ lb/h}$$

$$\text{Gt} = \frac{w}{At'}$$

$$= \frac{1815425,154 \text{ lb/h}}{2,669 \text{ ft}^2}$$

$$= 680129,099 \text{ lb/h.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold (Nre tube)

$$\text{Nret} = \frac{IDt \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 680129,099 \text{ lb/h.ft}^2}{1,5724}$$

$$= 25952,2745$$

d. Menentukan faktor panas (jH), berdasarkan Ret diperoleh JH = 780

e. Heat transfer Coefisien (insite fluid) hi

- Cp = 0,84 Btu/lb.F
- K = 0,966 btu/lb.ft²
- De = 0,72 in
= 0,06 ft
- hi

$$\begin{aligned}
 &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3} \\
 &= 110 \frac{0,966 \text{ btu/lb. ft}^2}{0,06 \text{ ft}} \left(\frac{Cp \times 1,2724 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \cdot \text{ft}^2}{0,966 \text{ btu/lb. ft}^2} \right)^{1/3} \times (1)^{1/3} \\
 &= 1965,660 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

- hio

$$= hi \frac{ID}{OD}$$

$$= 1588,2531 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

f. Koefisien koreksi Uc

- Uc

$$= \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{1588,2531 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} \times 1965,660 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}{1588,2531 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} + 1965,660 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}$$

$$= 1013,3258 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

g. Koefisien faktor kotor

(Rd)

- Ud koreksi

$$= \frac{Q}{A \text{ aktual} \times LMTD}$$

$$= \frac{549830101,9 \text{ Btu/jam}}{3394,03 \text{ ft}^2 \times 234,819}$$

$$= 689,887 \text{ Btu/h.ft}^2.F$$

$$Rd = \frac{UC-UD}{UC.UD}$$

$$\frac{1013,3258 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.F} - 689,887 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.F}}{1013,3258 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.F} \times 689,887 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.F}}$$

$$= 0,00082$$

Pressure Drop

1) Pressure drop pada shell (ΔP_s): Fluida panas (steam)

- $f = 0,001 \text{ ft/in}$ (Kern, 1965 fig. 29 hal 839)
- specific Gravity (s) = 1
- jumlah Crosses (N+1) = 12 in

$$\Delta P_s = \frac{f x (Gs^2) x ID_s x (N + 1)}{5,22 x 10^{10} x De x s x \phi_s}$$

$$= \frac{0,001 \text{ ft/in} x \left(\left(1681586,87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam} \right)^2 \right) x 0,03365 x (12)}{5,22 x 10^{10} x 0,72 x 1 x 1}$$

$$= 0,1519 \text{ psi}$$

2) pressure drop pada tube (ΔP_t) : fluida dingin (bijih laterit)

- $f = 0,0008 \text{ ft/in}$
- specific gravity = 2,03

$$\Delta P_t = \frac{f x (Gt^2) x L x N \text{ passes}}{5,22 x 10^{10} x ID_t x s x \phi_s}$$

$$\frac{0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2 x (680129,099 \text{ lb/h. ft}^2)^2 x 13 \text{ in} x 1}{5,22 x 10^{10} x 0,606 \text{ in} x 2,03 x 1}$$

$$= 0,184 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{zg}$$

$$g = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$v = 680129,099 \text{ lb/h.ft}^2 / (36000 \times 10^3)$$

$$= 0,1889 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$= \frac{4 \times 1}{1} \times \frac{(0,1889 \frac{\text{ft}^2}{\text{s}})^2}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

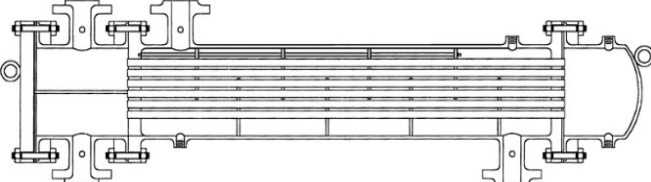
$$= 0,0352 \text{ psi}$$

$$\Delta P_f = \Delta P_r + \Delta P_t$$

$$= 0,184 + 0,0352$$

$$= 0,22 \text{ Psi}$$

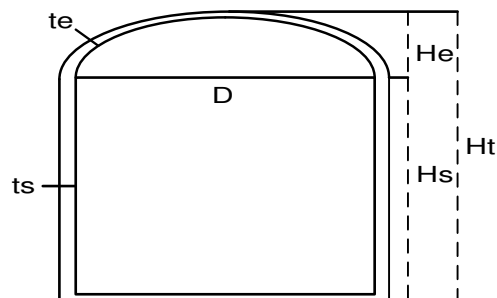
Pressure ΔP s perhitungan untuk hot side dan cold side memenuhi standar pressure drop yang diizinkan (kurang dari 10 psi, Kern 1965).

SPESIFIKASI	
Fungsi	: Menaikkan temperatur dari 30 ke suhu 250 ke reaktor
Alat	: Heater
Gambar	: 
Jenis	: Shell and Tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Luas Transfer Panas	: 3344.996 ft ²
Mechanical Desing	
Parameter	: Shell
Unit	: 2 unit

Fluida	: Steam (g)
Laju alir massa	: 823463.98 kg/jam
Pemilihan HE dipilih 3/4 inch OD. 16BWG, 1 inch square pitch	
OD	: 3/4 inch
Pitch	: 1 inch
Panjang tube	: 16 ft
Outside diameter	: 0,75in
Inside diameter	: 0,834 in
a't	: 0,289 in ²
a''	: 0,1963 ft ² /ft
Passes	: 2 Pases
Jumlah Tube	: 1330 buah tube
A koreksi	: 3394.03 ft ²
Presurre Drop	: 0.22 psi

7. Tangki Penyampaian (ST-201)

- Fungsi : Tempat menyimpan H₂SO₄
- type ; Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal
- Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk menampung larutan
- Bahan kontruksi ; *Stainless Steel SS-316*
- Jum;lah ; 2 Unit
- Gambar :



Data :

- Laju umpan : 840.183,63 kg/jam
- Lama penyimpanan : 7 hari = 168 jam
- Densitas H₂SO₄ : 1444,834 kg/m³ = 90,201 lb/ft³
- Tekanan : 1 atm = 14,7 psi
- Tempertaur penyimmpnan : 25°C

a. Menentukan kapasitas tangki (V_t)

$$\begin{aligned}V_c &= \frac{m \times t}{p} \\&= \frac{840.183,63 \text{ kg/jam} \times 168}{1444,834 \text{ kg/m}^3} \\&= 47874,662 \text{ m}^3 \\&= 1690693,69 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

maka

$$\begin{aligned}V_t &= 1,2 \times V_c \\V_t &= 1,2 \times 47874,662 \text{ m}^3 \\&= 57449,59 \text{ m}^3 \\&= 2928832,427 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

b. Menentukan dimensi tangki

$$V_t = V_s + V_e$$

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times 1 + Ht$$

$$H_t = D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

$$\text{Tinggi head, } H_s = 1/6 \times D \quad (\text{Brownel \& young, 1959})$$

- Volume ellipsoidal (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} \times D_t^3$$

$$V_e = 0,1308 \times D_t^3 \quad (\text{Peter tabel 4})$$

Sehingga

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3\right) \times 1,1308 \times D_t^3$$

$$V_t = 0,1308 \times D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,1308}$$

$$D_t^3 = \frac{57449,59}{1,1308}$$

$$D_t = \sqrt[3]{50804,38}$$

$$= 36,90 \text{ m} = 1452,88 \text{ in}$$

- c. Tinggi tangki (H_t)

- Tinggi silinder

$$= H_s = D_t$$

$$H_s = 36,90 \text{ m}$$

- Tinggi ellipsoidal

$$H_e = 1/6 D_t \quad (\text{walas, tabel 18.5})$$

$$H_e = 6,15 \text{ m}$$

Tinggi total

$$= \text{Tinggi silinder} + \text{tinggi ellipsoidal}$$

$$= 36,90 \text{ m} + 6,15 \text{ m}$$

$$= 49,20 \text{ m}$$

$$= 161,3903 \text{ ft}$$

d. Menentukan tinggi cairan

$$H_c = \frac{\text{volume bahan}}{\text{volume tangki}} \times H_t$$

$$H_c = 41.003 \text{ m}$$

e. Tekanan desain (Pd)

• $P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho(h-1)}{144}$

$$= 99,78 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = P_H + P_o$$

$$= 14,69$$

$$P_d = 1,1 + P_{\text{abs}}$$

$$= 125,92$$

f. Tebal dinding tangki (Td)

$$T_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Diketahui :

$$P_d = 125,92 \text{ psi}$$

$$R = 726,441 \text{ in}$$

$$E = 85\%$$

$$\text{Allowable stress} = 13700 \text{ psi}$$

Faktor korosi = 0,125 in/tahun

Lama pakai = 10 tahun

C = 1,25 in/10 tahun

$$td = \frac{125,92 \text{ psi} \times 726,441 \text{ in}}{((13700 \times 85\%) - (0,6 \times 125,92 \text{ psi}))} + 1,25$$

$$td = 9,16 \text{ in} = 0,23 \text{ m}$$

Menentukan OD

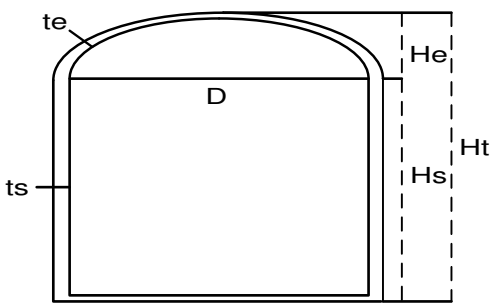
$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2td) \\ &= 1471,19 \text{ in} = 37,368 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal tutup (te)

$$te = \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + C$$

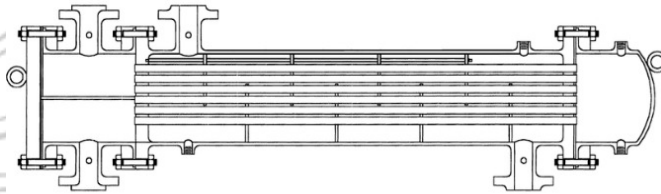
$$te = \frac{125,92 \text{ psi} \times 1452,88 \text{ in}}{((2 \times 13700 \times 85\%) - (0,2 \times 125,92 \text{ psi}))} + 1,25$$

$$= 9,11 \text{ in} = 0,231 \text{ m}$$

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki H ₂ SO ₄
Kode	T-01
Jumlah	2 unit
Fungsi	Tempat menampung H ₂ SO ₄
Sifat bahan	Cair , bersifat korosi dan tidak berwarna
DATA DESIGN	
Gambar	

Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Temperatur	25°C
Volume	47874,662 m ³
Diameter	36,90 m
Tinggi silinder	36,90 m
Tinggi Head	6,15 m
Tinggi total	49,20 m
Tekanan desain	123 psi
Tebal silinder	0,23 m
Tebal head	0,23 m
Kapasitas	57449,594 m ³

8. Heater H₂SO₄ (HE-02)



Fungsi : Menaikkan temperatur H₂SO₄ sebelum masuk kedalam reaktor (R-01)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Duplex stainless Steel*

Data umpan :

Fluida dingin :

$$\text{Laju alir (W)} = 840.183,63 \text{ kg/jam}$$

$$= 1815738,07 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$$

Data steam

Fluida panas = Steam

$$\text{Laju alir (W)} = 120795,997 \text{ kg/jam}$$

$$T1 = 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F}$$

$$T2 = 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F}$$

$$Q = 169827093,4 \text{ kJ/jam}$$

$$= 160965006,2 \text{ btu/jam}$$

3) Menghitung ΔLMTD

	Fluida panas ($^\circ\text{F}$)	Fluida dingin ($^\circ\text{F}$)	ΔT ($^\circ\text{F}$)
Temp tinggi	572	482	90
Temp rendah	572	77	486
difference			396

$$\begin{aligned} \Delta\text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{495^\circ\text{F} - 90^\circ\text{F}}{\ln\left(\frac{495^\circ\text{F}}{90^\circ\text{F}}\right)} \\ &= 237,572^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koreksi LMTD:

Berdasarkan Fig.18 LMTD *correction factors 1-2 exchangers*, Kern, 1965 2d ed

New York diperoleh:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{572^\circ\text{F} - 572^\circ\text{F}}{77^\circ\text{F} - 482^\circ\text{F}} = 0$$

$$S = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - T_1} = \frac{482^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F}}{572^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F}} = 0,818^\circ\text{F}$$

Karena nilai $R = 0$, maka dapat diperoleh $F_t = 1$ (Fig.18 ; Kern, 1965)

$$\text{LMTD aktual} = F_t \times \text{LMTD} = 237,572$$

4) Menghitung temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} \text{T rata-rata Steam} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{572^\circ\text{F} + 572^\circ\text{F}}{2} \\ &= 572^\circ\text{F} \\ \text{T rata-rata fluida dingin} &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{77^\circ\text{F} + 482^\circ\text{F}}{2} \\ &= 279,5^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa :

Tube side: (Kern, 1965. Tabel 10 hal.843)

- BWG = 16
- Panjang tube = 20 ft = 6,096 m = 240 in
- Odt = 0,75

- I_{dt} = 0,606 in
- $a_{t'}$ = 0,302 in²
- a'' = 0,1963 ft²/ft

Jumlah tube

Kisaran UD 200-700 Btu/jam.ft.F (Kern,1965 Tabel 8 hal 840)

Dipakai = 700 Btu/jam.ft.F

$$Q = 169827093,4 \text{ kJ/jam}$$

$$= 160965006,2 \text{ btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$A = \frac{160965006,2 \text{ btu/jam}}{700 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 237,572^\circ\text{F}}$$

$$A = 967,918 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A >$ dari 200 ft, maka digunakan exchanger dengan jenis Sheel and tube (Sinnot,2005:kern 1965)

- N_t (jumlah tube)

$$= \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{967,918 \text{ ft}^2}{0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 246,541$$

Berdasarkan jumlah tube yang diperoleh maka dipilih jumlah tube standar 246 buah (Kern, 1965. Tabel 9 hal 841).

- Susunan tube = Triangular Pitch
- Pitch = 1

- N passe = 4
- A aktual = $L \times Nt \times a''$
= 20 ft x 246 x 0,1963 ft²/ft
= 965,80 ft²

Shell side

Berdasarkan jumlah tube yang diketahui maka :

IDs = 25 1/4 in = 3,237 ft

Shell side : Fluida Pnasa (Steam)

Tc = 572 °F

f. Flow area shell (As)

- B = 8 in

- Pt = 1 in

- C' = Pt-Odt
= 0,25

As = $\frac{25,25 \text{ in} \times 0,25 \text{ in}' \times B}{144 \times Pt}$

= $\frac{25,24 \text{ in} \times 0,25 \text{ in}' \times 8}{144 \times 1}$

= 0,295 ft²

g. Menentukan kecepatan aliran massa (Gs)

- W steam = 120795,9978 kg/jam

- = 266355,175 lb/jam

Gs = W/As

= $\frac{266355,175 \text{ lb/jam}}{0,295 \text{ ft}^2}$

$$= 902474,006 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

h. Bilangna Reynold (Nre Shell)

$$\mu = 0,0387 \text{ lb/jam.ft}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 3 Hal 805})$$

$$De = 0,06 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig 28 hal 838})$$

$$\begin{aligned} \text{Nre shell} &= De \frac{Gs}{\pi} \\ &= 0,06 \frac{902474,006 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,0387 \text{ lb/jam.ft}^2} \\ &= 1398982 \end{aligned}$$

i. Faktor panas (jH)

Berdasarkan bilangan Reynold shell diperoleh, $JH = 680$ (Kern, 1965 fig 28 hal 838)

j. Heat transfer coefisien (outside Fluid)(h_o)

- $C_p = 1,2 \text{ Btu/lb.F}$ (Kern, 1965. Fig 3 hal 805)

- $k = 0,5696 \text{ Btu/jam.ft}^2$ (Kern, 1965. Tabel 5 hal 802)

- $\mu = 0,0387 \text{ lb/jam.ft}^2$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{c_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 650 \times \frac{0,5696 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,72 \text{ ft}} \left(\frac{1,2 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.F}} \times 0,0387 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}{0,5696 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}} \right)^{1/3} \times (1)^{0,14} \end{aligned}$$

$$= 2799,342 \text{ Btu/h.ft.F}$$

Shell : Fluida dingin (Slurry)

$$t_c = 284 \text{ }^\circ\text{F}$$

h. Flow area

- $A_t = \frac{Nt \times at'}{144 \times n \text{ pasess}}$
 $= \frac{246 \times 0,302}{144 \times 1}$
 $= 0,5159 \text{ ft}^2$

i. Kecepatan massa (Gt)

$W \text{ H}_2\text{SO}_4 = 823463,98 \text{ kg/h}$
 $= 1815425,154 \text{ lb/h}$

$Gt = \frac{w}{A_t'}$
 $= \frac{1815425,154 \text{ lb/h}}{0,5159 \text{ ft}^2}$
 $= 3518834,089 \text{ lb/h.ft}^2$

j. Bilangan Reynold (Nre tube)

$N_{ret} = \frac{IDt \times Gt}{\mu}$
 $= \frac{0,06 \text{ ft} \times 3518834,089 \text{ lb/h.ft}^2}{0,29}$
 $= 728034$

k. Menentukan faktor panas (jH), berdasarkan Ret diperoleh JH = 13,5

l. Heat transfer Coefisien (insite fluid) hi

- $C_p = 1,2 \text{ Btu/lb.F}$

- $K = 0,0928 \text{ btu/lb.ft}^2$

- $De = 0,72 \text{ in}$

$= 0,06 \text{ ft}$

- Hi

$$= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3}$$

$$= 13,5 \frac{0,0928 \text{ btu/lb. ft}^2}{0,06 \text{ ft}} \left(\frac{Cp \times 0,29 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \cdot \text{ft}^2}{0,0928 \text{ btu/lb. ft}^2} \right)^{1/3} x(1)^{1/3}$$

$$= 32,440 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- hio = $hi \frac{ID}{OD}$
= 2,8114 btu/jam.ft².F

m. Koefisien koreksi Uc

- Uc = $\frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$
= $\frac{2,8114 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{F}} \times 2799,342 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft} \cdot \text{F}}}{2,8114 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{F}} + 2799,342 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft} \cdot \text{F}}}$
= 2,809 btu/jam.ft².F

n. Koefisien faktor kotor (Rd)

- Ud koreksi = $\frac{Q}{A \text{ aktual} \times LMTD}$
= $\frac{160965006,2 \text{ Btu/jam}}{965,80 \text{ ft}^2 \times 237,572}$
= 701,5380 Btu/h.ft².F
- Rd = $\frac{UC - UD}{UC \cdot UD}$
= $\frac{2,809 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{F}} - 701,5380 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{F}}}{2,809 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{F}} \times 701,5380 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{F}}}$
= 0,00082

Pressure Drop

3) Pressure drop pada shell (ΔPs): Fluida panas (steam)

- F = 0,001 ft/in (Kern, 1965 fig. 29 hal 839)

- specific Gravity (s) = 1
- jumlah Crosses (N+1) = 12 in

$$\Delta P_s = \frac{f x (Gs^2) x ID_s x (N + 1)}{5,22 x 10^{10} x De x s x \phi_s}$$

$$= \frac{0,001 \text{ ft/in} x \left(\left(902474,006 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam} \right)^2 \right) x 0,03365 x (12)}{5,22 x 10^{10} x 0,72 x 1 x 1}$$

$$= 0,0437 \text{ psi}$$

4) pressure drop pada tube (ΔP_f) : fluida dingin (H_2SO_4)

- f = 0,0016 ft/in

- specific gravity = 0,0038

$$\Delta P_t = \frac{f x (Gt^2) x L x N \text{ pases}}{5,22 x 10^{10} x ID_t x s x \phi_s}$$

$$= \frac{0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 x (3518834,089 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2)^2 x 20 \text{ in} x 1}{5,22 x 10^{10} x 0,606 \text{ in} x 0,0038 x 1}$$

$$= 0,983 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} x \frac{v^2}{zg}$$

$$g = 1 \text{ ft/s}^2$$

$$v = 3518834,089 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2 / (36000 x 10^3)$$

$$= 0,09774 \text{ ft}^2/\text{s}$$

$$= \frac{4x4}{0,0038} x \frac{(0,09774 \frac{\text{ft}^2}{\text{s}})^2}{1 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 0,2 \text{ psi}$$

$$\Delta P_f = \Delta P_r + \Delta P_t$$

$$= 0,983 + 0,2$$

$$= 1,18 \text{ Psi}$$

Pressure ΔP s perhitungan untuk hot side dan cold side memenuhi standar pressure drop yang diizinkan (kurang dari 10 psi, keran 1965).

Identifikasi Heater	
Fungsi	: Menaikan temperatur dari 50 30 ke suhu 2 ke reaktor
Alat	: Heater
Jenis	: Sheel and Tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 garde C
Luas Transfer Panas	: 967,918 ft ²
Mechanical Desing	
Parameter	Shell
Unit	: 2 unit
Fluida	: Steam (g)
Laju alir massa	: 823463.98 kg/jam
Pemilihan HE dipilih 3/4 inch OD. 16BWG, 1 inch square pitch pada table 10 kern	
OD	: 3/4 inch
Pitch	: 1 inch
Panjang tube	: 16 ft
Outside diameter	: 0,75in
Inside diameter	: 0,834 in
a't	: 0,289 in ²
a''	: 0,1963 ft ² /ft
Passes	: 4 Pases
Jumlah Tube	: 246 buah tube
A koreksi	: 965,80 ft ²

Presurre Drop : 1,18 psi

9. Reaktor NiSO₄

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara NiO dan H₂SO₄ menjadi NiSO₄

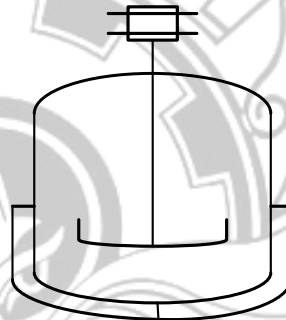
Tipe : Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical

Bahan : Stainless steel (SS-316)

Type reaktor : CSTR

Jenis reaksi : Padat-cair

Gambar



Data :

Laju alir massa = 2470391,932 kg/jam

Laju alir molar = 79203,99 kmol/jam

Temperatur = 270 °C

Tekanan (P) = 40 bar = 580,16 psi

Demsitas (ρ) = 1372,95 kg/m³

Waktu operasi = 2 jam

Faktor keamanan = 20%

1) Menentukann Volume reaktor

Umpan yang diberikan pada reaksi ini adalah komponen padat-cair, sehingga jenis reactor yang digunakan adalah Continous Stired Tank Reactor

(CSTR), maka volume reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{v_R}{F_{A0}} = \frac{t}{C_{A0}} \quad \text{Levensipel hal 194}$$

Dimana:

V_r = volume reaktor

F_{A0} = laju alir molar umpan

C_{A0} = konsentrasi umpan

maka

$$v_R = \frac{F_{A0} \times t}{C_{A0}}$$

Laju alir volumetrik

$$v_b = \frac{m_b}{p}$$

$$V_b = \frac{2470391,932 \text{ kg/jam}}{1372,95 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1799,329 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2) Konsentrasi umpan, C_{A0}

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{V_b}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{V_b}$$

$$= \frac{79203,99 \text{ kmol/jam}}{1799,329 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 44,02 \text{ kmol/m}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{79203,99 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{44,02 \text{ kmol/m}^3}$$

$$= 3598,66 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20%

$$V_{\text{total}} = 1,2 \times V_R$$

$$= 4318,39 \text{ m}^3$$

3) Dimensi Reaktor

Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s$$

$$H_s = D_r$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^3$$

Volume hemispherical

$$V_h = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_e$$

$$H_e = 1/3 D_r$$

$$V_h = \frac{\pi}{12} \times D_r^3$$

Diameter Reaktor (Dr)

$$V_r = V_s + (2 \times V_h)$$

$$V_r = \frac{\pi}{4} \times D_r^3 + 2 \left(\frac{\pi}{12} \times D_r^3 \right)$$

$$V_r = \frac{5\pi}{12} \times D_r^3$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{12V_r}{5\pi}}$$

$$D_r = 14,85 \text{ m} = 584,60 \text{ in} = 48,70 \text{ ft}$$

Tinggi reaktor (H_r)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder} \quad H_s &= D_r \\ &= 14,85 \end{aligned}$$

Tinggi Hemispherical

$$H_h = 1/3 D_r$$

$$H_h = 4,95 \text{ m}$$

Tinggi reaktor

$$H_r = 24,75 \text{ m} = 81,17 \text{ ft}$$

Direncanakan reaktor diletakkan diatas kaki penyangga dari beton setinggi 5,5 meter, sehingga tinggi total reaktor yaitu

Tinggi reaktor

$$H_t = (H_s + 2H_h) + (\text{tinggi kaki-He})$$

$$H_t = 25,30 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalm reaktor

$$H_c = \frac{V_c}{V_t} \times H_r$$

$$= 20,62 \text{ m} = 67645$$

4) Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan hidrostatik (T_h)

$$T_h = \rho g H_c$$

$$= 332985,27 \text{ kg.m.s}^{-2}$$

$$= 332985,27 \text{ Pa}$$

$$= 48,28 \text{ psi}$$

$$P_o = 580 \text{ psi}$$

$$P_{abs} (P_{tot}) = 628,28$$

$$P_d = 691,11$$

5) Menentukan tebal dinding dan tebal Head

$$P_{desain} = 691,11 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 584,60 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari (R)} = 292,30 \text{ in}$$

$$\text{Allowable Stress (S)} = 18700 \text{ psi} \quad (\text{peter tabel 4 hal 538})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Lama pakai} = 10 \text{ tahun}$$

$$C = 1,25 \text{ in}$$

Tebal dinding(Td)

$$Td = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

$$Td = \frac{691,11 \text{ psi} \times 292,30 \text{ in}}{((18700 \text{ psi} \times 85\%) - (0.6 \times 691,11 \text{ psi}))} + C$$

$$Td = 14,30 \text{ in} = 0,36 \text{ m}$$

Tebal Head

$$Th = \frac{PR}{2SE - 0.2P} + C$$

$$= \frac{691,11 \text{ psi} \times 292,30 \text{ in}}{((2 \times 18700 \text{ psi} \times 85\%) - (0.2 \times 691,11 \text{ psi}))} + C$$

$$= 7,63 \text{ in} = 0,19 \text{ m}$$

6) Desain pengaduk

Viskositas = 1,054 cP

Jenis pengaduk = propeller 3 balde

Diameter pengaduk

$$d = \frac{Dt}{3}$$

$$d = 4,95 \text{ m} = 16,23 \text{ ft}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki

$$e = \frac{d}{3}$$

$$e = 1,65 \text{ m}$$

Tinggi pangaduk

$$= \text{Tinggi tangki} - e$$

$$= 23,10 \text{ m}$$

Diameter penyangga pengaduk (Dd)

$$Dd = \frac{2d}{3}$$

$$= 3,30$$

Diameter batang pengaduk

$$= \frac{Dd}{12}$$

$$= 0,27$$

Panjang daun pengaduk (L)

$$L = \frac{Dt}{4}$$

$$= 3,71 \text{ m}$$

Lebar Buffle (J)

$$J = \frac{Dt}{12} = 1,24 \text{ m}$$

Lebar daun pengaduk

$$W = \frac{Dt}{5} = 2,97 \text{ m}$$

Jarak baffle dari dasar tangki

$$= \frac{d}{2} = 2,47 \text{ m}$$

Jarak baffle dari permukaan

$$= \frac{J}{6} = 0,21$$

Kebutuhan jumlah pengaduk

$$n = \frac{WELH}{Dt}$$

Mencari nilai SPGR

$$SPGR = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}}$$

SPGR = 1,37

Mencari WELH

$$WELH = SPGR \times H_c$$

$$WELH = 92,87 \text{ ft}$$

Kebutuhan pengaduk

$$n = \frac{WELH}{Dt}$$

$n = 1,91 = 2$ buah pengaduk

$$\frac{WELH}{2 \times d} = \left(\frac{\pi \times d \times N}{600} \right)^2$$

Menentukan kecepatan pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \times \sqrt{\frac{WELH}{2d}}$$

$d = 16,23$ ft

$$N = \frac{600}{3.14 \times 16,23 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{92,87 \text{ ft}}{2 \times 16,23 \text{ ft}}}$$

$N = 19,91$ rpm = 0,34 rps

Menentukan daya pengadukan

$$P = \frac{Kt \times p \times N^3 \times d^5}{g_c}$$

Mencari bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{N \times p \times d^2}{\mu}$$

$N_{re} = 7641258,90$ (Turbulen)

$KT = 0.87$

Tabel 9.3 (Mc.Cabe & Smith ed 5)

Sehingga kecepatan pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 101165,14 \text{ lb/ft/s} \\ &= 182,10 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$P_{\text{standar}} = 214,23 \text{ Hp}$$

7) Menentukan desain pendingin

Temperatur umpan, (T_o) = 270 °C = 518°F

Temperatur air pendingin = 30 °C = 86°F

Densitas air (30 °C) = 988 kg/m³

Panas umpan (Q) = 2470391,932 kJ/jam

$$= 2341931,525 \text{ btu/jam}$$

Massa air pendingin = 720000,091 kg/jam

Koefisien panas (UD) = 250 btu/jam.ft³.F (tabel 8 kern)

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} \right)}$$

$$LMTD = 365,39 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas (A)

$$A = \pi \times OD \times Hl + (\pi/4 \times OD^2)$$

$$OD = 51,05 \text{ ft}$$

$$Hc = Hl = 67,65 \text{ ft}$$

$$A = 10923,37 \text{ ft}^2$$

A kebutuhan

$$= \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$\frac{2341931,552 \text{ btu/jam}}{250 \text{ btu/jam. ft}^3 \cdot ^\circ\text{F} \times 365,39 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 27,04 \text{ ft}^2$$

Karena $A_{kebutuhan} < A_{tersedia}$ ($27.04 \text{ ft}^2 < 10075.84 \text{ ft}^2$) sehingga jaket pendingin bisa digunakan sebagai pendingin reaktor.

- Jarak jaket

Asumsi jarak jaket 5 in (Coulson hal 775)

Tinggi jaket

$$H_j = H_s + 2t_e + \text{jarak jaket}$$

$$= 604,87 \text{ in} = 15,12 \text{ m}$$

Diameter jaket (D_2)

$$D_2 = OD + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 622,75 \text{ in} = 15,57 \text{ m}$$

Tekanan jaket

$$P_{\text{jaket}} = P_o$$

$$= 40 \text{ bar} = 580 \text{ psi}$$

Menentukan tebal jaket

$$P = 580 \text{ psi}$$

$$R = 311,38 \text{ in}$$

$$E = 85\%$$

$$C = 0,125 \text{ in/tahun}$$

$$S = 18700$$

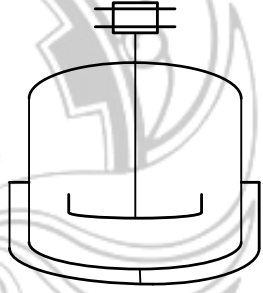
$$T_J = \left(\frac{580 \text{ psi} \times 311,38 \text{ in}}{((18700 \times 85\%) - (0.6 \times 580 \text{ psi}))} \right) + 1,25 \text{ in}$$

$$T_j = 12,87 \text{ inc} = 0,3 \text{ m}$$

Diameter luar jaket

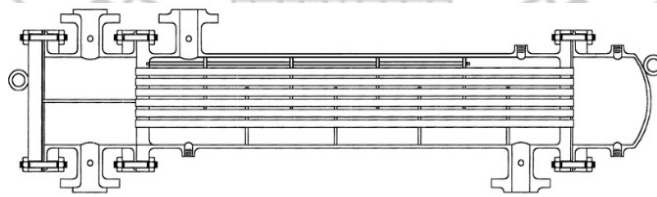
$D_2 + (2T_j)$

16,21 m

SPESIFIKASI	
Nama	CSTR
Kode	R-201
jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat mereaksikan NiO dan H_2SO_4
Sifat bahan	Slurry, Viskositas tinggi
Fasa bahan yang disimpan	Slurry
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical
Konstruksi	Stainless steel SS-316
Temperatur	270°C
Kapasitas	2470391,932 kg/jam
Volume (V)	4318,39 m ³
Diameter dalam (ID)	14,85 m
Diameter Luar (OD)	15,56 m
Tinggi Silinder (H _s)	14,85 m
Tinggi Head (H _h)	4,95 m
Tinggi reaktor (H _r)	25,30 m
Tinggi cairan (H _c)	20,62 m
Tekanan desain (Pd)	47,69 bar

Tebal dinding reaktor	0,36 m
Tebal hemispherical head	0,19 m
Jenis pengaduk	Propeller Blade 3
Panjang daun pengaduk	3,71 m
Diameter pengaduk	4,95 m
Lebar daun pengaduk	2,97 m
Jumlah pengaduk	2 buah
Lebar baffle	1,24 m
Jarak baffle dari dasar tangki	2,47 m
Jarak baffle dari permukaan tangki	0,21 m
Kecepatan pengaduk	0,34 rps
Daya pengaduk	214,23 Hp
Jenis pendingin	Jaket
Luas kebutuhan pendingin (A)	27,04 ft ²
Tinggi jaket	15,57 m
Diameter jaket	15,57 m
Tebal jaket	0,3 m
Tekanan jaket	40 bar
Diameter luar jaket	16,21 m

10. COOLER NiSO₄ (C-01)



Fungsi : mendinginkan produk dari R-01 menjadi suhu 30°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade S

Data kondisi operasi

• *Hot side* = Aliran produk dari reaktor (R-01)

Laju aliran fluida panas (W1) = 2.520.550,895kg/jam

$$= \frac{2.520.550,895 \text{ kg/jam}}{2}$$

= 1235195,966 kg/jam

= 2723607,105 lb/jam

Temperatur in (T1) = 270°C = 518°F

Temperatur out (T2) = 30°C = 86°F

• *Cold Side*

Laju alir (W2) = 6990129,287 kg/jam

$$= \frac{6990129,287 \text{ kg/jam}}{2}$$

= 3495064,644 kg.jam

= 7706617,539 lb/jam

Temperatur in (t1) = 30°C = 86°F

Temperatur out (t2) = 80°C = 176°F

Data Fisika Bahan

Sifat	Hot side saat Tc	Cold side saat tc	satuan
Densitas (ps)	2784,87	999,454	Kg/m ³
Viskositas	2,63	0,061	cP
Konduktifitas termal	0,075	0,362	Btu/ft. °F
Kapasitas panas (Cp)	0,475	0,998	Btu/lb. °F

Penentuan lokasi bahan

Penempatan fluida perlu mengikuti kaidah-kaidah tertentu. Dalam hal ini, tube menjadi fokus utama karena perlu diawasi untuk melihat potensi kegagalan atau failure saat operasi. Dasar penempatan Fluida berdasarkan Coulson vol.6 hal. 660 adalah sebagai berikut:

- **Korosivitas:** Fluida dengan potensi korosivitas yang lebih besar ditempatkan di dalam tube. Kedua fluida bernilai sama. Potensi korosi ini ditimbulkan oleh keberadaan air yang merupakan salah satu elektrolit dan dipromosikan oleh panas.
- **Fouling:** Fluida dengan nilai fouling yang lebih tinggi harus masuk ke dalam tube, karena penyumbatan pada shell membuat maintenance berjalan lebih sulit akibat geometri yang lebih kompleks dibandingkan dengan tube.
- **Temperatur:** Pendingin perlu masuk ke dalam tube dibandingkan dengan shell. Ini untuk mengurangi adanya pemindahan panas ke lingkungan, mengubah temperatur ambien yang berkemungkinan dapat mengganggu proses lain yang terkait dan freezing.
- **Viskositas yang lebih besar harus berada pada shell.** Apabila senyawa dengan viskositas yang lebih tinggi di dalam tube, akan terjadi penurunan tekanan yang luar biasa hebat. Peningkatan viskositas akan berimbas pada penurunan laju alir.
- **Laju alir tinggi perlu dimasukkan ke dalam bagian tube,** karena apabila dimasukkan ke dalam shell, akan membuat fluida segera bertabrakkan dengan

sistem baffle, menyebabkan vibrasi dan secara subsekuen akan berimbas pada abrasi (Coulson, 2005). Karena area alir di shell dan tube hampir sama, maka laju alir yang tinggi perlu dimasukkan ke dalam tube (Kern, 1965).

Kesimpulan: Berdasarkan konsiderasi-konsiderasi di atas maka air pendingin harus dimasukkan ke dalam tube dan umpan cooler dimasukkan ke bagian shell.

a. Perhitungan Desain

Beban panas (Q)

$$\begin{aligned}
 &= 1460937021 \text{ kj/jam} \\
 &= \frac{1460937021 \text{ kj/jam}}{2} \\
 &= 730468510,5 \text{ kj/jam} \\
 &= 692387213,781 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

Mencari nilai LMTD

Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih	Ket	
518	Suhu tinggi	176	342	Δt_2
86	Suhu rendah	86	90	Δt_1
Selisih			252	

Maka nilai LMTD :

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} \right)} \\
 &= 188,764 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\Delta t = 188,764 \text{ } ^\circ\text{F}$$

LMTD sebenarnya

(ΔT_m)

Perhitungan faktor koreksi

(Ft)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{Pers. 12.6 Coulson 2005}$$

$$= 4,8$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Pers. 12.7 Coulson 2005}$$

$$= 0,208$$

$$F_t = 0,93 \quad \text{Fig.18, kern 1965}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_m &= F_t \times \Delta t \\ &= 179,326 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Temperatur rata-rata (T_c & t_c)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 302 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan tipe HE berdasarkan Surface Area (A)

$$UD \text{ (asumsi)} = 700 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{LMTD \times UD}$$

$$A = 52040,01 \text{ ft}^2$$

Klasifikasi Shell and Tube

Tube side (fluida dingin) :

$$\text{Panjang tube (L)} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Outside diameter (OD)} = 0,75$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Tube surface area (a'')} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{pitch} = 1,3125 \text{ in}$$

$$\text{Tube arrangement} = \text{Triangular}$$

$$\text{Number of passes} = 1$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)}$$

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= 1334,694 \text{ tubes} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 9 (Kern, 1965) untuk 1 *tube pass* didapat nilai yang mendekati

Nt perhitungan adalah :

$$Nt = 1377$$

Koreksi nilai U_D berdasarkan klasifikasi

$$A = Nt \times L \times a''$$

$$A = 5406,102 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{692387213,781 \text{ btu/jam}}{5406,102 \text{ ft}^2 \times 188,764 \text{ }^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$= 678,494 \text{ btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F (mendekati } U_d \text{ koreksi)}$$

Shell side (Fluida panas)

$$\text{Inside diameter (ID)} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 19,5 \text{ in}$$

$$\text{Number of passes} = 1$$

Spesifikasi shell and tube

- *Tube side (fluida dingin)*

$$a't = 0,302 \text{ in}^2 \quad \text{tabel 10. Kern}$$

$$n = 0,251$$

$$a_t = 0,725$$

Laju alir (Gt)

$$G_t = \frac{7706617,539 \text{ lb/jam}}{0,725 \text{ ft}^2}$$

$$G_t = 10630225,79 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Bilangan Reynold (Nre_t)

$$t_c = 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,645 \text{ cP}$$

$$= 1,56 \text{ lb/ft.hr}$$

$$D = 0,061 \text{ ft}$$

$$Nre = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$Nret = 414533,377$$

Dari Nret di peroleh nilai JH = 560

Bilangan Prandalt (NPrt)

$$C_p = 0,998 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,362 \text{ btu/jam.ft}^2(\text{}^\circ\text{F/ft})$$

$$NP_{rt} = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$1,625$$

Film coefficients of fluids (hi)

$$h_i = jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3} = 1$$

$$h_i = 5416,590 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD}$$

$$h_{io} = 4477,715 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Menghitung shell site (fluida panas) yaitu umpan Cooler

Flow area (as)

$$\text{Diameter dalam shell (ID)} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Baffle spacing (B)} = 19,5 \text{ in}$$

$$\text{Tube pitch (pt)} = 1,3125 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C'')} = \text{Pt} - \text{OD}$$

$$= 0,5625 \text{ in}$$

$$as = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times pt}$$

$$= 2,2634 \text{ ft}^2$$

Laju alir (Gs)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{W}{as} \\
 &= \frac{2723607,105 \text{ lb/jam}}{2,2634 \text{ ft}^2} \\
 &= 12033229,379 \text{ lb/hr.ft}^2
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (Nres)

$$\begin{aligned}
 \mu &= 2,63 \text{ cP} \\
 &= 6,36 \text{ lb/ft.hr} \\
 De &= 0,061 \text{ ft} \\
 Nres &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\
 &= 115099,833
 \end{aligned}$$

Shell side heat transfer factor (JH)

$$JH = 85$$

Bilangan Prandtl (NPrs)

$$\begin{aligned}
 Cp &= 0,475 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 k &= 0,075 \text{ btu/jam.ft}^2(\text{}^\circ\text{F/ft}) \\
 NPrs &= 3,438
 \end{aligned}$$

Film Coefficients of fluids, h_o

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3} = 1
 \end{aligned}$$

$$h_o = 358,784 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Clean overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} + h_o)}{(h_{io} + h_o)}$$

$$= 332,169 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c + U_D)}{(U_c + U_D)}$$

$$R_d = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu}$$

Pressure Drop, ΔP

- Tube side (fluida dingin)

Untuk Nret = 414533,377

Faktor friksi (f) = 0,001

P_{ref} = 1000 kg/m³

P_{fluida} = 999,454 kg/m³

s (spgr) = $\frac{P}{P_{ref}}$

= 0,999

$$\Delta P_t = \frac{f G t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D e s \phi t}$$

= 0,536 psi

Return Loss

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{s \times 2 \times g' \times 144}$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,004 \text{ psi} \quad (\text{fig. 26, kern 1965})$$

$\Delta P_r = 0,061 \text{ psi}$

Pressure drop total (ΔP)

$$\begin{aligned}\Delta P &= \Delta P_r + \Delta P_t \\ &= 0,538 \text{ psi}\end{aligned}$$

Sheel side (fluida panas)

$$N_{res} = 115099,833$$

$$f = 0,001 \text{ ft/in}^2$$

$$P \text{ fluida} = 1372.95 \text{ kg/m}^3$$

$$s \text{ (spgr)} = 1,373$$

Number of passes

$$\begin{aligned}N+1 &= (12 \times L)/B \\ &= 12,31 \text{ per passes}\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Baffle, } N = 31,31 = 31 \text{ baffle}$$

$$\text{Crosses dalam shell} = 32 \text{ crosses}$$

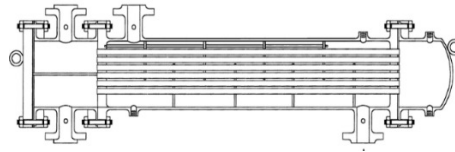
$$\Delta P_s = \frac{f G t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D e s \phi t}$$

$$\Delta P_s = 0,025 \text{ psi}$$

SPESIFAKSI

Fungsi	= Mendinginkan keluaran bawah Reaktor-01
Operasi	= Kontinyu
Jumlah	= 2 unit
Tipe	= <i>Shell and Tube Heat Exhanger</i>
Bahan kontruksi	= <i>Stainles Steel 240 Grade S</i>

Gambar



$R_d \text{ calculated} = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$
 $\text{Overall Clean Coefficient (} U_C \text{)} = 332,169 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$
 $\text{Overall Design Coefficient (} U_D \text{)} = 700 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$
 $\text{Tube side Transfer Coefficient (} h_{io} \text{)} = 4477,715 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$
 $\text{Shell side heat transfer coefficient (} h_o \text{)} = 358,784 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$

<i>Tube side</i>		<i>Shell side</i>	
<i>Length</i>	20 ft	ID	39 in
OD	0,75 in	<i>Baffle spasses</i>	19,5 in
BWG	16	<i>passes</i>	1
<i>Pitch</i>	1,3125 in	<i>Jumlah Baffle</i>	31 <i>Baffle</i>
<i>Passes</i>	1	ΔP_s	0,025 psi
<i>Jumlah Tubes</i>	1377		
ΔP_r	0,349 psi		

11. Filter Press

Fungsi : untuk menyaring konsentrat FeOOH

Tipe : *Plate and Frame press*

Bahan : *Stainless Steel 316*

Gambar



Data

:

Waktu pemberishan = t bongkar + t pengambilan cake + t pembilasan plate-frame + pemasangan

$$= 15 + 15 + 15 + 15 = 1 \text{ jam}$$

Tekanan operasi = 3 bar = 3 atm

Laju alir umpan = 2.520.550,895 kg/jam

Waktu siklus operasi = 2 jam (bongkar dan operasi)

- **Komposisi Filtrat**

Komponen	Berat (kg/jam)	X_i	p_i	$X_i p_i$
NiO	25,69207609	4,91397E-06	6670	0,032776158
CoO	5,928940637	1,11553E-06	6440	0,00718399
FeOOH	20091,49667	0,003188256	5240	16,70645917
AlOOH	0,16199923	3,80785E-08	3950	0,00015041
SiO ₂	3238,683823	0,000712882	2650	1,889137643
H ₂ SO ₄	767907,8209	0,110420723	1840	203,1741307
H ₂ O	1128563,883	0,883603938	1000	883,6039375
NiSO ₄	20364,50863	0,001867307	3710	6,927710283
CoSO ₄	2207,2088	0,000200795	3680	0,738924653

Fe ₂ O ₃	0,361110869	3,1884E-08	5240	0,000167072
Al ₂ O ₃	2,75364E-06	3,80807E-13	3950	1,50419E-09
total	1.976.846,875	1		1113,08

Densitas filtrat = 1113,08 kg/m³ = 69,01 lb/ft³

• **Komposisi cake**

Komponen	Berat (kg/Jam)	Xi	pi	Xi pi
NiO	488,149	0,001141093	6670	7,611089375
CoO	112,649	0,000259041	6440	1,66822443
FeOOH	381738,437	0,740358222	5240	3879,477082
AlOOH	3,078	8,84236E-06	3950	0,034927321
SiO ₂	61534,992	0,165541355	2650	438,6845899
H ₂ SO ₄	24703,919	0,043415273	1840	79,8841017
H ₂ O	59398,099	0,049268771	1000	49,26877058
NiSO ₄	0	0	3710	0
CoSO ₄	0	0	3680	0
Fe ₂ O ₃	6,861	7,40391E-06	5240	0,038796469
Al ₂ O ₃	5,23191E-05	8,84289E-11	3950	3,49294E-07
Total	543.704,0196			4456,667582

Densitas cake = 4456,67 kg/m³ = 276,31 lb/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas filtrat} &= 0,324 \times \rho^{0,5} \\
 &= 0,324 \times (69,01 \text{ lb/ft}^3)^{0,5} \\
 &= 2,84 \text{ lb/ft.jam} \\
 &= 0,0008 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0,0012 \text{ Pa.s} \\
 &= 1,18 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa filtrat} = 1.976.846,875 \text{ kg/jam}$$

- Rate volumetrik filtrat

$$= \frac{\text{massa filtrat} \times t}{p \text{ filtrat}}$$

$$= \frac{1.976.846,875 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{1113,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Volume filtrat} = 1745,072 \text{ m}^3$$

Rate volumetrik cake

$$\text{Massa cake} = 543.704,0196 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{\text{massa cake} \times t}{p \text{ cake}}$$

$$= \frac{543.704,0196 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{4456,67 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Volume cake} = 118,471 \text{ m}^3$$

- Menentukan luas permukaan penyaringan

Tebal cake diestimasi pada frame 0,4 cm = 0,004 m

Sehingga,

$$W = \frac{\text{massa cake}}{\text{massa filtra}}$$

$$= \frac{543.704,0196 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1.976.846,875 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}$$

$$= 0,27$$

Bila direncanakan setiap Plate mempunyai luas 2 m² maka luas penyaringan, yaitu:

$$L = 0,004$$

$$E = 0,32$$

Densitas *cake* (p_s) = 4456,67 kg/m³

p_{filtrat} = 1113,08 kg/m³

Volume filtrat = 1745,072 kg/jam

W = 0,27

$$L \times A(1 - E)p_s = v + (E \times L \times A) \times p \left(\frac{w}{1 - w} \right)$$

A = 106,77 m²

Menentukan jumlah plate

$$n = \frac{106,77 \text{ m}^2}{2 \text{ m}^2}$$

$$= 26,69 \approx 27 \text{ buah}$$

Faktor keamanan 10%

$$= 1,1 \times n$$

$$= 1,1 \times 26,69$$

$$= 29,36 \approx 29 \text{ buah}$$

Menghitung daya yang diperlukan

$$W_s = \frac{\Delta P}{p_{\text{filtrat}}}$$

$$= \frac{3 \text{ atm}}{1113,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,003 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kg}$$

$$= 0,0763 \text{ ft} \cdot \text{lbf}/\text{lbm}$$

$$= 0.00014 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$


SPESIFIKASI	
Nama	<i>Filter Press</i>
Kode	FP-01

Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan <i>slurry</i> FeOOH dengan NiSO ₄
Sifat bahan	Slurry, viskositas tinggi, logam <i>ferromagnetic</i>
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Plate and Frame Filter Press</i>
Kapasitas	2.520.550,895kg/jam
Tebal Cake	0,004 m
Luas penyaringan	106,77 m ²
Waktu	2 jam
Luas plate	2 m ²
Jumlah Plate	29 buah
Tekanan operasi	3 bar

12. Belt Conveyor (BC-02)

Dengan menggunakan mekanisme hitung yang sama maka diperoleh spesifikasi Belt conveyor sebagai berikut.

SPEKIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>filter Press</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat

DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan konstruksi	Rubber
Kapasitas	544247,284 kg/jam
Lebar	0,75 m
Luas area	0,49 m ²
Total pamnjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

Kemudian dari BC-2 cake diumpun ke BC-3 untuk di transportasikan menuju BC-5, Karena Spesifikasi BC-2 sama dengan BC-3 maka tidak perlu dihitung lagi.

13. *Centrifuge* (CF-01)

Fungsi : Untuk memisahkan sisa slurry $FeOOH$ dan $NiSO_4$

Tipe : Centrifuge Bowl

Bentuk : Silinder tegak, alas ellipsoidal

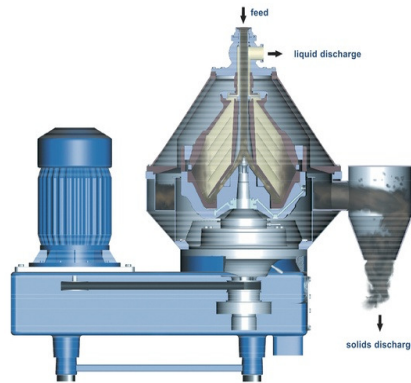
Dasar pemilihan : Dapat digunakan untuk ukuran padatan 1-10 μm

(fig.. 10.16 Coulson, vol 6)

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 38°C

Gambar :



Tabel C. Aliran Umpan Masuk Centrifuge

Komponen	Berat (kg/jam)	X_i	p_i	$X_i p_i$
NiO	25,69207609	4,91397E-06	6670	0,032776158
CoO	5,928940637	1,11553E-06	6440	0,00718399
FeOOH	20091,49667	0,003188256	5240	16,70645917
AlOOH	0,16199923	3,80785E-08	3950	0,00015041
SiO ₂	3238,683823	0,000712882	2650	1,889137643
H ₂ SO ₄	767907,8209	0,110420723	1840	203,1741307
H ₂ O	1128563,883	0,883603938	1000	883,6039375
NiSO ₄	20364,50863	0,001867307	3710	6,927710283
CoSO ₄	2207,2088	0,000200795	3680	0,738924653
Fe ₂ O ₃	0,361110869	3,1884E-08	5240	0,000167072
Al ₂ O ₃	2,75364E-06	3,80807E-13	3950	1,50419E-09
Total	1.976.846,875	1		1113,08

Tabel C. Aliran keluar *Cake*

Komponen	Berat (kg/jam)	X_i	p_i	$X_i p_i$
NiO	25.69	0.000850553	6670	5.67319082
CoO	5.93	0.000193085	6440	1.24346924
FeOOH	20091.50	0.551851813	5240	2891.703498
AlOOH	0.16	6.59096E-06	3950	0.026034296
SiO ₂	3238.68	0.12339202	2650	326.9888534
H ₂ SO ₄	7679.08	0.191126072	1840	351.6719721

H ₂ O	11285.64	0.132574347	1000	132.5743471
NiSO ₄	0.00	0	3710	0
CoSO ₄	0.00	0	3680	0
Fe ₂ O ₃	0.36	5.51876E-06	5240	0.028918301
Al ₂ O ₃	0.00	6.59136E-11	3950	2.60359E-07
Total	38.647,1123			3709.910283

Tabel C. Aliran Keluar *filtrat* (produk)

Komponen	Berat (kg/jam)	Xi	pi	Xi pi
NiO	0	0	6670	0
CoO	0	0	6440	0
FeOOH	0	0	5240	0
AlOOH	0	0	3950	0
SiO ₂	0	0	2650	0
H ₂ SO ₄	760228.74	0.11	1840	203.967
H ₂ O	1117278.24	0.89	1000	887.051
NiSO ₄	20364.51	0.00	3710	7.025
CoSO ₄	2207.21	0.00	3680	0
Fe ₂ O ₃	0	0	5240	0
Al ₂ O ₃	0	0	3950	0
Total	1.938.199,763	1		1098.04

$$p_{feed} = 1113,08 \text{ kg/m}^3$$

$$p_{liquid} = 1098.04 \text{ kg/m}^3$$

$$p_{solid} = 3709.910 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{solid} = 1,1 \text{ cP}$$

1. Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{F}{p}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{1.976.846,875 \text{ kg/jam}}{1113,08 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1745,07 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1745071997 \text{ cm}^3/\text{jam} \\
 &= 484742,22 \text{ cm}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan kecepatan pengendapan (*Settling velocity*)

$$Q = 2Ug\Sigma \quad (\text{pers. 10.1 Coulson, 1983:232})$$

Dimana

U_g = kecepatan terminal partikel padatan cm/s

Σ = luas centrifuge, cm^2

Mencarini nilai U_g (pers. 10.2 Coulson, 1983)

$$U_g = \frac{\Delta p d_s^2 g}{18\mu}$$

d_s = diameter partikel padatan = 0,002

g = percepatan gravitasi = 9.81 m/s^2

μ = viskositas cairan = 1,1 cP = $0,0011 \text{ kg/m.s}$

Δp = densitas cake – densitas liquid

$$= 3709.910 \text{ kg/m}^3 - 1098.04 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2611,87 \text{ kg/m}^3 = 2,61 \text{ g/cm}^3$$

Maka

$$U_g = \frac{\Delta p d_s^2 g}{18\mu}$$

$$= \frac{2611,87 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (0,002)^2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}{18(0,0011 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s})}$$

$$= 5,11 \text{ m/s} = 510,60 \text{ cm/s}$$

Maka, luas Centrifuge (Σ)

$$\Sigma = \frac{Q}{2Ug}$$

$$= \frac{484742,22 \text{ cm}^3/\text{s}}{2 \times (510,60 \frac{\text{cm}}{\text{s}})}$$

$$= 474,68 \text{ cm}^2 = 0,047 \text{ m}^2$$

Troughtput Liquid

Troughtput Liquid

Massa filtrat/densitas filtrat

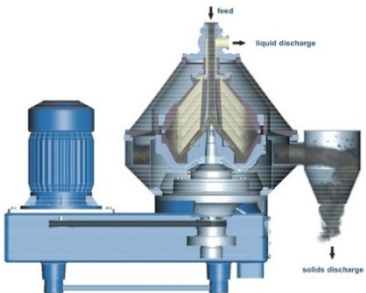
$$= \frac{1.938.199,763 \text{ kg/jam}}{1098.04 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1730,42 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 7617,32 \text{ gal/min}$$

Dari tabel 18-12 perry berdasarkan nilai Trought liquid diperoleh spesifikasi centrifuge sebagai berikut :


Tipe	disk
<i>Bowl diameter</i>	24 in
<i>Speed</i>	4000 rpm
<i>Max centrifuge force</i>	5500
<i>power</i>	7,5 Hp
Jumlah	1 unit

SPESSIFIKASI	
Alat	<i>Centrifuge</i>
Kode	CF-01
Fungsi	Memisahkan padatan FeOOH dan NiSO ₄
Gambar	
Jenis	<i>Disk Bowl Centrifuge</i>
Konsdisi operasi	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm
Bahan kontruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	1745,07 m ³ /jam
Diameter bowl	24 in
Power	7,5 Hp
kecepatan	4000 rpm
Jumlah	1 unit

14. Belt Conveyor (BC-04)

Dengan menggunakan mekanisme hitung yang sama maka diperoleh spesifikasi Belt conveyor sebagai berikut.


SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-04
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>Centrifuce (C-01)</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Lebih padat dari slurry, logam

	<i>Ferromagnetic</i>
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	42984,049 kg/jam
Lebar	0,35 m
Luas area	0,49 m ²
Total pamnjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

15. Belt Conveyor (BC-05)

Dengan menggunakan mekanisme hitung yang sama maka diperoleh spesifikasi Belt conveyor sebagai berikut.

SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-05
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi akumulasi cake FeOOH dari <i>filter Press</i> dan <i>centrifuge</i> ke <i>rotary dryer</i>

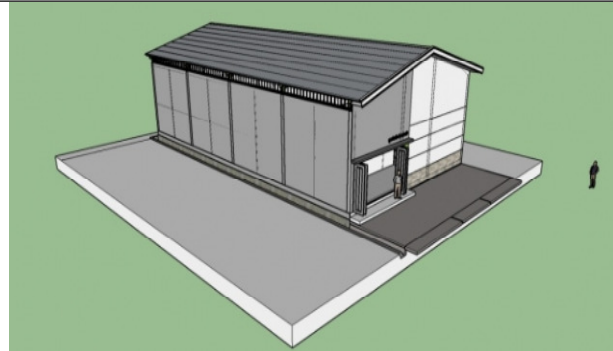
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan konstruksi	Rubber
Kapasitas	21.462,945 kg/jam
Lebar	0,76 m
Luas area	0,1 m ²
Total pamnjang	5 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

16. Gudang penyimpanan produk samping (WH-02)

Dengan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama pada perhitungan WH-01 maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut.

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Ware house FeOOH</i>
Kode	WH-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan produk samping
Sifat bahan	Padatan, berifat keras, logam ferromagnetik
Fasa bahan yang disimpan	Padatan

Gambar



Tipe

Ware House

Konstruksi

Dinding beton, lantai aspal, dan atap asbes

Temperatur

30°C

Laju alir umpan

510.814,992 kg/jam

Volume gudang (Vg)

285.190.909 m³

Tinggi (T)

11 m

Lebar (L)

23 m

Panjang (P)

34.7 m

17. Blower (BL-01)

Fungsi

= mengalirkan udara masuk ke *Air*

Heater (AH-01) sebelum diumpan ke

Rotary dryer (RD-01)

Tipe

= *Centrifugal Blower*

Bahan Kontruksi

= *Carbon Stell SA-283 grade C*

Densitas udara

= 1,17 kg/m³

Laju alir umpan

= 858546,86 kg/jam

Gambar



- Menentukan alju volumterik udara

$$\begin{aligned}
 \text{Laju volumterik udara} &= \frac{\text{massa umpan}}{p} \\
 &= \frac{858546,86 \text{ kg/jam}}{1,17 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 718489 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 7048,11 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

- Menentukan daya (P)

$$P \text{ teoritis} \quad H_p = 1,57 \times 10^{-4} \times Q (P_1 - P_2)$$

Dimana

H_p = daya blower, Hp

Q = laju alir Volumetrik

$P_1 - P_2$ = beda tekanan Blower, (0,5-10 lb/in²) (perry's 5ed. Hal 6-20)


$$\begin{aligned}
 \text{Maka, daya blower} &= (1,57 \times 10^{-4}) \times 7048,11 \text{ ft}^3/\text{s} \times 1 \text{ lb/in}^2 \\
 &= 1,106 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi Blower = 40%-80% (Perry 1997, hal 10-46)

Diambil efisiensi daya blower 80% maka,

$$\begin{aligned}
 P \text{ aktual} &= \frac{P \text{ teoritis}}{\text{efisiensi}} \\
 &= 1,106/80\%
 \end{aligned}$$

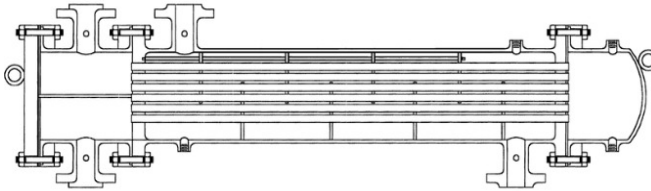
= 1,383 Hp

SPESIFIKASI	
Alat	Blower
Kode	BL-01
Fungsi	Mnnegalirkkkan udara menuju <i>heater</i> kemudian diumpan msuk ke rotary Dryer
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Stell SA-283 grade C</i>
Kapaistas	858546,86 kg/jam
Power motor	1,383 Hp
Jumlah	1 unit

18. *Air Heter* (AH-01)

Dengan menggunakan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama dengan Heater Bijih laterit (HE-01) didapatkan sepesifikasi *air heater* sebagai berikut.

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	AH-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
fungsi	Memanaskan udara menjadi udara kering untuk

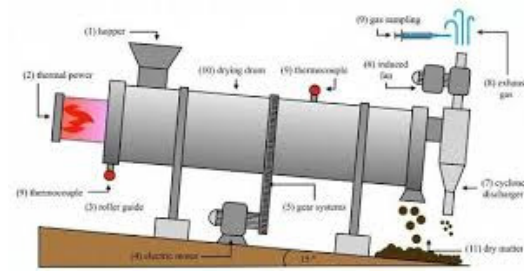
Gambar	diumpkan ke <i>rotary dryer</i>	
		
Dimensi	Luas perpindahan panas	= 180718.54 ft ²
	OD <i>tube</i>	= 0,75 in
	ID <i>shell</i>	= 27 in
	<i>Baffle space</i>	= 6 in
	L	= 16 ft
	Rd	= 0,0037
		ft ³ .jam. ^o F/btu
	Jumlah tube	= 550 buah
	Δp_t	= 3,26 psi
	Δp_s	= 1,945 psi
UC		= 267.05 btu/h.ft ² . ^o F
UD		= 23201,216 btu/h.ft ² . ^o F
Susunan <i>tube</i>		Triangular Pitch
Bahan konstruksi		<i>Stainless steel</i>
Laju umpan		840631,60 kg/jam

19. Rotary Dryer

Fungsi = Menguapkan air yang terkandung dalam produk samping FeOOH

Bahan Kontruksi = *Stainless steel* SA-285, Grade A

Gambar



Data :

Temperatur umpan = 30 °C

Temperatur Produk = 50 °C

Temperatur udara masuk = 100°C

Temperatur bola basah di dalam = 60 °C

Dryer

Waktu operasi = 1 jam

Laju alir umpan = 582932,93 kg/jam

= 1257540,667 lb/jam

Laju alir udara panas (Gs) = 840631,60 kg/jam

= 1853592,673 lb/jam

- Menentukan kapasitas rotary dryer

Laju volumetrik = $\frac{Gs}{GG}$

$$= \frac{\text{massa umpan} \times t}{\text{densitas umpan}}$$

$$= \frac{582932,93 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{3160,69 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 180 \text{ m}^3$$

Volume total Rotary Dryer

$$= 1,1 \times \text{laju volumetrik}$$

$$= 198,48 \text{ m}^3$$

Densitas Umpan = 3160.69 kg/m^3

Kecepatan *superficial* udara (G_G) = 1500 lb/hr.ft^2

(range kecepatan Kecepatan *superficial* 369 – 3687 lb/hr.ft^2 , Perry's ed 7. Hal 12.55)

- Menentukan luas penampang (S)

$$\begin{aligned} S &= \frac{Gs}{GG} \\ &= \frac{1853592,673 \text{ lb/jam}}{1500 \text{ lb/hr. ft}^2} \\ &= 35,15 \text{ ft}^2 \\ S &= 3,27 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Menentukan dimensi Rotary Dryer

Diketahui bahwa hubungan luas penampang dengan diameter rotary dryer adalah

$$S = \frac{\pi}{4} x D^2$$

Maka

$$D = \sqrt{\frac{\pi}{4} x S}$$

Diameter rotary biasanya antara 0,25 m – 2 m (Hal. 12-56, perry 1999)

$$D = 2,04 \text{ m} = 6,67 \text{ ft}$$

- Menentukan koefisien perpindahan panas volumetrik

$$U_a = \frac{0,5 \times G_G^{0,67}}{D}$$

Mc. Cabe ed-5, pers 24-28. Hal 796)

Keterangan :

Ua = Koefisien perpidahan panas *volumetric*, btu/ft³.jam.°F

G_G = kecepatan Superficial udara , lb/hr.ft²

D = diameter *rotary dryer*, ft

Maka

$$U_a = \frac{0,5 \times (1500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2)^{0,67}}{6,67 \text{ ft}}$$

$$= 10,04 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F}$$

- Menghitung panjang rotary dryer

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = \frac{(T_{g1} - T_w) - (T_{g2} - T_w)}{\ln \left(\frac{T_{g1} - T_w}{T_{g2} - T_w} \right)}$$

Mc.Cabe 5th ed, Pers. 24-7, page 773)

$$T_{g1} = 212 \text{ °F}$$

$$T_w = 123,8 \text{ °F}$$

$$T_{g2} = 143,6 \text{ °F}$$

$$T_s = 320 \text{ °F}$$

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = \frac{(212 - 123,8) - (142,6 - 123,8)}{\ln \left(\frac{212 - 123,8}{142,6 - 123,8} \right)}$$

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = 45,79 \text{ °F}$$

$$\text{NTU} = \frac{T_{g2} - T_{g1}}{(\Delta T)_m}$$

$$= \frac{143,6 - 212}{45,76}$$

$$\text{NTU} = 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

Syarat NTU untuk rotary dryer 1,5 – 2 (perry's ed-7. Hal 12-54)

Panjang rotary (L) $L = NTUx \frac{G_g s}{U_a}$

L = panjang RD, ft

Gg = kecepatan superficial udara, lb/jam.ft

s = panas kelembaman, Btu/ °F.lb

Ua = Koefisien perpindahan panas *volumetric*, btu/ft³.jam.°F

Sehingga,

$$L = 1,5x \frac{1500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^{20,1414}}{10,04 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F}}$$

$$L = 31,58 \text{ ft}$$

$$= 9,60 \text{ m}$$

Syarat L/D untuk rotary dryer : 4-10 (Perry's 7ed. Hal 12-54)

$$L/D = \frac{31,58 \text{ ft}}{6,67 \text{ ft}}$$

$$= 4,720 \text{ ft (memenuhi)}$$

- Menghitung tebal dinding (Td)

$$Td = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Pd = 1,2 atm = 17,628 psi

Diameter = 2,04 m

R = 1,02 m = 40,15 in

Allowable stress (S) = 12900 psi

Efisiensi = 85 %

C = 0,125 in/tahun

Lama pakai = 10 tahun

$$T_d = \frac{17,628 \text{ psi} \times 40,15 \text{ in}}{((12900 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 17,628 \text{ psi}))} + (0,125 \times 10)$$

$$= 1,28 \text{ inc} = 0,0032 \text{ m}$$

- Menghitung putaran rotary (N)

Range Untuk putaran rotary dryer yaitu, $N = 25/D - 35/D$ (wallas, hal 247)

Diambil nilai untuk putaran sebesar $N = 30/D$

$$N = \frac{30}{6,69 \text{ ft}} = 5,2 \text{ rpm} \approx 5 \text{ rpm}$$

- Menentukan waktu tinggal (θ)

$$\theta = 0,23 \left(\frac{L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) + 0,6 \left(\frac{B \times L \times G}{F} \right) \quad (\text{Perry's 7ed, pers 12-55, hal 12-55})$$

Keterangan:

θ	= Waktu tinggal, menit
L	= Panjang rotary dryer, ft
S	= Slope/kemiringan rotary dryer, ft/ft
N	= Putaran rotary dryer, rpm
D	= Diameter rotary dryer, ft
B	= Konstanta = $5 \times D_p^{-0,5}$
D_p	= Diameter rata-rata partikel, μm (mikronmeter) = $2 \mu\text{m} D_p$
G	= Kecepatan superficial gas, lb/jam.ft ²
M	= Massa umpan masuk rotary dryer, jam lb/jam
A	= Luas penampang rotary dryer, ft ²

- Mencari nilai F, Dengan menggunakan persamaan

$$F = M/A$$

$$= 384899,90 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menentukan slope

Range kemiringan rotary 0-0,8 cm/m, sehingga dipilih nilai $S = 0,01$ ($S = 0 - 0,08$ ft/ft, Perry's 7 ed, hal 12-56)

$$\text{Slope rotary} = \frac{0,01}{31,38} = 0,32 \text{ ft/ft}$$

Sehingga waktu tinggal (θ)

$$\theta = 0,23 \left(\frac{L31,58 \text{ ft}}{0,32 \frac{\text{ft}}{\text{ft}} \times 5,2 \text{ rpm}^{0,9} \times 6,69 \text{ ft}} \right) + 0,6 \left(\frac{3,54 \mu\text{m} \times 31,38 \text{ ft} \times 1500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2}{384899,90 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2} \right)$$

$$\theta = 1,036 \text{ mmit}$$

- menentukan jumlah *Flight*

jenis *flight* yang dipilih jenis 90° lip flight (perry's 7ed. Hal 12.53)

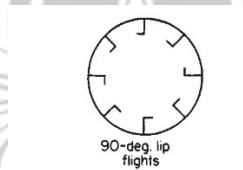


FIG. 12-58 Alternative direct-heat re

- Tinggi flight dengan range ($D/8 - D/12$)

$$= D/10 = 0,2 \text{ m} = 0,67 \text{ ft}$$

- Jumlah flight, range ($2,4 - 3D$)

$$= 2,5D = 5 \text{ flight}$$

- Jarak antar flight = Keliling lingkaran / jumlah flight

$$= \frac{\pi D}{\text{jumlah flight}}$$

$$= 1,3 \text{ m}$$

- Tebal flight = tebal rotary dryer

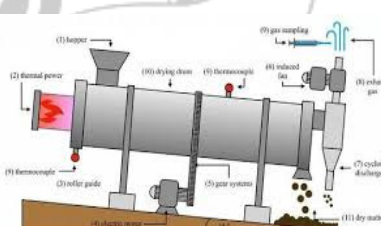
$$= 1,28 \text{ in}$$

- Menentukan daya rotary

Berdasarkan Perry's 7ed hal 12-56, jumlah total daya untuk fan, penggerak dryer dan conveyor umpan maupun produk berkisar antara $0,5D^2 - 1,0D^2$ (kW). Daya rotary dryer adalah

$$= 0,6 \times (6,69ft)^2$$

$$= 26,853 \text{ kW} = 35.98 \text{ Hp}$$

SPESIFIKASI	
Nama alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode	: RD-01
Fungsi	: Menguapkan air yang ada dalam produk samping (FeOOH)
Bahan kontruksi	: <i>Carbon steels SA-285 grade A</i>
Gambar	: 
Diameter	: 6,69 ft
Panjang	: 31,58 ft
Putaran	: 5,2 rpm
Waktu tinggal	: 1,036 menit
Kemiringan	: 0,32 ft/ft
Jumlah flight	: 5 buah
Tinggi flight	: 0,67 ft
Daya rotary	: 39,98 Hp
Jumlah	: 1 unit

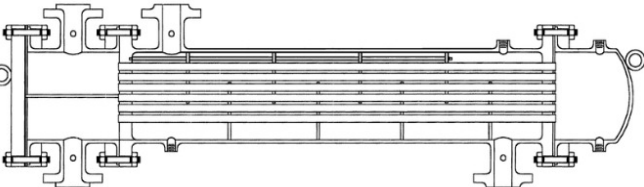
20. Belt Conveyor (BC-06)

Dengan menggunakan mekanisme hitung yang sama maka diperoleh spesifikasi Belt conveyor sebagai berikut.

SPEKIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-06
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake FeOOH dari <i>rotary dryer</i> menuju Gudang penyimpanna produk samping
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	567572,213 kg/jam
Lebar	0,356 m
Luas area	0,1 m ²
Total pamnjang	5 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	2 Hp

21. Heater NiSO₄ (HE-03)

Dengan menggunakan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama dengan Heater Bijih laterit (HE-01) didapatkan spesifikasi heater sebagai berikut.

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	HE-03
Tipe	<i>Shell and tube</i>
fungsi	Memanaskan NiSO ₄ sebelum masuk reaktor (R-02)
Gambar	
Dimensi	<p>Luas perpindahan panas = 1625,707 ft²</p> <p>OD <i>tube</i> = 0,75 in</p> <p>ID <i>shell</i> = 25 in</p> <p><i>Baffle space</i> = 8 in</p> <p>L = 20 ft</p> <p>Rd = 0,000051</p> <p>Jumlah tube = 413 buah</p> <p>Δp_t = 0,464 psi</p> <p>Δp_s = 0,01 psi</p>
UC	= 38,044 btu/h.ft ² .°F
UD	= 701,842 btu/h.ft ² .°F
Bahan	<i>Stainless steel</i>
kontruksi	
Laju umpan	1940124,69 kg/jam

22. Tangki Penyimpanan H₂S

Fungsi	Menyimpan H ₂ S
Kondisi operasi	
Temperatur	30°C
Tekanan	10 atm
Tipe tangki	<i>Silinder Vertikal</i>
Laju alir umpan	2846,93 kg/jam
Waktu tinggal	7 hari

- Menentukan kapasitas tangki

Tangki dirancang sebanyak 20 unit sehingga kapasitas tangki tiap unit yaitu sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Volume gas} &= \frac{m \times t}{p} \\ &= \frac{97006,235 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 168 \text{jam}}{1,189 \text{ kg/m}^3} \\ &= 13700754,46 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Karena tangki dirancang menyimpan gas dalam fasa gas sehingga di peroleh kapasitas tangki 20.978 m³ (Airliquide, t.thn.). Digunakan tangki sebanyak 20 unit maka, volume tangki yaitu

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan} &= \frac{20978 \text{ m}^3}{20} \\ &= 1048,9 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 20%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1,2 \times 1048,9 \text{ m}^3 \\ &= 1.311,125 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Dimensi tangki

$$r = 0,908 \text{ m}$$

Diameter tangki

$$D_t = 2 \times r$$

$$D_t = 1,716 \text{ m}$$

$$\text{Panjang tangki} = 1,902 \text{ m}$$

(Sandong AUYAN New Energy Technology Co., t.thn.)

- Menghitung tekanan desain

$$P_o = 146,96 \text{ psi}$$

$$P_h = 0,047 \text{ psi}$$

$$P_{tot} = 147,01 \text{ psi}$$

$$P_d = 1,1 \times P_{tot}$$

$$= 161,71 \text{ psi}$$

SPESFIKASI

Nama

Tangki penyimpanan H₂S

Kode

GH-01

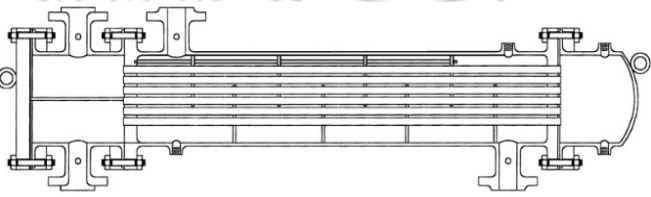
Gambar



Kapaistas	1048,9 m ³
Jumlah	20 unit
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Diamter tangki	1,816 m
Panjang tangki	2,186 m
Tekanan desain	161,71 psi

23. Heater H2S (HE-04)

Dengan menggunakan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama dengan Heater Bijih laterit (HE-01) didapatkan sepesifikasi *heater* sebagai berikut.

SPESIFIKASI		
Alat	Heater	
Kode	HE-04	
Tipe	<i>Shell and tube</i>	
fungsi	Memanaskan H ₂ S sebelum masuk reaktor (R-02)	
Gambar		
Dimensi	Luas perpindahan panas	= 408,514 ft ²
	OD <i>tube</i>	= 0,75 in
	ID <i>shell</i>	= 15,25 in
	<i>Baffle space</i>	= 8 in
	L	= 20 ft
	Rd	= 0,000017 ft ³ .jam. ^o F/btu
	Jumlah tube	= 108 buah
	Δpt	= 0,0000099 psi

UC	Δps = 0,16167 btu/h.ft ² .°F	= 0,051 psi
UD	= 48,172 btu/h.ft ² .°F	
Bahan kontruksi	<i>Stainless steel</i>	
Laju umpan	97006,235 kg/jam	

24. Kompresor (CP-01)

Fungsi Menurunkan tekanan gas H₂S dari 10 atm ke 3 atm

Jenis alat Kompresor piston/*reciprocating*

Bahan kontruksi *Stainles steel Austenitic (SA-240)*

Gambar



Kondisi operasi

Input

$$T_i = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K} = 545,67^\circ\text{K}$$

$$P_i = 1 \text{ atm} = 21162,2 \text{ lb/ft}^2$$

Output

$$P_o = 3 \text{ atm} = 6348,65 \text{ lb/ft}^2$$

- Menentukan *Flow rate*

$$W = 97006,235 \text{ kg/jam}$$

- Rasio kompresi

Rasio kompresi (RC) untuk kompresor diafragma tiap stage adalah 4 stage

$$R_c = (P_o/P_i)^{1/n}$$

$$= (3/1)^{1/4} = 3 \text{ atm}^{1/4}$$

$$= 0,75 \text{ (digunakan 1 stage kompresor)}$$

- Laju aliran gas masuk

$$W = 97006,235 \text{ kg/jam}$$

$$p = 1539 \text{ kg/m}^3$$

Volumetrik gas masuk (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{W}{p} \\ &= \frac{97006,235 \text{ kg/jam}}{1539 \text{ kg/m}^3} \\ &= 61,731 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2180,03 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 36,334 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 10%, maka diperoleh kapasitas kompresor yaitu

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas kompresor} &= 1,1 \times Q \\ &= 1,1 \times 36,334 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ &= 39,9672 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Dengan nilai, k = 1,4 asumsi gas ideal (Smith, termodinamika.. hal 68)


- Temperature output

$$\begin{aligned} T_o &= T_i \times \left(\frac{P_o}{P_i}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} \\ &= 545,67^\circ\text{R} \times \left(\frac{3}{10}\right)^{\frac{(1,4-1)}{1,4}} \end{aligned}$$

$$= 386,844 \text{ } ^\circ\text{R} = 214,913 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Power Kompresor

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{3,03 \cdot 10^{-5} k}{(k-1)} \times P_i \times Q \left[\left(\frac{P_o}{P_i} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right] \\ &= \frac{3,03 \cdot 10^{-5} \times 1,4}{(1,4-1)} \times 21162,2 \text{ lb/ft}^2 \times 36,334 \text{ ft}^3/\text{menit} \left[\left(\frac{21162,2 \text{ lb/ft}^2}{6348,65 \text{ lb/ft}^2} \right)^{\frac{(1,4-1)}{1,4}} - 1 \right] \\ &= 23,73 \text{ H} \end{aligned}$$

SPESIFIKASI	
Alat	Kompresor
Fungsi	Menurunkan tekanan gas H ₂ S
Kode	CP-01
Jenis	Kompresor piston/ <i>reciprocating</i>
Gambar	
Stage	1
Power	23,73 Hp
Laju alir Volumetrik	36,334 ft ³ /menit
Fasa	Gas
Jumlah	1 unit

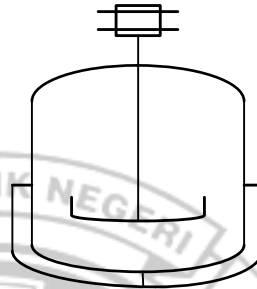
25. Reaktor NiS (R-02)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara NiSO₄ dan H₂S menjadi

NiS

Tipe : Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical

Bahan : Stainless steel (SS-316)
 Type reaktor : CSTR
 Jenis reaksi : Cair- gas
 Gambar :



Data :

Laju alir massa = 2037130,929 kg/jam

Laju alir molar = 74293,998 kmol/jam

Temperatur = 90 °C

Tekanan (P) = 3 bar

Densitas (ρ) = 1115,62 kg/m³

Waktu operasi = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

8) Menentukann Volume reaktor

Umpan yang diberikan pada reaksi ini adalah komponen padat-cair, sehingga jenis reactor yang digunakan adalah Continous Stired Tank Reactor (CSTR), maka volume reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{v_R}{F_{Ao}} = \frac{t}{C_{Ao}}$$

Levensipel hal 194

Dimana:

V_r = volume reaktor

F_{AO} = laju alir molar umpan

C_{AO} = konsentrasi umpan

maka

$$v_R = \frac{F_{Ao} \times t}{C_{Ao}}$$

Laju alir volumetrik

$$v_b = \frac{m_b}{p}$$

$$V_b = \frac{2037130,929 \text{ kg/jam}}{1115,62 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1788,32 \text{ m}^3/\text{jam}$$

9) Konsentrasi umpan, C_{AO}

$$C_{Ao} = \frac{F_{Ao}}{V_b}$$

$$C_{Ao} = \frac{F_{Ao}}{V_b}$$

$$= \frac{72747,164 \text{ kmol/jam}}{1788,32 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 40,68 \text{ kmol/m}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{72747,164 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{40,68 \text{ kmol/m}^3}$$

$$= 1788,32 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20%

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= 1,2 \times V_R \\
 &= 1,2 \times 1788,32 \text{ m}^3 \\
 &= 2145,99 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

10) Dimensi Reaktor

Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s$$

$$H_s = D_r$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^3$$

Volume hemispherical

$$V_h = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_e$$

$$H_e = 1/3 D_r$$

$$V_h = \frac{\pi}{12} \times D_r^3$$

Diameter Reaktor (Dr)

$$V_r = V_s + (2 \times V_h)$$

$$V_r = \frac{\pi}{4} \times D_r^3 + 2 \left(\frac{\pi}{12} \times D_r^3 \right)$$

$$V_r = \frac{5\pi}{12} \times D_r^3$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{12 V_r}{5\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{12 (2145,99 \text{ m}^3)}{5(3,14)}}$$

$$D_r = D_t = 11,76 \text{ m} = 463,16 \text{ in} = 38,59 \text{ ft}$$

Tinggi reaktor (H_r)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder} \quad H_s &= D_r \\ &= 11,76 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Hemispherical

$$H_h = 1/3 D_r$$

$$H_h = 3,92 \text{ m}$$

Tinggi reaktor

$$H_r = 19,807 \text{ m} = 64,31 \text{ ft}$$

Direncanakan reaktor diletakkan diatas kaki penyangga dari beton setinggi 5,5 meter, sehingga tinggi total reaktor yaitu

Tinggi reaktor

$$H_t = (H_s + 2H_h) + (\text{tinggi kaki-He})$$

$$H_t = 21,186 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalm reaktor

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{V_c}{V_t} \times H_r \\ &= \frac{1788,32 \text{ m}^3}{2145,99 \text{ m}^3} \times 19,807 \text{ m} \\ &= 16,34 \text{ m} = 67,645 \text{ ft} \end{aligned}$$

11) Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan hidrostatis (p_h)

$$T_h = pgH_c$$

Keterangan

$P = \text{densitas campuran, kg/m}^3$

$g = \text{gaya gravitasi, m/s}^2$

$H_c = \text{tinggi cairan, m}$

Maka

$$P_h = 1115,62 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 16,34 \text{ m}$$

$$= 178637,59 \text{ kg.m.s}^2$$

$$= 178637,59 \text{ Pa}$$

$$= 25,01 \text{ psi} = 1,79 \text{ bar}$$

$$P_o = 43,509 \text{ psi}$$

$$P_{abs} (P_{tot}) = P_o + P_h$$

$$= 68,52 \text{ psi}$$

Karena faktor keamanan 10%, maka tekanan desain

$$P_d = 1,1 \times P_{abs}$$

$$= 75,37 \text{ psi} = 5,197 \text{ bar}$$

12) Menentukan tebal dinding dan tebal Head

$$P_{desain} = 75,37 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 463,16 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari (R)} = 231,58 \text{ in}$$

$$\text{Allowable Stress (S)} = 13700 \text{ psi} \quad (\text{peter tabel 4 hal 538})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Lama pakai} = 10 \text{ tahun}$$

$$C = 1,25 \text{ in}$$

Tebaal dinding(Td)

$$Td = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$
$$Td = \frac{75,37 \text{ psi} \times 231,58 \text{ in}}{((13700 \text{ psi} \times 85\%) - (0.6 \times 75,37 \text{ psi}))} + 1,25 \text{ in}$$
$$Td = 2,57 \text{ in} = 0,069 \text{ m}$$

Tebal Head

$$Th = \frac{PR}{2SE - 0.2P} + C$$
$$Th = \frac{75,37 \text{ psi} \times 231,58 \text{ in}}{((2 \times 13700 \text{ psi} \times 85\%) - (0.2 \times 75,37 \text{ psi}))} + 1,25 \text{ in}$$
$$Th=te = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = Dr + 2Td$$
$$= 11,90 \text{ m} = 39,04 \text{ ft}$$

13) Desain pengaduk

Viskositas = 1,115 cP

Jenis pengaduk = propeller 3 balde

Diameter pengaduk

$$d = \frac{Dt}{3}$$

$$d = 3,92 \text{ m} = 12,862 \text{ ft}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki

$$e = \frac{d}{3}$$

$$e = 1,31 \text{ m}$$

Tinggi pangaduk

= Tinggi tangki - e

= 18,3 m

Diameter penyangga pengaduk (Dd)

$$Dd = \frac{2d}{3}$$

= 2,61 m

Diameter batang pengaduk

$$= \frac{Dd}{12}$$

= 0,327 m

Panjang daun pengaduk (L)

$$L = \frac{Dt}{4}$$

= 2,94 m

Lebar Baffle (J)

$$J = \frac{Dt}{12}$$

= 0,98 m

Lebar daun pengaduk (W)

$$W = \frac{Dt}{5}$$

= 2,25 m

Jarak baffle dari dasar tangki

$$= \frac{d}{2}$$

= 1,96 m

Jarak baffle dari permukaan

$$= \frac{J}{6}$$

$$= 0,16 \text{ m}$$

Kebutuhan jumlah pengaduk

$$n = \frac{WELH}{Dt}$$

Mencari nilai SPGR

$$SPGR = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}}$$

$$= \frac{1115,62 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,12$$

Mencari WELH

$$WELH = SPGR \times H_c$$

$$= 59,789 \text{ ft}$$

Kebutuhan pengaduk

$$n = \frac{WELH}{Dt}$$

$$= \frac{59,789 \text{ ft}}{38,59 \text{ ft}}$$

$$= 1,54 = 2 \text{ buah pengaduk}$$

$$\frac{WELH}{2 \times d} = \left(\frac{\pi \times d \times N}{600} \right)^2$$

Menentukan kecepatan pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \times \sqrt{\frac{59,789 \text{ ft}}{2d}}$$

$$d = 16,23 \text{ ft}$$

$$N = \frac{600}{3.14 \times 12,862 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{59,789 \text{ ft}}{2 \times 12,862 \text{ ft}}}$$

$$N = 22,649 \text{ rpm} = 0,39 \text{ rps}$$

Menentukan daya pengadukan

$$P = \frac{Kt \times p \times N^3 d^5}{g_c}$$

Mencari bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{N \times p \times d^2}{\mu}$$

$$= \frac{0,39 \text{ rps} \times 69,17 \text{ lb/ft}^3 \times (12,86 \text{ ft})^2}{0,001 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}}$$

$$N_{re} = 7641258,90 \text{ (Turbulen)}$$

KT = 0.87

Tabel 9.3 (Mc.Cabe & Smith ed 5)

Sehingga keceptan pengaduk

$$p = \frac{0,87 \times 69,17 \text{ lb/ft}^3 \times (0,39 \text{ rps})^3 \times (12,86 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 37551,37 \text{ lb/ft/s}$$

$$= 67,59 \text{ Hp}$$

$$P_{\text{standar}} = 79,52 \text{ Hp}$$

14) Menentukan desain pemanas

Temperatur umpan, (To) = 60 °C = 140°F

Temperatur steam = 120 °C = 248°F

Densitas air (120 °C) = 958 kg/m³

Panas umpan (Q) = 1995082,64 kJ/jam
 = 1891338,34 btu/jam

Massa steam = 8332,5749 kg/jam

Koefisien panas (UD) = 250 btu/jam.ft³.F (tabel 8 kern)

LMTD =
$$\frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}\right)}$$

= 25,115 °F

Luas perpindahan panas (A)

$$A = \pi \times OD \times H1 + (\pi/4 \times OD^2)$$

Diketahui:

OD = 51,05 ft

Hc = H1 = 67,65 ft

$$= 3,14 \times 39,04 \text{ ft} \times 53,59 + \frac{3,14 \times (2 \times 39,04)^2}{4}$$

A = 10923,37 ft²

A kebutuhan

A aktual =
$$\frac{Q}{UD \times LMTD}$$

=
$$\frac{1891338,34 \text{ btu/jam}}{250 \frac{\text{btu}}{\text{jam} \cdot \text{F}} \times 25,115 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

= 301,23 ft²

Karena A kebutuhan < A tersedia (301,23 ft² < 10923,37 ft²) sehingga jaket pemanas bisa digunakan sebagai pendingin reaktor.

- Jarak jaket

Asumsi jarak jaket 5 in (Coulson hal 775)

Tinggi jaket

$$\begin{aligned}H_j &= H_s + 2t_e + \text{jarak jaket} \\ &= 463,16 \text{ in} + (2 \times 1,97 \text{ in}) + 5 \text{ in} \\ &= 472,10 \text{ in} \\ &= 11,802 \text{ m} \\ &= 38,71 \text{ ft}\end{aligned}$$

Diameter jaket (D_2)

$$\begin{aligned}D_2 &= OD + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ &= 468,58 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 478,581 \text{ in} \\ &= 15,57 \text{ m} \\ &= 39,24 \text{ ft}\end{aligned}$$

Tekanan jaket

$$\begin{aligned}P_{\text{jaket}} &= P_o \\ &= 3 \text{ bar} = 43,51 \text{ psi}\end{aligned}$$

Menentukan tebal jaket

$$\begin{aligned}P &= 43,51 \text{ psi} \\ R &= 231,58 \text{ in} \\ E &= 85\% \\ C &= 0,125 \text{ in/tahun} \\ S &= 13700\end{aligned}$$

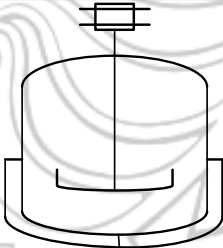
$$TJ = \left(\frac{43,51 \text{ psi} \times 231,58 \text{ in}}{\left((13700 \times 85\%) - (0.6 \times 43,51 \text{ psi}) \right)} \right) + 1,25 \text{ in}$$

$$Tj = 2,117 \text{ inc} = 0,05 \text{ m}$$

Diameter luar jaket

$$D_2 + (2Tj)$$

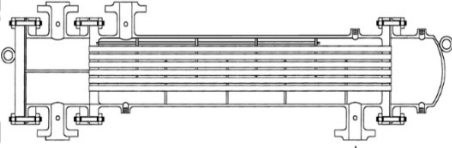
$$12,0704 \text{ m}$$

SPESIFIKASI	
Nama	CSTR
Kode	R-201
jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat mereaksikan NiSO ₄ dan H ₂ S
Sifat bahan	cair, mudah larut dengan air , berwarna biru
Fasa bahan yang disimpan	cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical
Konstruksi	Low alloy stell (SA-387)
Temperatur	90°C
Kapasitas	2037130,929 kg/jam
Volume (V)	2145,99 m ³
Diameter dalam (ID)	11,76 m
Diameter Luar (OD)	11,902 m
Tinggi Silinder (Hs)	11,76 m

Tinggi Head (H_h)	3,92 m
Tinggi reaktor (H_t)	19,607 m
Tinggi cairan (H_c)	16,36 m
Tekanan desain (P_d)	5,197 bar
Tebal dinding reaktor	0,069 m
Tebal hemispherical head	0,05 m
Jenis pengaduk	Propeller Blade 3
Diameter pengaduk	3,92 m
Lebar daun pengaduk	2,35 m
Jumlah pengaduk	2 buah
Lebar baffle	0,95 m
Jarak baffle dari dasar tangki	1,96 m
Jarak baffle dari permukaan tangki	0,16 m
Kecepatan pengaduk	0,39 rps
Daya pengaduk	79,53 Hp
Jenis pemanas	Jaket
Luas kebutuhan pemanas (A)	301,23 ft ²
Tinggi jaket	11,802 m
Diameter jaket	11,96 m
Tebal jaket	0,05 m
Tekanan jaket	43,51 psi
Diameter luar jaket	12,07 m

26. Cooler NiS (C-02)

Dengan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama dalam penentuan spesifikasi Cooler NiSO₄ (C-01). Maka diperoleh spesifikasi Cooler NiS (C-02)

SPEKIFIKASI																																	
Fungsi	= Mendinginkan keluaran bawah Reaktor-01																																
Operasi	= Kontinyu																																
Jumlah	= 1 unit																																
Tipe	= <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>																																
Bahan konstruksi	= <i>Stainless Steel 240 Grade S</i>																																
Gambar																																	
<i>Rd calculated</i>	= 0,024 hr.ft ² .°F/btu																																
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	= 39,081 Btu/jam.ft ² .°F																																
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	= 700 btu/hr.ft ² .°F																																
<i>Tube side Transfer Coefficient (h_{io})</i>	= 175,910 Btu/jam.ft ² .°F																																
<i>Shell side heat transfer coefficient (h_o)</i>	= 50,243 Btu/jam.ft ² .°F																																
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;"><i>Tube side</i></th> <th colspan="2" style="text-align: center;"><i>Shell side</i></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td><i>Length</i></td> <td style="text-align: center;">20 ft</td> <td><i>ID</i></td> <td style="text-align: center;">27 in</td> </tr> <tr> <td><i>OD</i></td> <td style="text-align: center;">0,75 in</td> <td><i>Baffle spaces</i></td> <td style="text-align: center;">13,5 in</td> </tr> <tr> <td><i>BWG</i></td> <td style="text-align: center;">16</td> <td><i>passes</i></td> <td style="text-align: center;">6</td> </tr> <tr> <td><i>Pitch</i></td> <td style="text-align: center;">1,3125 in</td> <td><i>Jumlah Baffle</i></td> <td style="text-align: center;">16,78 Baffle</td> </tr> <tr> <td><i>Passes</i></td> <td style="text-align: center;">8</td> <td><i>ΔPs</i></td> <td style="text-align: center;">2,424 psi</td> </tr> <tr> <td><i>Jumlah Tubes</i></td> <td style="text-align: center;">524 tubes</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td><i>ΔPr</i></td> <td style="text-align: center;">0,002 psi</td> <td></td> <td></td> </tr> </tbody> </table>		<i>Tube side</i>		<i>Shell side</i>		<i>Length</i>	20 ft	<i>ID</i>	27 in	<i>OD</i>	0,75 in	<i>Baffle spaces</i>	13,5 in	<i>BWG</i>	16	<i>passes</i>	6	<i>Pitch</i>	1,3125 in	<i>Jumlah Baffle</i>	16,78 Baffle	<i>Passes</i>	8	<i>ΔPs</i>	2,424 psi	<i>Jumlah Tubes</i>	524 tubes			<i>ΔPr</i>	0,002 psi		
<i>Tube side</i>		<i>Shell side</i>																															
<i>Length</i>	20 ft	<i>ID</i>	27 in																														
<i>OD</i>	0,75 in	<i>Baffle spaces</i>	13,5 in																														
<i>BWG</i>	16	<i>passes</i>	6																														
<i>Pitch</i>	1,3125 in	<i>Jumlah Baffle</i>	16,78 Baffle																														
<i>Passes</i>	8	<i>ΔPs</i>	2,424 psi																														
<i>Jumlah Tubes</i>	524 tubes																																
<i>ΔPr</i>	0,002 psi																																

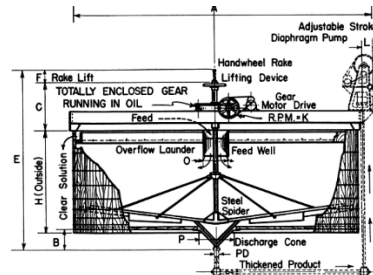
27. Thickener

Fungsi : Untuk memisahkan fasa cair dan fasa padat serta gas berdasarkan prinsip gravitasi

Tipe :

Bahan : *Stainless Steel 316*

Gambar :



Data

Laju alir umpan = 2037130,929 kg/jam

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Asumsi : NiS, CoS(Tidak larut)

• Komposisi Umpan

Komponen	BM	Kmol	Berat (kg/jam)	Fraksi mol	Densitas	Xi,Pi
NiSO ₄	153,73	6,63	1019,24	0,0001	3680	0,3285
CoSO ₄	154,95	1,43	220,94	0,0000	3710	0,0712
H ₂ SO ₄	98,03	8059,25	790048,66	0,1085	1840	199,6301
NiS	98,77	114,49	11308,49	0,0015	5800	8,9397
CoS	90,99	12,83	1167,68	0,0002	6100	1,0538
H ₂ O	18,004	63379,77	1141089,31	0,8532	1000	853,2258
H ₂ S	34,074	2708,12	92276,60	0,0365	1539	56,1074
Total		74282,53	2037130,93	1		1119,3565

- Densitas umpan = 1119,3565 kg/m³

- Viskoaitas umpan = 1,117 cP

- Rate volumetrik umpan = 1782,056 m³//jam

• Komposisi produk atas

Komponen	BM	Kmol	Berat (kg/jam)	Fraksi mol	Densitas	Xi,Pi
NiSO ₄	153,73	6,564	1009,052	0,00022	3680	0,811
CoSO ₄	154,95	1,412	218,732	0,00005	3710	0,176
H ₂ SO ₄	98,03	8051,195	789258,614	0,27031	1840	497,373
NiS	98,77	5,725	565,425	0,00019	5800	1,115
CoS	90,99	0,642	58,384	0,00002	6100	0,131
H ₂ O	18,004	19013,930	342326,794	0,63838	1000	638,375
H ₂ S	34,074	2705,415	92184,322	0,09083	1539	139,790
sub total		29784,882	1225621,323	1		1277,771

- Densitas filtrat = 1277,77 kg/m³

- Viskoaitas filtrat = 1,1936 cP

- Rate volumetrik filtrat = 939,353 m³//jam

• Komposisi produk bawah

Komponen	BM	Kmol	Berat (kg/jam)	Fraksi mol	Densitas	Xi,Pi
NiSO ₄	153,73	0,066	10,192	1,49E-06	3680	0,005
CoSO ₄	154,95	0,014	2,209	3,20E-07	3710	0,001
H ₂ SO ₄	98,03	8,059	790,049	0,0002	1840	0,333
NiS	98,77	108,769	10743,066	0,0024	5800	14,177
CoS	90,99	12,191	1109,293	0,0003	6100	1,671
H ₂ O	18,004	44365,836	798762,520	0,9970	1000	997,04
H ₂ S	34,074	2,708	92,277	6,09E-05	1539	0,09
total		44497,644	811509,606	1		1013,32

- Densitas cake = 1013,32 kg/m³

- Viskoaitas cake = 1,063 cP

- Rate volumetrik cake = 784,0939 m³//jam

a. Menentukan Dimensi Thickener

Waktu tinggal dalam thickener dirancang selama 1 jam, sehingga volume thickener dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$V_{th} = \frac{m_{feed} \times t}{p_{feed}}$$

$$V_{th} = \frac{2037130,93 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1119,540 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1782,056 \text{ m}^3$$

$$= 62924,385 \text{ ft}^3$$

Volume total thickener

Faktor keamanan = 20%

$$V_t = 1,2 \times 1782,056 \text{ m}^3$$

$$V_t = 2138,467 \text{ m}^3$$

$$V_t = 75509,262 \text{ ft}^3$$

Direnakanan thickener di *design* dengan perbandingan H=2D, untuk tutup berbentuk Dished head.

$$V_t = 0,000049D_i^3 \quad (\text{pers. 5.11 brownell. Hal 88})$$

Keterangan :

V_t = volume torispherical head (ft³)

D_i = Diamater volume Tangki

Sehingga,

Volume thickner = Volume silinder + volume tutup

= volume silinder + 2 volume Head

$$75509,262 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L + (2 \times (0.000049 \times Di^3))$$

$$75509,262 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times 2Di + (0.000098 \times 2Di^3)$$

$$75509,262 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times 2Di^3 + 0,000098 \times 2Di^3$$

$$75509,262 \text{ ft}^3 = 2Di^3 \left(\frac{\pi}{4} + 0.000098 \right)$$

$$75509,262 \text{ ft}^3 = 1,570098Di^3$$

$$Di^3 = 48092,069 \text{ ft}^3$$

$$Di = 36,235 \text{ ft}$$

$$= 434,822 \text{ in}$$

$$= 11,052 \text{ m}$$

Tinggi tangki

$$H = 2Di$$

$$= 2 \times 11,052 \text{ m}$$

$$= 22,103 \text{ m}$$

$$= 72,470 \text{ ft}$$

- **Menghitung volume**

- Fase ringan

$$\text{Volume cairan} = \frac{m_1 \times t}{\rho_1}$$

$$= \frac{1200361.15 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1 \text{ jam}}{1277,860 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 939,353 \text{ m}^3$$

$$939,353 \text{ m}^3 = \frac{\pi D^2}{4} \times H_c \times l$$

$$939,353 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times (11,052 \text{ m})^2}{4} \times H_c$$

$$H_{c1} = \frac{939,353 \text{ m}^3}{\left(\frac{3,14 \times (11,052 \text{ m})^2}{4}\right)}$$

$$= 9,80 \text{ m}$$

- Fase berat

$$\text{Volume cairan} = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{794721,4897 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1 \text{ jam}}{1013,55 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 621,916 \text{ m}^3$$

$$621,916 \text{ m}^3 = \frac{\pi D^2}{4} \times H_c^2$$

$$621,916 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times (11,052 \text{ m})^2}{4} \times H_c^2$$

$$H_{c2} = \frac{621,916 \text{ m}^3}{\left(\frac{3,14 \times (11,052 \text{ m})^2}{4}\right)}$$

$$= 6,486 \text{ m}$$

• Menghitung tebal Shell (ts)

$$t_s = \frac{PR}{fE - 0,6P} + C$$

- Menentukan hidrostatis

$$P_H = \rho g H_c$$

$$P_H = 1119,54 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 6,486 \text{ m}$$

$$P_H = 9,962 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= P_o + P_H \\ &= 24,47 \text{ psi} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$P_d = 24,47 \text{ psi}$$

$$P \text{ campuran} = 1119,54 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 271,411 \text{ in}$$

$$f = 18.700 \text{ psi}$$

$$E = 85\%$$

$$C = 0,125/\text{tahun}$$

Sehingga di peroleh tebal shell yaitu, $= 1,585 \text{ in}$

Td

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar (OD)} &= ID + 2Td \\ &= 437,99 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5-7 Brownell didapatkan data sebagai berikut:

$$OD = 180 \text{ in}$$

$$= 4,572 \text{ m}$$

$$t_s = 0,75 \text{ in}$$

$$R = 170 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 11 \text{ in}$$

Sehingga untuk mendapatkan tebal tutup yaitu dengan persamaan sebagai berikut:

$$T_h = \frac{Pr_w}{2fE - 0.2P} + C$$

Mencari nilai W dengan persamaan

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \text{ (brownell and young 1959)}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{170 \text{ in}}{11 \text{ in}}} \right)$$

$$W = 1,733$$

Sehingga nilai Th, yaitu

Th

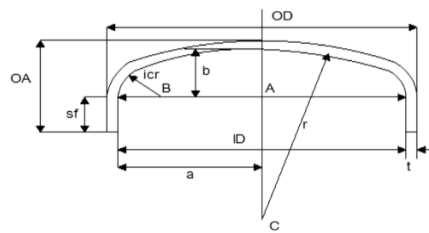
$$Th = \frac{24,47 \text{ psi} \times 170 \text{ in} \times 1,733 \text{ in}}{((2 \times 18700 \times 85\%) - (0,2 \times 24,47))} + 1,25$$

$$Th = 1,477 \text{ in}$$

Tebal head standar

$$= 1,430$$

Range sf tabel 5.4 Brownel 1,5 - 4,5. Sehingga dipilih sf = 4,5.



$$ID = OD - 2ts$$

$$= 176 \text{ in}$$

$$a = ID/2$$

$$= 88,415 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 77,415 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 159 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 138,88 \text{ in} \\
 b &= AC - r \\
 &= 13,12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, Tinggi tutup $= th + b + 2$
 $= 34,596 \text{ in} = 0,8787$

- Merancang pipa

- **Pipa inlet**

Asumsi = Aliran turbulen

$Q_f = 1782,056 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $= 0,495 \text{ m}^3/\text{s}$
 $= 17,484 \text{ ft}^3/\text{s}$

$p = 64,17 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$DI_{opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times p^{0,13}$
 $= 3,9 \times (17,484 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (64,17 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$
 $= 24,5267 \text{ in}$

Dambil pipa Standar (tabel 11, D.Q Kren, hal 844)

Ukuran pipa = 24 in

OD = 24 in

ID = 23,25 in = 0,59 m = 1,937 ft

Sch = 20

$$\text{Flow area (A)} = 425 \text{ in}^2 = 0,276 \text{ m}^2 = 2,972 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V)} &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{17,484 \text{ ft}^3/\text{s}}{2,972 \text{ ft}^2} \\ &= 5,882 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} \\ &= 1054699,074 \text{ (asumsi benar)} \end{aligned}$$

- **Pipa top produk**

$$\text{Asumsi} = \text{Aliran turbulen}$$

$$\begin{aligned} Qf &= 939,353 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,261 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 9,261 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$p = 79,227 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{DI opt} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times p^{0,13} \\ &= 3,9 \times (9,261 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (79,227 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 18,705 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dambil pipa Standar (tabel 11, D.Q Kren, hal 844)}$$

$$\text{Ukuran pipa} = 20 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 20 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 19,25 \text{ in} = 0,489 \text{ m} = 1,604 \text{ ft}$$

$$\text{Sch} = 20$$

$$\text{Flow area (A)} = 291 \text{ in}^2 = 0,189 \text{ m}^2 = 2,035 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V)} &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{9,261 \text{ ft}^3/\text{s}}{2,035 \text{ ft}^2} \\ &= 4,528 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} \\ &= 718226,5807 \text{ (asumsi benar)} \end{aligned}$$

- Pipa *Bottom* Produk

Asumsi = Aliran turbulen

$$Qf = 784,094 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,218 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 7,693 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$p = 62,840 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{DI opt} = 3,9 \times Qf^{0,45} \times p^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (7,693 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,840 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 16,733 \text{ in}$$

Dambil pipa Standar (tabel 11, D.Q Kren, hal 844)

$$\text{Ukuran pipa} = 18 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 16 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 17,25 \text{ in} = 0,438 \text{ m} = 1,437 \text{ ft}$$

$$\text{Sch} = 20$$

$$\text{Flow area (A)} = 234 \text{ in}^2 = 0,152 \text{ m}^2 = 1,637 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{Qf}{A}$$

$$= \frac{7,693 \text{ ft}^3/\text{s}}{1,637 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,701 \text{ ft/s}$$

$$\text{Re} = \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu}$$

$$= 595002 \text{ (asumsi benar)}$$

- **Merancang letak pipa**

- Pipa keluaran produk atas (Z1)

Asumsi bahwa jarak antar pipa dan Thickener = 0,4 m

$$Z1 = 0,4 + Hc1 + Hc2$$

$$= 16,683 \text{ m}$$

$$Z2 = 0,4 + Hc2$$

$$= 6,886 \text{ m}$$

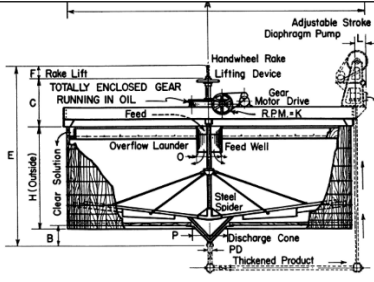
$$Z3 = \frac{(Z1 - Z2)p1}{p2} + Z2$$

$$= \frac{(6,683 \text{ m} - 6,886 \text{ m}) \times 1277,860 \text{ kg/m}^3}{1013,55 \text{ kg/m}^3} + 6,886 \text{ m}$$

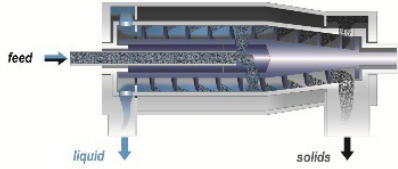
$$= 19,24 \text{ m}$$

SPESIFIKASI	
Nama	Thickener
kode	TH-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat misahkan fasa cair, gas dan padatan berdasarkan prinsip gravitasi
Sifat bahan	Slurry, viskositas tinggi, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa bahan	slurry

DATA DESIGN

Gambar	
Tipe	Thickener
Laju alir umpan	1995082.64 kg/jam
Bahan kontruksi	Stainless Steel AISI (316)
Tekanan	1 atm
Temperatur	30°C
Volume	75509,262 ft ³
Diameter	11,052 m
Tinggi	22,103 m

28. Centrifuge separator (CS-01)

Fungsi	Tempat pemisahan NiS dengan Kandungan pengotor
Tipe	<i>Solid bowl centrifuge</i>
Bahan	<i>Stainless steel austenitic (SA-240 Grade 304)</i>
Gambar	

Data

Temperatur = 30°C

Laju alir umpan = 811509,6059 kg/jam

Densitas campuran = 1013,35 kg/m³

= 62,840 lb/ft²

• **Menentukan kapasitas Centrifuge**

$$V_c = \frac{m}{p}$$

$$V_c = \frac{811509,6059 \text{ kg/jam}}{1013,35 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 784,094 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%

$$V_{\text{total}} = 1,1 \times 784,094 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 862,50 \text{ m}^3/\text{jam}$$

• **Dimensi Centrifuge**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_e^2 \times H_s$$

$$H_s = 1,5 D_e$$

Maka ,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D_e^3$$

$$V_s = 8,99 \text{ m}$$

- **Diameter Bowl (Db)**

Dari tabel 19.8 perry's chemichal handbook Ed VII, hal 19.26 diperoleh:

Diameter Bowl = 55,118 in = 1,399 m

Panjang = 1,8 m

Kaceptan putar = 1800 rpm

Power = 13 kW
 = 17,433 Hp

- *Gaya Centrifuge (RCM)*

RCM = $((1,4 \times 10^{-5}) \times n^2) \times Db$
 RCM = $((1,4 \times 10^{-5}) \times (1800)^2) \times 55,118 \text{ in}$
 RCM = 2500,152 lbf

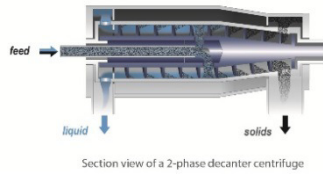
- Tebal dinding

Adapun persamaan menghitung tebal dinding centrifuge sebagai berikut:

$$T_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$


P = 19,27 psi
 Diameter = 55,12 in
 R = 27,559 in
 Allowable Stress, S = 17367 psi
 E = 85%
 Faktor korosi = 0,125
 Td = 1,286 in = 0,032 m

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Centrifuge separator</i>
Kode	CS-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Pemisahan padatan dari sisa cairan di thickener
Sifat bahan	<i>Slurry</i> , viskositas tinggi, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa bahan	<i>Slurry</i>
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	<i>Solid Bowl Centrifuge</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel austenitic (SA-240 grade 304)</i>
Kapasitas	811509,6059 kg/jam
Volume	862 m ³ /jam
panjang	1,8 m
Diameter	1,399 m
Td	0,032 m

29. Belt Conveyor (BC-07)

Dengan menggunakan mekanisme hitung yang sama maka diperoleh spesifikasi Belt conveyor sebagai berikut.


SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-07
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake NiS dari <i>Centrifuge separator</i> ke <i>rotary dryer</i>
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat
DATA DESIGN	
Gambar	

Bahan konstruksi	Rubber
Kapasitas	12.891,669 kg/jam
Lebar	0,35 m
Luas area	0,1 m
Total panjang	5 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	2 Hp

Kemudian dari BC-7 cake diumpun ke BC-8 untuk di transportasikan menuju rotary dryer, Karena Spesifikasi BC-7 sama dengan BC-8 maka tidak perlu dihitung lagi.

30. Blower Udara (BL-02)

Dengan menggunakan mekanisme yang sama dalam perhitungan Blower udara (BL-01), sehingga data spesifikasi BL-02 diperoleh sebagai berikut

SPESIFIKASI	
Alat	Blower
Kode	BL-01
Fungsi	Mnnegalirkkkan udara menuju <i>heater</i> kemudian diumpun masuk ke rotary Dryer
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Stell SA-283 grade C</i>
Kapaistas	12394,92 kg/jam
Power motor	0,02 Hp
Jumlah	1 unit

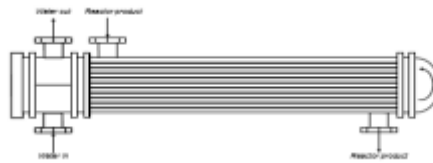
31. Air Heater (AH-02)

Fungsi : Memanaskan udara keluaran BL menjadi 100°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 240 Grade S*

Gambar :



Data kondisi operasi:

Hot side = *Saturated Steam*

Laju alir *hot side*, W_1 = 26,89 kg/jam

= 59,28 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T_1 = 160°C

= 320°F

Temperatur *hot side out*, T_2 = 160 °C

= 320 °F

Cold side = Aliran keluaran *blower*

Laju alir *cold side*, W_2 = 12394,92 kg/jam

= 26.757,01 lb/jam

Temperatur *cold side in*, t_1 = 30 °C

= 86 °F

Temperatur *cold side out*, t_2 = 100 °C = 212 °F

Data kondisi fisik:

Data Fisika Bahan

Sifat	Hot Side saat Tc	Cold Side saat tc	Sattuan
Densitas (ρ_s)	0,203	0,076	lb/ft ³
Viskositas (μ_s)	0,37	0,38	lb/jam.ft
Konduktifitas termal (k)	0,0177	0,014	Btu/ft.°F
Kapasitas panas (C_p)	1,056	0,27	Btu/ft.°F

➤ **Perhitungan desain:**

a. Beban panas (Q)

$$Q = 60.686,78 \text{ kJ/jam} = 57.519,96 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD (Log Mean Temperature Difference), (ΔT)

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih	Ket
302	Suhu tinggi	212	108	Δt_2
302	Suhu rendah	86	234	Δt_1
	Selisih		-216	

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Pers. 5.14, Kern, 1965})$$

$$\text{LMTD} = 162,961^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_m = 162,961^\circ\text{F}$$

c. Temperatur Rata-rata (Tc dan tc)

- $T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$

$$= 320^{\circ}\text{F}$$

$$\bullet \quad t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= 149^{\circ}\text{F}$$

d. Menentukan tipe heat exchanger berdasarkan surface area (A)

$$\bullet \quad \text{Asumsi } U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern, 1965})$$

$$\bullet \quad A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$\bullet \quad A = 7,06 \text{ ft}^2$$

Nilai $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *heat exchanger* dengan jenis *Double Pipe heat exchanger* (Coulson, 2005; Kern, 1965).

e. Klasifikasi Inner Pipe dan Outer Pipe (Annulus)

Data Pipa	Outer Pipe	Inner Pipe
IPS (in)	3	2
SN	40	40
OD (in)	3,5	2,38
ID (in)	3,08	2,067
a'' (ft ² /ft)	0,917	0,622

Klasifikasi tersebut dilakukan berdasarkan Tabel 11, Kern (1965).

f. Spesifikasi Annulus (fluida panas, saturated steam)

a). Flow area, a'_a

$$D_2 = 3,08 \text{ in} = 0,256 \text{ ft}$$

$$D_1 = 2,38 \text{ in} = 0,198 \text{ ft}$$

$$a'_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 0,021 \text{ ft}^2$$

b). *Equivalent Diameter*, D_e

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,050 \text{ ft}$$

c). Kecepatan Massa, G_a

$$G_a = W/a_a$$

$$= 28.474,72 \text{ lb/jam.ft}^2$$

d). Bilangan Reynold (NRe) dan Bilangan Prandtl (NPr_t)

$$T_c = 320 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,37 \text{ lb/jam.ft}$$

$$= \left(\frac{De \times G_a}{\mu} \right)$$

$$= 10.294,48$$

Berdasarkan Fig. 24 (Kern, 1965), pada nilai $NRe_a = 10.294,48$ diperoleh nilai $JH = 40$

$$C_p = 0,463 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,020 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$NPr_t = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 2,125 \text{ ft}$$

f). Film coefficient of fluids, h_o

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern, 1965})$$

1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapat:

$$h_o = 11,249 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

g. Spesifikasi *Inner Pipe* (Fluida dingin)

a). Flow area, a'_p

$$\begin{aligned}D_p &= 0,1722 \text{ ft} \\a_p &= \frac{\pi}{4} D^2 \\&= 0,0233 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

b). Kecepatan Massa, G_a

$$\begin{aligned}G_p &= W/a_a \\&= 1.149,732 \text{ lb/jam.ft}^2\end{aligned}$$

c). Bilangan Reynold (NRe) dan Bilangan Prandtl (NPr_i)

$$\begin{aligned}T_c &= 194 \text{ }^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,38 \text{ lb/jam.ft} \\ C_p &= 0,44 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0,014 \text{ Btu/ft}^\circ\text{F} \\ N_{rep} &= \left(\frac{D_e \times G_p}{\mu} \right) \\ &= 520.953,37\end{aligned}$$

Berdasarkan Fig. 24 (Kern, 1965), pada nilai $N_{Rep} = 520.953,37$ diperoleh nilai $J_H = 880$

$$\begin{aligned}N_{Pr_p} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,267 \text{ ft}\end{aligned}$$

d). *Film coefficient of fluids*, h_i

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern, 1965})$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapat:

$$h_i = 162,207 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}$$

Koreksi nilai h_i pada permukaan OD

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times ID/OD && \text{(Pers. 6.5, Kern, 1965)} \\ &= 140,367 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

e) **Clean Overall Coefficient, U_C**

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} && \text{(Pers. 6.7, Kern, 1965)} \\ &= 10,415 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2\text{°F}} \end{aligned}$$

h. **Dirt Factor, R_d**

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} && \text{(Pers. 6.13, Kern, 1965)} \\ R_d &= 0,002 \text{ jam.ft}^2\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

b. **Required Surface Area, A**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{(U_D \times \Delta t)} \\ A &= 0,035 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. **Required Length, L**

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a''} \\ L &= 0,057 \text{ ft} \end{aligned}$$

Double pipe heat exchanger terdiri dari susunan hairpin, dimana pada 1 hairpin terdapat dua pipa yang disusun secara parallel dan disambungkan oleh return bend. Panjang pipa pada double pipe heat exchanger yang biasa

digunakan adalah dengan ukuran 12 ft, 15 ft, dan 20 ft (Kern, 1965).

Diambil panjang 1 hairpin = 12 ft x 2

Banyak hairpin yang diperlukan = 3,621 ft / (20 ft x 2)

= 0,002 ≈ 1 hairpin

d. Actual Length dan Surface

Actual Length = (2 x 12 ft x 5)

= 240 ft

Actual surface = L x a'

= 0,035 ft²

e. Actual Design Overall Coefficient,

$U_D = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$

$U_D = 9.899,57 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

f. Pressure Drop

a) Pressure drop: Annulus, (Steam)

- Diameter ekivalen, D_e

$D_e = D_2 - D_1$ (Pers.6.4, Kern, 1965)

$D_e = 0,051 \text{ ft}$

- Bilangan Reynold

$NRe_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$

$NRe_a = 3.914$

- Friction factor (*turbulent flow, commercial pipe*), f

$$f = 0,0025 \text{ ft} + \frac{0,264 \text{ lb/jam.ft}^2}{(26.747,883)^{0,42}} \quad (\text{Pers. 3.47b, Kern, 1965})$$

$$f = 0,008$$

- *Pressure drop of the flowing fluid (dalam ft of liquid), ΔF_a*

$$\rho = 0,203 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{(4 f G_a^2 L)}{2 g \rho^2 D_e} \quad (\text{Pers. 6.14, Kern, 1965})$$

$$\Delta F_a = 611.092,14 \text{ ft}$$

- *Pressure drop on velocity head (entrance and exit losses), ΔF_I*

$$V = \frac{2847,47 \text{ b/jam. ft}^2}{3600 \times 0,022}$$

$$V = 3,90 \text{ ft/hairpin}$$

$$\Delta F_I = 1 \times \left(\frac{V^2}{2g}\right)$$

$$\Delta F_I = 1.188,19 \text{ ft}$$

- *Pressure drop total, ΔP_a*

$$\Delta P_a = \frac{(F_a + F_I)\rho}{144} = 0,139 \text{ Psi}$$

g. Pressure drop: Inner pipe, aliran air pendingin

- Bilangan Reynold

$$Re_p = \frac{D_e \times G_p}{\mu}$$

$$NRe_p = 520.953,37$$

- Friction factor (*turbulent flow, commercial pipe*), f

$$f = 0,0036 + \frac{0,264}{(520.953,37)^{0,42}} \quad (\text{Pers. 3.47b, Kern, 1965})$$

$$f = 0,001$$

- *Pressure drop of the flowing fluid (dalam ft of liquid), ΔF_p*

$$\rho = 0,076 \text{ b/ft}^3$$

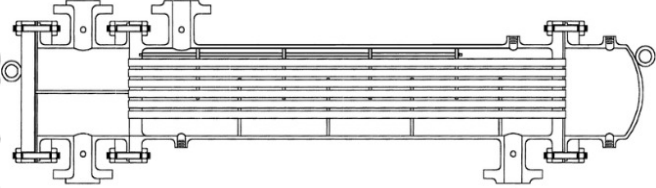
$$\Delta Fp = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 De} \quad (\text{Pers. 6.14, Kern, 1965})$$

$$\Delta Fp = 8.232 \text{ ft}$$

- *Pressure drop total, ΔPp*

$$\Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144} = 4,34 \text{ Psi}$$

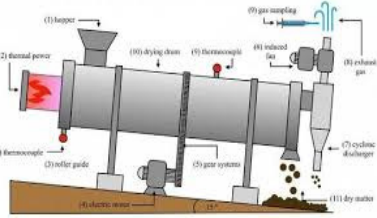
Pressure Drop, ΔP hasil perhitungan untuk *hot side* dan *cold side* sudah memenuhi standar *Pressure Drop* yang diizinkan (< 10 Psi) (Kern, 1965).

SPESIFIKASI	
Alat	Heater
Kode	AH-02
Tipe	<i>Doubel pipe</i>
fungsi	Memanaskan udara sebelum masuk ke rotary dryer (RD-02)
Gambar	
Dimensi	<p>Luas perpindahan panas = 1625,707 ft²</p> <p>OD <i>annulus</i> = 3,08 in</p> <p>ID <i>annulus</i> = 3,5 in</p> <p>L hairpin = 12 ft</p> <p>Rd = 0,002</p> <p>ft³.jam.°F/btu</p>

	Jumlah hairpin	= 1 buah
	Δp_a	= 2,789 psi
	Δp_s	= 4,34 psi
Bahan	<i>Stainless steel</i>	
kontruksi		
Laju umpan	12.136,79 kg/jam	

32. Rotary Dryer (RD-02)


Dengan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama dengan spesifikasi RD-01, maka didapat spesifikasi RD-02 sebagai berikut

SPESIFIKASI	
Nama alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode	: RD-02
Fungsi	: Menguapkan air yang ada dalam produk NiS
Bahan kontruksi	: <i>Carbon steels SA-285 grade A</i>
Laju alir umpan	: 12891,669 kg/jam
Gambar	: 
Diameter	: 3,04 ft
Panjang	: 13,01 ft
Putaran	: 11,5 rpm
Waktu tinggal	: 8,719 menit
Kemiringan	: 0,13 ft/ft
Jumlah flight	: 3 buah

Tinggi flight	: 0,30 ft
Daya rotary	: 7,43 Hp
Jumlah	: 1 unit

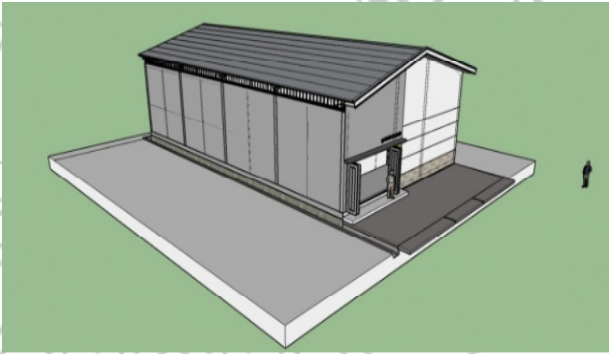
33. Belt Conveyor (BC-09)

Dengan menggunakan mekanisme hitung yang sama maka diperoleh spesifikasi Belt conveyor sebagai berikut.

SPESIFIKASI	
Nama	Belt Conveyor
Kode	BC-09
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai transpostasi cake NiS dari <i>rotary dryer</i> ke
Sifat bahan	Padat, logam <i>Ferromagnetic</i>
Fasa simpan	padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Bahan kontruksi	Rubber
Kapasitas	13165,988 kg/jam
Lebar	0,75 m
Luas area	0,49 m
Total pamnjang	8 m
Kecepatan	100 ft/min
Daya motor	5 Hp

34. Gudang penyimpanan Produk

Dengan menggunakan mekanisme perhitungan yang sama pada perhitungan WH-01 maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut.

SPESIFIKASI	
Nama	Ware house NiS
Kode	WH-03
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan produk samping
Sifat bahan	Padatan, berifat keras, logam ferromagnetik
Fasa bahan yang disimpan	Padatan
Gambar	
Tipe	Ware House
Konstruksi	Dinding beton, lantai aspal, dan atap asbes
Temperatur	30°C
Laju alir umpan	11849,57 kg/jam
Volume gudang (Vg)	568.779,518 m ³
Tinggi (T)	9,8 m
Lebar (L)	19 m
Panjang (P)	29,4 m

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Unit utilitas yang diperlukan pada pra rancangan pabrik nikel sulfida meliputi :

1. Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
2. Air yang berfungsi sebagai air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi, air pemadam kebakaran dan air cadangan.
3. Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik.
4. Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu:

1. Unit penyediaan steam
2. Unit penyediaan air
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

A. Unit Penyediaan Steam

Berdasarkan pada perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan *steam* alat proses dapat dilihat pada Tabel LD.1.

Tabel LD.1 Kebutuhan *Steam*

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam kg/jam
Heater bijih laterit	H-01	842.951,19
Heater H ₂ SO ₄	H-02	123.248,65
Heater NiSO ₄	H-03	74.077,62
Heater H ₂ S	H-04	1.329,36
Air heater 1	AH-01	702.347,32
Air heater 2	AH-02	26,49
Total		1.743.980,63

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan dan kebocoran maka direncanakan steam yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal.

Maka jumlah steam yang harus disediakan oleh boiler, yaitu:

$$\begin{aligned}
 W_s &= 1,2 \times \text{kebutuhan steam} = 1,2 \times 1.743.980,63 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.092.776,76 \text{ kg/jam} = 4.613.777,49 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

1. Boiler

Fungsi : Menghasilkan *saturated steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan *steam* alat proses

Tipe : *All water tube boiler*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 5 unit

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada kondisi suhu 300 °C dan tekanan 10 bar. Dari tabel AIII.2 Stoichiometry halaman 607 diketahui data entalpi steam sebagai berikut:

- Uap jenuh (H_v) = 2751 kJ/kg = 1187,72 btu/lb
- Cair jenuh (H_f) = 1345,1 kJ/kg = 578,29 btu/lb

a. Power Boiler

Power boiler dihitung sesuai persamaan:

$$\text{BHP} = \frac{Ws \times (Hv - Hf)}{Cf \times 34.5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}}$$

Dimana;

BHP = Boiler Horse Power (Hp)

Ws = Massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

Hv = Entalpi *steam* (btu/lb)

Hf = Entalpi air masuk (btu/lb)

Cf = Panas laten penguapan air pada suhu 100°C = 970,3 btu/lb

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{4.613.777,49 \text{ lb/jam} (1182,72 \text{ btu/lb} - 578,29 \text{ btu/lb})}{970,3 \text{ btu/lb} \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}} \\ &= 83.306,07 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diketahui:

Heating surface boiler 1 Hp = 10 ft²

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Heating surface boiler (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 \\ &= 83.306,07 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 833.060,67 \text{ ft}^2 \\ &= 77.391,34 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan air umpan boiler (w_b)

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$W_b = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{C_f}$$

Dimana:

$$W_s = \text{Massa steam} = 4.613.777,49 \text{ lb/jam}$$

$$H_v = \text{Entalpi saturated steam (Btu/lb)} = 1.194,25 \text{ btu/lb}$$

$$H_f = \text{Entalpi umpan masuk (Btu/lb)} = 328,126 \text{ btu/lb}$$

$$C_f = \text{Panas laten penguapan air pada suhu } 100^\circ\text{C} = 970,3 \text{ btu/lb}$$

Maka jumlah air yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{4.613.777,49 \text{ lb/jam} \times (1182,72 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 578)}{970,3 \text{ btu/lb}} \\ &= 2.874.059,30 \text{ lb/jam} \\ &= 1.303.644,56 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kondensat *steam* disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebanyak 20% dari total kondensat *steam*.

$$\begin{aligned} \text{Kondensat steam yang disirkulasi} &= 80\% \times W_b \\ &= 80\% \times 1.303.644,56 \text{ kg/jam} \\ &= 1.042.915,65 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kondensat make up water boiler} &= W_b - \text{Kondensat steam} \\ &= (1.303.644,56 - 1.042.915,65) \text{ kg/jam} \\ &= 260.728,91 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Kebutuhan bahan bakar (w_f)

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33°API diketahui:

$$\text{Heating value (Hv)} = 132.000 \text{ btu/lb}$$

Ditentukan efisiensi boiler 85% sehingga:

$$\begin{aligned} W_f &= \frac{W_b (H_v - h_f)}{\eta \times H_v} \\ &= \frac{2.874.059,30 \text{ lb/jam} (11182,72 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 578,29 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{0.85 \times 132.000 \text{ btu/lb}} \\ &= 1.727.987,67 \text{ lb/jam} \\ &= 784.506,40 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diketahui densitas fuel oil 893,33 kg/m³

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetric (Q)} &= \frac{W_f}{\rho} \\ &= \frac{784.506,40 \text{ kg/jam}}{893,33 \text{ kg/m}^3} \\ &= 878,18 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi : Menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler

Tipe : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm = 101,325 kpa

Waktu tinggal = 24 jam

Laju alir volumetrik = 878,18 m³/jam

$$\text{Densitas} = 893,33 \text{ kg/m}^3$$

- Volume larutan (V_L)

$$\begin{aligned} V_L &= \text{Laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 878,18 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 21.076,37 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Volume tangki (V_t)

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times V_L \\ &= 1,2 \times 21.076,37 \text{ m}^3 \\ &= 25.291,64 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki D: H = 1:1

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3 \\ D^3 &= \frac{4 \times V_t}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 25.291,64 \text{ m}^3}{3.14} = 32.218,65 \text{ m}^3 \\ D &= \sqrt[3]{32.218,65 \text{ m}^3} = 31,82 \text{ m} = 1.252,76 \text{ in} \\ r &= \frac{31,82 \text{ m}}{2} = 15,91 \text{ m} = 626,38 \text{ in} \\ H_s &= D = 31,82 \text{ m} = 1.252,76 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tekanan Larutan

$$\text{Percepatan gravitasi (g)} = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrolisis (Ph)} = \rho \times g \times h$$

$$= 893,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 31,82 \text{ m}$$

$$= 278.772,91 \text{ Pa}$$

$$= 278,77 \text{ kPa}$$

- Tekanan Operasi

$$\text{Tekanan Operasi (Po)} = P + Ph$$

$$= 101,325 \text{ kPa} + 278,77 \text{ kPa}$$

$$= 380,10 \text{ kPa}$$

- Tekanan Desain

$$\text{Tekanan desain (Pd)} = 1,2 \times Po$$

$$= 1,2 \times 380,10 \text{ kPa}$$

$$= 456,12 \text{ kPa} = 66,15 \text{ psia}$$

- Tebal dinding tangki (ts)

$$\text{Allowable working stress (f)} = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1, Brownell})$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell})$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6, Hal. 542, Peter})$$

$$\text{Tebal dinding shell (ts)} = \frac{Pd \cdot r}{f \cdot E - 0.6Pd} + C \quad (\text{Pers 14.34, Brownell})$$

$$= \frac{66,15 \text{ psi} \times 626,38 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0.8) - (0.6 \times 66,15 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 4,24 \text{ in}$$

B. Unit Penyediaan Air

1. Kebutuhan Air

Kebutuhan air untuk pabrik direncanakan memakai air yang bersumber dari sungai yang akan diolah menjadi air bersih sehingga layak digunakan pada pabrik.

Kebutuhan air terdiri atas:

a. Air umpan boiler

Kebutuhan umpan boiler (W_b) = 1.303.644,56 kg/jam

b. Air pendingin

Berdasarkan perhitungan pada neraca panas, diketahui kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel LD.2.

Tabel LD.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Jumlah air pendingin (kg/jam)
1.	Cooler 1	7.132.057,47
2.	Cooler 2	2.032.028,84
	Total	9.164.086,31

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka direncanakan air pendingin yang disediakan 10% lebih besar dari kebutuhan normal. Maka jumlah air pendingin, yaitu:

$$\begin{aligned}W_p &= 1,1 \times \text{Total air pendingin} \\ &= 1,1 \times 9.164.086,31 \text{ kg/jam} \\ &= 1.008.049,94 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Untuk menghemat penggunaan air, air bekas pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi terjadi kehilangan 10% dari total air sebelum disirkulasi

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin yang disirkulasi} &= 0,9 \times W_p \\ &= 0,9 \times 1.008.049,94 \text{ kg/jam} \\ &= 9.072.445,45 \text{ kg jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan makeup air pendingin} &= W_p - \text{Air pendingin disirkulasi} \\ &= (1.008.049,94 - 9.072.445,45) \text{ kg jam}\end{aligned}$$

$$= 1.008.049,49 \text{ kg/jam}$$

c. Air proses

Berdasarkan perhitungan neraca massa, diketahui kebutuhan air proses dapat dilihat pada Tabel LD.3.

Tabel LD.3 Kebutuhan Air Proses

No	Alat	Jumlah air proses (kg/jam)
1.	Mixing tank	1.152.849,57
	Total	1.152.849,57

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{pr} &= 1,1 \times \text{Total air proses} \\ &= 1,1 \times 1.152.849,57 \text{ kg/jam} \\ &= 1.268.134,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Air sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

- Air perumahan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang adalah 120 kg/hari. Pabrik nikel sulfida ini memiliki 32 unit rumah yang disediakan untuk golongan tertentu. Asumsi 1 orang karyawan memiliki 4 orang anggota keluarga, sehingga jumlahnya menjadi 128 orang.

Kebutuhan air perumahan setiap jam (W_{pn}) =

$$\frac{\text{kebutuhan air perorang} \times \text{total seluruh anggota keluarga}}{24 \text{ jam}} = \frac{120 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \times 128 \text{ orang}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 640 \text{ kg/jam}$$

- Air karyawan

$$\text{Kebutuhan air setiap karyawan} = 120 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 166 \text{ orang}$$

Jadi, kebutuhan air total karyawan adalah:

$$\begin{aligned} W_k &= \frac{120 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \times 166 \text{ orang}}{24 \text{ jam}} \\ &= 830 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium sebesar 20% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_l &= 20 \times W_k \\ &= 20 \times 830 \text{ kg/jam} \\ &= 166 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air masjid

Direncanakan kebutuhan air untuk masjid sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_m &= 10 \times W_k \\ &= 10 \times 830 \text{ kg/jam} \\ &= 83 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air pemadam dan cadangan

Direncanakan kebutuhan air untuk prasarana lainnya sebesar 40% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_{pc} &= 40 \times W_k \\
 &= 40 \times 830 \text{ kg/jam} \\
 &= 332 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, total air sanitasi (W_{as})

$$\begin{aligned}
 W_{as} &= W_{pn} + W_k + W_l + W_m + W_{pc} \\
 &= (640 + 830 + 166 + 83 + 332) \text{ kg/jam} \\
 &= 2051 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_{as} &= 1,1 \times \text{Total air sanitasi} \\
 &= 1,1 \times 2.051 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.256 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, total kebutuhan air:

$$\begin{aligned}
 &= W_b + W_p + W_{pr} + W_{as} \\
 &= (1.303.644,56 + 10.080.494,94 + 1.268.134,53 + 2.256) \text{ kg/jam} \\
 &= 12.654.530,13 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Spesifikasi Alat Penyedia Air

a. Bak Penampungan Awal

Fungsi : Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih

Tipe : Bak berbentuk persegi panjang

Bahan : Beton

Jumlah : 2 unit

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} : \frac{12.654.530,13}{2} \text{ kg/jam} = 6.327.265,06 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} : 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} : 24 \text{ jam}$$

- Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{6.327.265,06 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{997 \text{ kg/m}^3} = 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Dimensi bak

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang akan mengisi bak} &= 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 152.311,30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 20%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak penampung} &= 1,2 \times \text{Volume air} \\ &= 1,2 \times 152.311,30 \text{ m}^3 \\ &= 190.389,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 6 : 5 : 1

$$\text{Volume bak} = \text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi}$$

$$190.389,12 \text{ m}^3 = 6T \times 5T \times 1T$$

$$30T^3 = 190.389,12 \text{ m}^3$$

$$T = 18,46 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 6T = 110,76 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 5T = 92,30 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1T = 18,46 \text{ m}$$

b. Tangki Pelarutan Kapur Tohor

Fungsi : Tempat melarutkan kapur tohor ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Tipe : Silinder vertikel dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 7 unit

Data :

Laju alir massa (m) : $\frac{12.654.530,13}{7}$ kg/jam = 1.807.790,02 kg/jam

Densitas kapur tohor : 2.350 kg/m³

Densitas air : 997 kg/m³

Densitas campuran : 3.347 kg/m³

Viskositas campuran : 18,74 kg/m.s

Waktu tinggal : 24 jam

Faktor keamanan : 20%

- Kebutuhan kapur tohor

Diasumsikan kekeruhan air danau adalah 84 NTU. Berdasarkan jar tes PDAM, untuk kekeruhan 84 NTU penggunaan kapur tohor yaitu sebesar 30 mg/ltr = 3×10^{-5} kg/ltr air.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kapur tohor} &= 3 \times 10^{-5} \text{ kg/ltr air} \times 1.807.790,02 \text{ ltr/jam} \\ &= 52,23 \text{ kg/jam} = 1.301,61 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Kapur tohor yang digunakan berupa larutan kapur tohor dengan konsentrasi 60%.

$$\text{Berat larutan kapur tohor} = \frac{1.301,61 \text{ kg/hari}}{0,6} = 2.169,35 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kapur tohor } 60\% = \frac{2.169,35 \text{ kg/hari}}{3327 \text{ kg/m}^3} = 0,65 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Volume alum total} = \frac{0,65 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,8} = 0,81 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Kapasitas tangki

Kebutuhan kapur tohor direncanakan untuk pemakaian selama 14 hari.

$$\text{Volume tangki } (V_t) = 0,81 \text{ m}^3/\text{hari} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 11,34 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 1,2 \times 11,34 \text{ m}^3 = 13,61 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s$$

$$H_s = D_t$$

$$\text{Maka, } V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

$$\text{Volume ellipsoidal } (V_e) = 0,1308 \times D_t^3$$

- Diameter tangki (D_t),

$$V_t = V_s + (2 \times V_e)$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3 \right) + (2 \times (0,1308 \times D_t^3))$$

$$V_t = 1,046 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,046} = \frac{11,34 \text{ m}^3}{1,046}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{11,34 \text{ m}^3}{1,046}} = 2,14 \text{ m} = 7,25 \text{ ft} = 87,07 \text{ inc}$$

- Tinggi tangki (H_{tot})

$$\text{Tinggi head ellipsoidal } (H_e) = \frac{2,21 \text{ m}}{3} = 0,74 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki } (H_t) = 2,21 \text{ m} + (2 \times 0,74 \text{ m}) = 3,69 \text{ m}$$

Direncanakan reaktor dilengkapi dengan kaki penyangga dari beton setinggi 2 meter.

$$\text{Tinggi total (H}_{\text{total}}) = 3,69 + (2 - 0,74) \text{ m} = 4,95 \text{ m}$$

- Tinggi cairan pada tangki (HL)

$$\text{HL} = \left(\frac{11,34 \text{ m}^3}{13,61 \text{ m}^3} \right) \times 3,69 \text{ m} = 3,07 \text{ m}$$

- Tekanan cairan (P_c)

$$\begin{aligned} P_c &= 3.347 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 3,07 \text{ m} = 100.857,25 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 14,12 \text{ psi} \\ &= 0,96 \text{ atm} \end{aligned}$$

- Tekanan desain (P_d)

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} P_d &= (1 + 0,96) \text{ atm} = 1,96 \text{ atm} \\ &= 28,82 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Tebal dinding tangki (T_d)

$$\text{Jari-jari tangki (r)} = \frac{2,21 \text{ inc}}{2} = 1,11 \text{ inc}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.700 \text{ psi} \quad (\text{Peters 1991, tabel 4, hal. 538})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85 \quad (\text{Peters 1991, tabel 4, hal. 538})$$

$$\text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ inc/tahun} \quad (\text{Perry's, tabel 23-2})$$

$$\text{Lama digunakan (C)} = 10 \text{ tahun}$$

$$T_d = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + (\text{Faktor korosi} \times C)$$

$$T_d = \frac{1,96 \text{ atm} \times 1,11 \text{ inc}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 1,96 \text{ atm})} + (0,125 \text{ inc/tahun} \times 10 \text{ tahun})$$

$$= 1 \text{ inc} = 0,03 \text{ m}$$

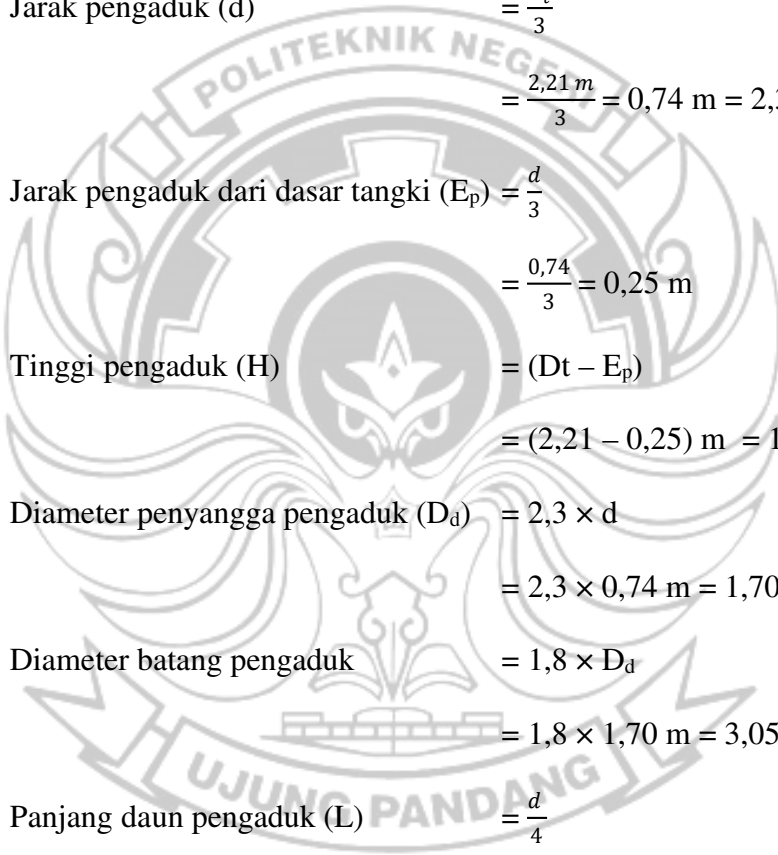
- Tebal dinding alas dan tutup ellipsoidal (T_h)

$$T_h = \frac{P D_t}{2SE - 0,2 P} + C$$

$$= \frac{1,96 \text{ atm} \times 81,06 \text{ inc}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 1,96 \text{ atm})} + \times 10$$

$$= 10,01 \text{ inc} = 0,25 \text{ m} = 0,81 \text{ ft}$$

- Desain pengaduk



Jarak pengaduk (d) $= \frac{D_t}{3}$
 $= \frac{2,21 \text{ m}}{3} = 0,74 \text{ m} = 2,38 \text{ ft}$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (E_p) $= \frac{d}{3}$
 $= \frac{0,74}{3} = 0,25 \text{ m}$

Tinggi pengaduk (H) $= (D_t - E_p)$
 $= (2,21 - 0,25) \text{ m} = 1,97 \text{ m}$

Diameter penyangga pengaduk (D_d) $= 2,3 \times d$
 $= 2,3 \times 0,74 \text{ m} = 1,70 \text{ m}$

Diameter batang pengaduk $= 1,8 \times D_d$
 $= 1,8 \times 1,70 \text{ m} = 3,05 \text{ m}$

Panjang daun pengaduk (L) $= \frac{d}{4}$
 $= \frac{0,74 \text{ m}}{4} = 0,18 \text{ m}$

Lebar daun pengaduk (W) $= \frac{d}{5}$
 $= \frac{0,74 \text{ m}}{5} = 0,16 \text{ m}$

Lebar baffle $= \frac{D_t}{12}$

$$= \frac{2,21 \text{ m}}{12} = 0,18 \text{ m}$$

Jarak baffle dari dasar tank $= \frac{1}{2} \times d$

$$= \frac{1}{2} \times 0,74 \text{ m} = 0,37 \text{ m}$$

Jarak baffle dari permukaan $= \frac{1}{6} \times L_{bf}$

$$= \frac{1}{6} \times 0,18 \text{ m} = 0,03 \text{ m}$$

- Kebutuhan pengaduk

Mencari nilai SPGR

$$\text{SPGR} = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{referensi}}}$$

$$= \frac{3347 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} = 3,35$$

$$\text{WELH} = \text{HL} \times \text{SPGR}$$

$$= 3,07 \text{ m} \times 3,35 = 10,28 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{D_t} \quad (\text{Rase, 1977})$$

$$= \frac{10,28 \text{ m}}{2,21 \text{ m}} = 4,65$$

Sehingga diperlukan 5 buah pengaduk.

- Kecepatan putaran pengaduk (N)

$$\frac{\text{WELH}}{2 \times d} = \left(\frac{\pi \times d \times N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \times \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2d}}$$

$$= \frac{600}{3,14 \times 2,38 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{10,28}{2 \times 2,38}}$$

$$= 117,90 \text{ rpm} = 2 \text{ rps}$$

- Daya pengadukan

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{N \times \rho \times d^2}{\mu} \\ &= \frac{2,07 \text{ rps} \times 53612,25 \text{ lb/ft}^3 \times (2,38 \text{ ft})^2}{314,27 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 2029 \text{ (laminer)} \end{aligned}$$

$$KT = 0,87 \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, tabel 9.3, hal. 254})$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{K_T \times n^3 \times D a^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, Pers 9.24, hal. 253}) \\ &= \frac{0,87 \times (2 \text{ rps})^3 \times (2,38 \text{ ft})^5 \times 53.612,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{32,2 \text{ ft/s}^2} \\ &= 892.995,39 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} = 1.607,39 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi power (tenaga putaran) = 85%

$$\text{Power} = \frac{1607,39 \text{ Hp}}{85\%} = 1.891,05 \text{ Hp}$$

c. Tangki Pelarutan Kaporit

Fungsi : Tempat melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Tipe : Silinder vertikel dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 7 unit

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} : \frac{12.654.530,13}{7} \text{ kg/jam} = 1.807.790,02 \text{ kg/jam}$$

Densitas kapur tohor : 1.410 kg/m^3

Densitas air : 997 kg/m^3

Densitas campuran : 2.407 kg/m^3

Viskositas campuran : 15,90 kg/m.s

Waktu tinggal : 24 jam

Faktor keamanan : 20%

- Kebutuhan kaporit

Diasumsikan kekeruhan air danau adalah 84 NTU. Berdasarkan jar tes PDAM, untuk kekeruhan 84 NTU penggunaan kapur tohor yaitu sebesar 8,4 mg/ltr = $8,4 \times 10^{-6}$ kg/ltr air.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kaporit} &= 8,4 \times 10^{-6} \text{ kg/ltr air} \times 1.807.790,02 \text{ kg/jam} \\ &= 15,19 \text{ kg/jam} = 364,45 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Kaporit yang digunakan berupa larutan kapur tohor dengan konsentrasi 60%.

$$\text{Berat larutan kaporit} = \frac{364,45 \text{ kg/hari}}{0,6} = 607,42 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kaporit 60\%} = \frac{607,42 \text{ kg/hari}}{2407 \text{ kg/m}^3} = 0,25 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Volume alum total} = \frac{0,25 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,8} = 0,32 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Kapasitas tangki

Kebutuhan kapur tohor direncanakan untuk pemakaian selama 14 hari.

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (V}_t\text{)} &= 0,32 \text{ m}^3/\text{hari} \times 14 \text{ hari} \\ &= 4,42 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 1,2 \times 4,42 \text{ m}^3 = 5,30 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s$$

$$H_s = D_t$$

Maka, $V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$

Volume *ellipsoidal* (V_e) = $0,1308 \times D_t^3$

- Diameter tangki (D_t),

$$V_t = V_s + (2 \times V_e)$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3 \right) + (2 \times (0,1308 \times D_t^3))$$

$$V_t = 1,046 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,046} = \frac{4,42 \text{ m}^3}{1,046}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{4,42 \text{ m}^3}{1,046}} = 1,62 \text{ m} = 5,30 \text{ ft} = 63,60 \text{ inc}$$

- Tinggi tangki (H_{tot})

$$\text{Tinggi head ellipsoidal (He)} = \frac{1,62 \text{ m}}{3} = 0,54 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (Ht)} = 1,62 \text{ m} + (2 \times 0,54 \text{ m}) = 2,69 \text{ m}$$

Direncanakan reaktor dilengkapi dengan kaki penyangga dari beton setinggi 2 meter.

$$\text{Tinggi total (H}_{total}) = 2,69 + (2 - 0,54) \text{ m} = 4,15 \text{ m}$$

- Tinggi cairan pada tangki (HL)

$$HL = \left(\frac{4,42 \text{ m}^3}{5,30 \text{ m}^3} \right) \times 2,69 \text{ m} = 2,24 \text{ m}$$

- Tekanan cairan

$$P_c = 2.407 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 2,24 \text{ m} = 52.979,75 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 7,42 \text{ psi}$$

$$= 0,50 \text{ atm}$$

- Tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi = 1 atm

$$P_d = (1 + 0,50) \text{ atm} = 1,50 \text{ atm}$$
$$= 22,11 \text{ psi}$$

- Tebal dinding tangki (T_d)

$$\text{Jari-jari tangki (r)} = \frac{1,62 \text{ inc}}{2} = 0,81 \text{ inc}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.700 \text{ psi} \quad (\text{Peters 1991, tabel 4, hal. 538})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85 \quad (\text{Peters 1991, tabel 4, hal. 538})$$

$$\text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ inc/tahun} \quad (\text{Perry's, tabel 23-2})$$

$$\text{Lama digunakan (C)} = 10 \text{ tahun}$$

$$T_d = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + (\text{Faktor korosi} \times C)$$
$$T_d = \frac{1,50 \text{ atm} \times 0,81 \text{ inc}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 1,50 \text{ atm})} + (0,125 \text{ inc/tahun} \times 10 \text{ tahun})$$
$$= 1 \text{ inc} = 0,03 \text{ m}$$

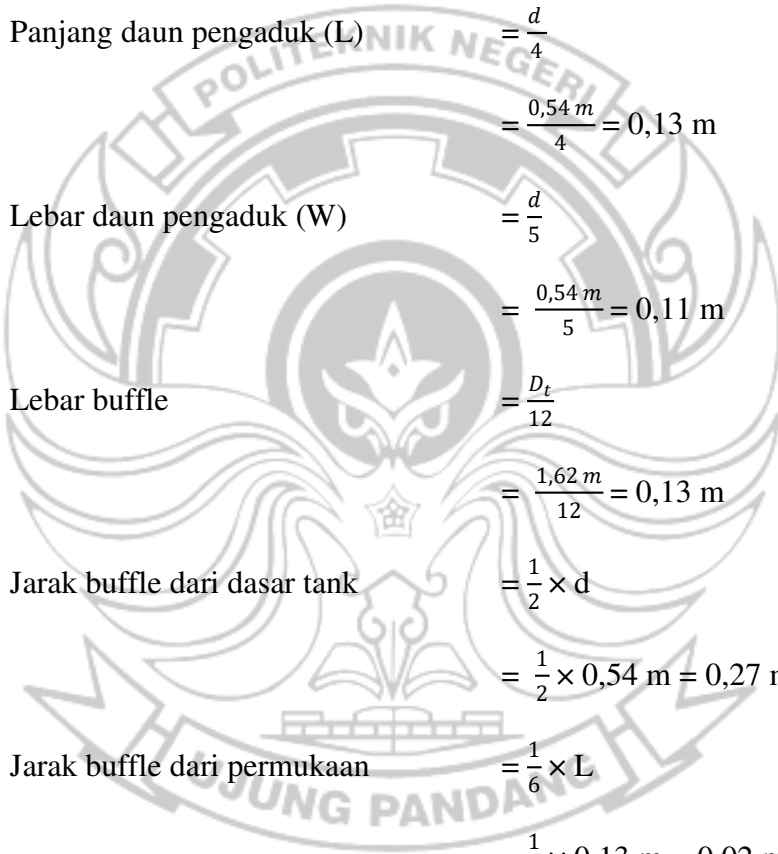
- Tebal dinding alas dan tutup ellipsoidal (T_h)

$$T_h = \frac{PD_t}{2SE - 0,2 P} + C$$
$$= \frac{1,50 \text{ atm} \times 63,60 \text{ inc}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 1,50 \text{ atm})} + 10$$
$$= 10 \text{ inc} = 0,25 \text{ m} = 0,81 \text{ ft}$$

- Desain pengaduk

$$\text{Jarak pengaduk (Da)} = \frac{D_t}{3}$$
$$= \frac{1,62 \text{ m}}{3} = 0,54 \text{ m} = 1,74 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (E)} = \frac{d}{3}$$
$$= \frac{0,54}{3} = 0,18 \text{ m}$$



Tinggi pengaduk (H) = (Dt – E)
= (1,62 – 0,18) m = 1,44 m

Diameter penyangga pengaduk (D_d) = 2,3 × d
= 2,3 × 0,54 m = 1,24 m

Diameter batang pengaduk = 1,8 × D_d
= 1,8 × 1,24 m = 2,23 m

Panjang daun pengaduk (L) = $\frac{d}{4}$
= $\frac{0,54 \text{ m}}{4} = 0,13 \text{ m}$

Lebar daun pengaduk (W) = $\frac{d}{5}$
= $\frac{0,54 \text{ m}}{5} = 0,11 \text{ m}$

Lebar baffle = $\frac{D_t}{12}$
= $\frac{1,62 \text{ m}}{12} = 0,13 \text{ m}$

Jarak baffle dari dasar tank = $\frac{1}{2} \times d$
= $\frac{1}{2} \times 0,54 \text{ m} = 0,27 \text{ m}$

Jarak baffle dari permukaan = $\frac{1}{6} \times L$
= $\frac{1}{6} \times 0,13 \text{ m} = 0,02 \text{ m}$

- Kebutuhan pengaduk

Mencari nilai SPGR

$$\text{SPGR} = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{referensi}}}$$

$$= \frac{207 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} = 2,41$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{HL} \times \text{SPGR} \\ &= 2,24 \text{ m} \times 2,41 = 5,42 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{WELH}}{D_t} && (\text{Rase,1977}) \\ &= \frac{5,42 \text{ m}}{1,62 \text{ m}} = 3,35 \end{aligned}$$

Sehingga diperlukan 3 buah pengaduk.

- Kecepatan putaran pengaduk (N)

$$\begin{aligned} \frac{\text{WELH}}{2 \times d} &= \left(\frac{\pi \times d \times N}{600} \right)^2 \\ N &= \frac{600}{\pi \times d} \times \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2d}} \\ &= \frac{600}{3,14 \times 1,74 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{5,23}{2 \times 1,74}} \\ &= 137,09 \text{ rpm} = 2,33 \text{ rps} \end{aligned}$$

- Daya pengadukan

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{N \times \rho \times d^2}{\mu} \\ &= \frac{2,33 \text{ rps} \times 53612,25 \text{ lb/ft}^3 \times (1,74 \text{ ft})^2}{314,27 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 1485 \text{ (laminer)} \end{aligned}$$

$$\text{KT} = 0,87 \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, tabel 9.3, hal. 254})$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} && (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, Pers 9.24, hal. 253}) \\ &= \frac{0,87 \times 53.612,25 \text{ lb/ft}^3 \times (2,33 \text{ rps})^3 \times (1,74 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ ft/s}^2} \\ &= 291.878,38 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} = 525,38 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi power (tenaga putaran) = 85%

$$\text{Power} = \frac{525,38 \text{ Hp}}{85\%} = 618,10 \text{ Hp}$$

d. Tangki Pelarutan Alum

Fungsi : Tempat melarutkan aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 7 unit

Data :

Laju alir massa (m) : $\frac{12.654.530,13}{7} \text{ kg/jam} = 1.807.790,02 \text{ kg/jam}$

Densitas alum : 2.670 kg/m^3

Densitas air : 997 kg/m^3

Densitas campuran : $3.667 \text{ kg/m}^3 = 58.738,01 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas campuran : $19,62 \text{ kg/m.s} = 314,27 \text{ lb/ft.s}$

Waktu tinggal : 24 jam

Faktor keamanan : 20%

- Kebutuhan kaporit

Diasumsikan kekeruhan air danau adalah 84 NTU. Berdasarkan jar tes PDAM, untuk kekeruhan 84 NTU penggunaan alum yaitu sebesar 8,4 mg/ltr = $8,4 \times 10^{-6} \text{ kg/ltr}$ air.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan kaporit} &= 8,4 \times 10^{-6} \text{ kg/ltr air} \times 1.807.790,02 \text{ kg/jam} \\ &= 15,19 \text{ kg/jam} = 364,45 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

alum yang digunakan berupa larutan dengan konsentrasi 57%.

$$\text{Berat larutan alum} = \frac{364,45 \text{ kg/hari}}{0,57} = 639,39 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume alum } 57\% = \frac{639,39 \text{ kg/hari}}{3667 \text{ kg/m}^3} = 0,17 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Volume alum total} = \frac{0,17 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,8} = 0,22 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Kapasitas tangki

Kebutuhan kapur tohor direncanakan untuk pemakaian selama 14 hari.

$$\text{Volume tangki } (V_t) = 0,22 \text{ m}^3/\text{hari} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 3,05 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 1,2 \times 3,05 \text{ m}^3 = 3,66 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s$$

$$H_s = D_t$$

$$\text{Maka, } V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

$$\text{Volume ellipsoidal } (V_e) = 0,1308 \times D_t^3$$

- Diameter tangki (D_t),

$$V_t = V_s + (2 \times V_e)$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3 \right) + (2 \times (0,1308 \times D_t^3))$$

$$V_t = 1,046 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,046} = \frac{3,05 \text{ m}^3}{1,046}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{3,05 \text{ m}^3}{1,046}} = 1,43 \text{ m} = 4,68 \text{ ft} = 56,23 \text{ inc}$$

- Tinggi tangki (H_{tot})

$$\text{Tinggi head ellipsoidal } (H_e) = \frac{1,43 \text{ m}}{3} = 0,36 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki } (H_t) = 1,43 \text{ m} + (2 \times 0,36 \text{ m}) = 2,14 \text{ m}$$

Direncanakan reaktor dilengkapi dengan kaki penyangga dari beton setinggi 2 meter.

$$\text{Tinggi total (H}_{\text{total}}) = 2,60 + (2 - 0,35) \text{ m} = 3,79 \text{ m}$$

- Tinggi cairan pada tangki (HL)

$$\text{HL} = \left(\frac{3,05 \text{ m}^3}{3,66 \text{ m}^3} \right) \times 2,14 \text{ m} = 1,79 \text{ m}$$

- Tekanan cairan

$$\begin{aligned} P_c &= 3.667 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 1,79 \text{ m} = 64.227,54 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 8,99 \text{ psi} \\ &= 0,61 \text{ atm} \end{aligned}$$

- Tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi = 1 atm

$$\begin{aligned} P_d &= (1 + 0,61) \text{ atm} = 1,61 \text{ atm} \\ &= 23,69 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Tebal dinding tangki (T_d)

$$\text{Jari-jari tangki (r)} = \frac{1,43 \text{ inc}}{2} = 0,71 \text{ inc}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.700 \text{ psi} \quad (\text{Peters 1991, tabel 4, hal. 538})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85 \quad (\text{Peters 1991, tabel 4, hal. 538})$$

$$\text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ inc/tahun} \quad (\text{Perry's, tabel 23-2})$$

$$\text{Lama digunakan (C)} = 10 \text{ tahun}$$

$$T_d = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + (\text{Faktor korosi} \times C)$$

$$T_d = \frac{1,61 \text{ atm} \times 0,71 \text{ inc}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 1,61 \text{ atm})} + (0,125 \text{ inc/tahun} \times 10 \text{ tahun})$$

$$= 10 \text{ inc} = 0,25 \text{ m}$$

- Tebal dinding alas dan tutup ellipsoidal (T_h)

$$\begin{aligned}
 T_h &= \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C \\
 &= \frac{1,61 \text{ atm} \times 56,23 \text{ inc}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 1,61 \text{ atm})} + \times 10 \\
 &= 10 \text{ inc} = 0,25 \text{ m} = 0,81 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

- Desain pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak pengaduk (Da)} &= \frac{D_t}{3} \\
 &= \frac{1,43 \text{ m}}{3} = 0,48 \text{ m} = 1,54 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (E)} &= \frac{d}{3} \\
 &= \frac{0,48 \text{ m}}{3} = 0,16 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi pengaduk (H)} &= (D_t - E) \\
 &= (1,43 - 0,16) \text{ m} = 1,27 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter penyangga pengaduk (D_d)} &= 2,3 \times d \\
 &= 2,3 \times 0,48 \text{ m} = 1,10 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter batang pengaduk} &= 1,8 \times D_d \\
 &= 1,8 \times 1,10 \text{ m} = 1,97 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang daun pengaduk (L)} &= \frac{D_d}{4} \\
 &= \frac{0,48 \text{ m}}{4} = 0,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar daun pengaduk (W)} &= \frac{D_d}{5} \\
 &= \frac{0,48 \text{ m}}{5} = 0,10 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Lebar baffle} = \frac{D_t}{12}$$

$$= \frac{1,43 \text{ m}}{12} = 0,12 \text{ m}$$

Jarak baffle dari dasar tank $= \frac{1}{2} \times Da$

$$= \frac{1}{2} \times 0,48 \text{ m} = 0,24 \text{ m}$$

Jarak baffle dari permukaan $= \frac{1}{6} \times L$

$$= \frac{1}{6} \times 0,12 \text{ m} = 0,02 \text{ m}$$

- Kebutuhan pengaduk

Mencari nilai SPGR

$$\begin{aligned} \text{SPGR} &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ referensi}} \\ &= \frac{3667 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} = 3,67 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{HL} \times \text{SPGR} \\ &= 1,79 \text{ m} \times 3,67 = 6,55 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{WELH}}{D_t} \\ &= \frac{6,55 \text{ m}}{1,43 \text{ m}} = 4,58 \end{aligned} \quad (\text{Rase,1977})$$

Sehingga diperlukan 4 buah pengaduk.

- Kecepatan putaran pengaduk (N)

$$\frac{\text{WELH}}{2 \times Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \times Da} \times \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2Da}} \\ &= \frac{600}{3,14 \times 1,54 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{6,55}{2 \times 1,54}} \\ &= 187,29 \text{ rpm} = 3,08 \text{ rps} \end{aligned}$$

- Daya pengadukan

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{N \times \rho \times Da^2}{\mu} \\ &= \frac{3,19 \text{ rps} \times 53612,25 \text{ lb/ft}^3 \times (1,54 \text{ ft})^2}{314,27 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 1362 \text{ (laminer)} \end{aligned}$$

$$\text{KT} = 0,87 \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, tabel 9.3, hal. 254})$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, Pers 9.24, hal. 253}) \\ &= \frac{0,87 \times 53.612,25 \text{ lb/ft}^3 \times (3,08 \text{ rps})^3 \times (1,54 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ ft/s}^2} \\ &= 399.561,11 \text{ lb/ft.s} = 719,21 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi power (tenaga putaran) = 85%

$$\text{Power} = \frac{719,21 \text{ Hp}}{85\%} = 846,13 \text{ Hp}$$

e. Unit Pengolahan Raw Water

Fungsi : Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air

Tipe : Bak berbentuk persegi panjang

Bahan : Beton

Jumlah : 2 unit

Data :

Laju alir massa (m) : $\frac{12.654.530,13}{2}$ kg/jam = 6.327.265,06 kg/jam

Densitas air : 997 kg/m³

Waktu tinggal : 2 jam

Faktor keamanan : 20%

- Kapasitas bak

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{56.327.265,06 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Volume air yang akan mengisi bak} = \frac{6.346,30 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{0,8} = 15.865,76 \text{ m}^3$$

- Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang × lebar × tinggi

$$15.865,76 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times 1T$$

$$6T^3 = 15.865,76 \text{ m}^3$$

$$T = 13,79 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 41,38 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 27,58 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1T = 13,79 \text{ m}$$

Bak Pencampur (bak koagulasi)

- Volume bak pencampur

Direncanakan panjang bak pencampur 20% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

$$\text{Panjang bak pencampur} = 20\% \times 41,38 \text{ m} = 8,28 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

$$\text{Panjang} = 8,28 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 27,58 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 13,79 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\ &= 3.148,25 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20%, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume bak (V}_t\text{)} &= 1,2 \times 3.148,25 \text{ m}^3 \\ &= 3.777,89 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan pada bak (HL)} &= \left(\frac{3148,25 \text{ m}^3}{3777,89 \text{ m}^3} \right) \times 13,79 \text{ m} \\ &= 11,49 \text{ m} = 37,70 \text{ ft}\end{aligned}$$

- Desain pengaduk

Jenis pengaduk : Flat six-blade turbin

Jumlah baffle : 4 buah

$$\begin{aligned}\text{Jarak pengaduk (D}_a\text{)} &= \frac{D_t}{3} \\ &= \frac{27,58 \text{ m}}{3} = 9,19 \text{ m} = 30,16 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jarak pengaduk dari dasar bak (E)} &= \frac{D_a}{3} \\ &= \frac{9,19 \text{ m}}{3} = 3,06 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi pengaduk (H)} &= (D_t - E) \\ &= (27,58 - 3,06) \text{ m} = 23,69 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter penyangga pengaduk (D}_d\text{)} &= 2,3 \times d \\ &= 2,3 \times 9,19 \text{ m} = 21,15 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter batang pengaduk} &= 1,8 \times D_d \\ &= 1,8 \times 21,15 \text{ m} = 38,07 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang daun pengaduk (L)} &= \frac{Da}{4} \\ &= \frac{9,19 \text{ m}}{4} = 2,30 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar daun pengaduk (W)} &= \frac{Da}{5} \\ &= \frac{9,19 \text{ m}}{5} = 5,52 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle} &= \frac{D_t}{12} \\ &= \frac{27,58 \text{ m}}{12} = 2,30 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak baffle dari dasar tank} &= \frac{1}{2} \times d \\ &= \frac{1}{2} \times 9,19 \text{ m} = 4,60 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak baffle dari permukaan} &= \frac{1}{6} \times L \\ &= \frac{1}{6} \times 2,22 \text{ m} = 0,38 \text{ m} \end{aligned}$$

- Kebutuhan pengaduk

$$\text{Specific gravity (sg)} = 1$$

$$\text{WELH} = \text{HL} \times \text{sg}$$

$$= 11,49 \text{ m} \times 1$$

$$= 11,49 \text{ m} = 37,70 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{D_t} \quad (\text{Rase,1977})$$

$$= \frac{11,49 \text{ m}}{27,58 \text{ m}} = 0,42$$

Sehingga diperlukan 1 buah pengaduk.

- Kecepatan putaran pengaduk (N)

$$\frac{\text{WELH}}{2 \times Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \times Da} \times \sqrt{\frac{WELH}{2Da}} \\
 &= \frac{600}{3,14 \times 30,16 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{37,70 \text{ ft}}{2 \times 30,16 \text{ ft}}} \\
 &= 5,01 \text{ rpm} = 0,09 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

- Daya pengadukan

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{N \times \rho \times Da^2}{\mu} \\
 &= \frac{0,09 \text{ rps} \times 62,42 \text{ lb/ft}^3 \times (30,16 \text{ ft})^2}{0,0005 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\
 &= 8.802.038 \text{ (turbulen)} \\
 Kt &= 0,87 \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, tabel 9.3, hal. 254}) \\
 P &= \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, Pers 9.24, hal. 253}) \\
 &= \frac{0,87 \times 62,24 \text{ lb/ft}^3 \times (0,09 \text{ rps})^3 \times (30,16 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ ft/s}^2} \\
 &= 304.233,05 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} = 547,62 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi power (tenaga putaran) = 85%

$$\text{Power} = \frac{547,62 \text{ Hp}}{85\%} = 644,26 \text{ Hp}$$

Bak Pembentukan Flok (Bak Flokulasi)

- Volume bak pencampur

Direncanakan panjang bak pembentukan flok 20% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

$$\text{Panjang bak pencampur} = 20\% \times 41,38 \text{ m} = 8,28 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

Panjang = 8,28 m

Lebar = 27,58 m

Tinggi = 13,79 m

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\ &= 3.148,25 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20%, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume bak (V}_t\text{)} &= 1,2 \times 3.148,25 \text{ m}^3 \\ &= 3.777,89 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan pada bak (HL)} &= \left(\frac{3148,25 \text{ m}^3}{3777,89 \text{ m}^3} \right) \times 13,79 \text{ m} \\ &= 11,49 \text{ m} = 37,70 \text{ ft}\end{aligned}$$

- Desain pengaduk

Jenis pengaduk : Flat six-blade turbin

Jumlah baffle : 4 buah

$$\begin{aligned}\text{Jarak pengaduk (D}_a\text{)} &= \frac{D_t}{3} \\ &= \frac{27,58 \text{ m}}{3} = 9,19 \text{ m} = 30,16 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jarak pengaduk dari dasar bak (E)} &= \frac{D_a}{3} \\ &= \frac{9,19 \text{ m}}{3} = 3,06 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi pengaduk (H)} &= (D_t - E) \\ &= (27,58 - 3,06) \text{ m} = 24,52 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter penyangga pengaduk (D}_d\text{)} &= 2,3 \times d \\ &= 2,3 \times 9,19 \text{ m} = 21,15 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Diameter batang pengaduk} = 1,8 \times D_d$$

$$= 1,8 \times 21,15 \text{ m} = 38,07 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang daun pengaduk (L)} &= \frac{Da}{4} \\ &= \frac{9,19 \text{ m}}{4} = 2,30 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar daun pengaduk (W)} &= \frac{Da}{5} \\ &= \frac{9,19 \text{ m}}{5} = 1,84 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle} &= \frac{D_t}{12} \\ &= \frac{27,58 \text{ m}}{12} = 2,30 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak baffle dari dasar tank} &= \frac{1}{2} \times d \\ &= \frac{1}{2} \times 9,19 \text{ m} = 4,60 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak baffle dari permukaan} = \frac{1}{6} \times 2,30 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

- Kebutuhan pengaduk

$$\text{Specific gravity (sg)} = 1$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{HL} \times \text{sg} \\ &= 11,46 \text{ m} \times 1 \\ &= 11,46 \text{ m} = 37,59 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{WELH}}{D_t} && \text{(Rase,1977)} \\ &= \frac{11,49 \text{ m}}{27,58 \text{ m}} = 0,42 \end{aligned}$$

Sehingga diperlukan 1 buah pengaduk.

- Kecepatan putaran pengaduk (N)

$$\frac{\text{WELH}}{2 \times Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

$$\begin{aligned}
N &= \frac{600}{\pi \times Da} \times \sqrt{\frac{WELH}{2Da}} \\
&= \frac{600}{3,14 \times 30,16 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{37,59 \text{ ft}}{2 \times 30,16 \text{ ft}}} \\
&= 5,01 \text{ rpm} = 0,09 \text{ rps}
\end{aligned}$$

- Daya pengadukan

$$\begin{aligned}
NRe &= \frac{N \times \rho \times Da^2}{\mu} \\
&= \frac{0,09 \text{ rps} \times 62,42 \text{ lb/ft}^3 \times (30,16 \text{ ft})^2}{0,0005 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\
&= 8.788,825 \text{ (turbulen)} \\
Kt &= 0,87 \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, tabel 9.3, hal. 254}) \\
P &= \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{Mc.Cabe \& smith 5th, Pers 9.24, hal. 253}) \\
&= \frac{0,87 \times 62,24 \text{ lb/ft}^3 \times (0,09 \text{ rps})^3 \times (30,16 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ ft/s}^2} \\
&= 25.789,80 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} = 46,42 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

Efisiensi power (tenaga putaran) = 85%

$$\text{Power} = \frac{46,42 \text{ Hp}}{85\%} = 54,61 \text{ Hp}$$

Bak Sedimentasi

Direncanakan panjang bak sedimentasi 30% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

$$\text{Panjang bak pencampur} = 30\% \times 41,38 \text{ m} = 12,41 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak pencampur adalah :

$$\text{Panjang bak} = 12,41 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 27,58 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 13,79 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\ &= 4.722,37 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20%, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume bak (V}_b\text{)} &= 1,2 \times 4.722,37 \text{ m}^3 \\ &= 5.666,84 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan pada bak (HL)} &= \left(\frac{4722,37 \text{ m}^3}{5666,84 \text{ m}^3} \right) \times 13,79 \text{ m} \\ &= 11,47 \text{ m} = 37,70 \text{ ft}\end{aligned}$$

Bak Penampung (Float Chamber)

Direncanakan panjang bak sedimentasi 30% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

$$\text{Panjang bak pencampur} = 30\% \times 41,38 \text{ m} = 12,41 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak pencampur adalah :

$$\text{Panjang bak} = 12,41 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 27,58 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 13,79 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\ &= 4.722,37 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20%, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume bak (V}_b\text{)} &= 1,2 \times 4.722,37 \text{ m}^3 \\ &= 5.666,84 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Tinggi cairan pada bak (HL)} = \left(\frac{4722,37 \text{ m}^3}{5666,84 \text{ m}^3} \right) \times 13,79 \text{ m}$$

$$= 11,49 \text{ m} = 37,70 \text{ ft}$$

f. Sand Filter

Fungsi : Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung (*float chamber*)

Tipe : *Gravity sand filter*

Bentuk : Persegi panjang

Bahan : Beton

Jumlah : 2 unit

Data :

Laju alir massa (m) : $\frac{12.654.530,13}{2} \text{ kg/jam} = 6.327.265,06 \text{ kg/jam}$

Densitas air : 997 kg/m^3

Viskositas air : $0,0008 \text{ kg/m.s} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$

Waktu tinggal : 20 menit = 0,3 jam

Faktor keamanan : 10%

- Kapasitas bak

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{6.327.265,06 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume air} = 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,3 \text{ jam}$$

$$= 1.903,89 \text{ m}^3$$

Direncanakan bak dengan over design 10%, maka :

$$\text{Volume bak} = \frac{1903,89 \text{ m}^3}{0,9} = 2.115,43 \text{ m}^3$$

- Kondisi filter

Porositas unggun, $\varepsilon = 0,4$

Air yang terisi dalam unggun 80% dari air masuk.

$$\begin{aligned} \text{Air yang mengisi unggun} &= 80\% \times 2.115,43 \text{ m}^3 \\ &= 1.692,35 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume partikel} = \frac{1.692,35 \text{ m}^3}{0,4} = 4.230,87 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, volume unggun} &= V \text{ air yang mengisi unggun} + V \text{ partikel} \\ &= (1.692,35 + 4.230,87) \text{ m}^3 \\ &= 5.923,22 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang tidak mengisi unggun} &= 20\% \times \text{volumet alat} \\ &= 20\% \times 2.115,43 \text{ m}^3 \\ &= 423,09 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= V \text{ unggun} + V \text{ air yang tidak mengisi unggun} \\ &= 5.923,22 \text{ m}^3 + 423,09 \text{ m}^3 = 6.346,30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Dimensi bak *sand filter*

Perbandingan dimensi bak *sand filter* yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang \times lebar \times tinggi

$$6.346,30 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times 1T$$

$$6T^3 = 6.346,30 \text{ m}^3$$

$$T = 10,17 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 30,50 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 20,33 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1T = 10,17 \text{ m}$$

g. Bak Penampungan Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di *sand filter*

Bentuk : Persegi panjang

Bahan : Beton

Jumlah : 2 unit

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} : \frac{12.654.530 \text{ kg/jam}}{2} = 6.327.265,06 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} : 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas air} : 0,0008 \text{ kg/m.s} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Waktu tinggal} : 24 \text{ jam}$$

$$\text{Faktor keamanan} : 10\%$$

- Kapasitas bak

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{6.327.265,06 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 6.346,30 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 152.311,30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 10%, maka :

$$\text{Volume bak} = \frac{152.311,30 \text{ m}^3}{0,9} = 169.234,77 \text{ m}^3$$

- Dimensi bak penampung

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 6 : 5 : 1

Volume bak = panjang × lebar × tinggi

$$169.234,77 \text{ m}^3 = 6T \times 5T \times 1T$$

$$30T^3 = 169.234,77 \text{ m}^3$$

$$T = 17,15 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 6T = 106,50 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 5T = 88,75 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1T = 17,15 \text{ m}$$

h. *Softener Tank*

Fungsi : Tempat pertukaran kation dan anion dalam air dengan H^+ dan OH^-

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas *dished*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 3 unit

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} : \frac{1.303.644,56 \text{ kg/jam}}{3} = 434.548,19 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} : 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} : 20\%$$

Kation Exchanger

- Kapasitas bak

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{434.548,19 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 653,78 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki dengan over design 20%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (V}_b) &= \frac{653,78 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,8} = 817,23 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3595,81 \text{ gpm} \end{aligned}$$

- Luas penampang *bed resin*

$$\text{Kecepatan penyerapan} = 4 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned} A_r &= \frac{V_b}{\text{kecepatan penyerapan}} = \frac{3595,81 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 898,95 \text{ ft}^2 \\ &= 83,51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan (Powell, 1954) hal-155 diketahui kedalaman *bed resin* bervariasi mulai dari 30 in sampai 72 in, maka ditetapkan:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bed} &= 72 \text{ in} \\ &= 6 \text{ ft} \\ &= 1,83 \text{ m} \\ V_{\text{bed}} &= A_r \times T \\ &= 898,95 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft} \\ &= 5.393,50 \text{ ft}^3 \\ &= 152,73 \text{ m}^3 \\ D &= \left(\frac{4 A_r}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 898,95 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 33,84 \text{ ft} \\ &= 10,31 \text{ m} \end{aligned}$$

Ditetapkan $H = 1,5D$

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 \times 10,31 \text{ m} \\
 &= 15,47 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Asumsi: Kesadahan air = 60 ppm

$$= 3,5 \text{ grain/galon}$$

Kandungan *grain hardness* dalam air:

$$\begin{aligned}
 \text{Grain hardness} &= \text{Volume bak} \times \text{kesadahan air} \\
 &= 3.595,81 \text{ gpm} \times 3,5 \frac{\text{grain}}{\text{galon}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{jam}} \\
 &= 755.245,79 \text{ grain/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 6 (Powell, 1954), diketahui untuk *caustic soda* memiliki kapasitas penyerapan 2,8 kgrain/ft³, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin (Vr)} &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\
 &= 5.393,50 \text{ ft}^3 \times 2.800 \text{ grain/ft}^3 \\
 &= 15.101.797,77 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu operasi} &= \frac{Vr}{\text{grain hardness}} \\
 &= \frac{15.101.797,77 \text{ grain}}{755.245,79 \text{ grain/jam}} \\
 &= 20 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Anion Exchanger

- Kapasitas bak

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{434.548,19 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 653,78 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 20%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak (V}_b) &= \frac{653,78 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,8} = 817,23 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3.595,81 \text{ gpm} \end{aligned}$$

- Luas penampang *bed resin*

$$\text{Kecepatan penyerapan} = 4 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned} A_r &= \frac{V_b}{\text{kecepatan penyerapan}} = \frac{3595,81 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 898,95 \text{ ft}^2 \\ &= 83,51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan (Powell, 1954) hal-155 diketahui kedalaman *bed resin* bervariasi mulai dari 30 in sampai 72 in, maka ditetapkan:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bed} &= 72 \text{ in} \\ &= 6 \text{ ft} \\ &= 1,83 \text{ m} \\ V_{\text{bed}} &= A_r \times T \\ &= 898,95 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft} \\ &= 5.393,50 \text{ ft}^3 \\ &= 152,73 \text{ m}^3 \\ D &= \left(\frac{4 A_r}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 898,95 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 33,84 \text{ ft} \\ &= 10,31 \text{ m} \end{aligned}$$

Ditetapkan $H = 1,5D$

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 \times 10,31 \text{ m} \\
 &= 15,47 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Asumsi: Kesadahan air = 60 ppm
= 3,5 grain/galon

Kandungan *grain hardness* dalam air:

$$\begin{aligned}
 \text{Grain hardness} &= \text{Volume bak} \times \text{kesadahan air} \\
 &= 3.595,81 \text{ gpm} \times 3,5 \frac{\text{grain}}{\text{galon}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{jam}} \\
 &= 755.25,97 \text{ grain/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 6 (Powell, 1954), diketahui untuk *caustic soda* memiliki kapasitas penyerapan 11 kgrain/ft³, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin (Vr)} &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\
 &= 5.393,50 \text{ ft}^3 \times 11.000 \text{ grain/ft}^3 \\
 &= 59.328.491,23 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu operasi} &= \frac{Vr}{\text{grain hardness}} \\
 &= \frac{59.328.491,23 \text{ grain}}{755.25,97 \text{ grain/jam}} \\
 &= 78,56 \text{ jam} \approx 79 \text{ jam} \\
 &= 3,27 \text{ hari} \approx 3 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

i. Tangki Air Demin

Fungsi : Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 3 unit

Data :

Laju alir massa (m) : $\frac{1.303.644,56 \text{ kg/jam}}{3} \text{ kg/jam} = 434.548,19 \text{ kg/jam}$

Densitas air : $997 \text{ kg/m}^3 = 62,24 \text{ lb/ft}$

Viskositas air : $0,0008 \text{ kg/m.s} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$

Waktu tinggal : 8 jam

Faktor keamanan : 20%

- Kapasitas tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{434.548,19 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 8 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 10.460,54 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 20%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (V}_t) &= \frac{10.460,54 \text{ m}^3}{0,8} \\ &= 13.075,67 \text{ m}^3 = 3.454.592,70 \text{ galon} \end{aligned}$$

- Dimensi tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup (V}_{tp}) &= \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_s \\ &= \frac{\pi}{24} \times D_t^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder (V}_s) &= \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \\ &= \frac{\pi}{4} \times D_t^3 \end{aligned}$$

Volume tangki = volume silinder + volume tutup

$$c = \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3 \right) + \left(\frac{\pi}{24} \times D_t^3 \right)$$

$$13.075,67 \text{ m}^3 = 0,91 D_t^3$$

$$D_t = 24,23 \text{ m}$$

$$= 79,49 \text{ ft} = 954,09 \text{ inc}$$

$$H_s = D_t = 24,23 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi ellipsoidal } (H_e) = \frac{1}{4} D_t$$

$$= \frac{1}{4} \times 24,23 \text{ m} = 6,06 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = \text{tinggi silinder } (H_s) + \text{tinggi ellipsoidal } (H_e)$$

$$= 24,23 \text{ m} + 6,06 \text{ m}$$

$$= 30,29 \text{ m}$$

- Tinggi cairan pada tangki (H_L)

$$H_L = \frac{\text{Volume cairan}}{\text{volume tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{10.460,54 \text{ m}^3}{13.075,67 \text{ m}^3} \times 24,23 \text{ m} = 19,39 \text{ m}$$

- Tekanan cairan

$$P_L = \rho \times g \times H_L$$

$$= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 19,39 \text{ m} = 189.616,40 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 26,55 \text{ psi} = 1,81 \text{ atm}$$

- Tekanan desain (P_d)

$$\text{Tekanan operasi } (P_{op}) = 1 \text{ atm}$$

$$P_d = P_{op} + P_L$$

$$= (1 + 1,81) \text{ atm}$$

$$= 2,81 \text{ atm} = 41,24 \text{ psi}$$

- Tebal dinding tangki

$$\text{Jari-jari tangki } (r) = \frac{24,23 \text{ inc}}{2} = 12,12 \text{ inc}$$

Allowable stress (S) = 13.700 psi (Peters 1991, tabel 4, hal. 538)

Efisiensi pengelasan (E) = 0,85 (Peters 1991, tabel 4, hal. 538)

Faktor korosi yang diizinkan = 0,002 inc/tahun (Perry's, tabel 23-2)

Lama digunakan (C) = 10 tahun

$$T_d = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + (\text{Faktor korosi} \times C)$$

$$T_d = \frac{2,81 \text{ atm} \times 12,12 \text{ inc}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 2,81 \text{ atm})} + (0,002 \text{ inc/tahun} \times 10 \text{ tahun})$$

$$= 0,02 \text{ inc}$$

$$= 0,001 \text{ m}$$

- Tebal dinding alas dan tutup ellipsoidal (T_h)

$$T_h = \frac{P \times D_t}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$= \frac{2,81 \text{ atm} \times 954,09 \text{ inc}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 2,81 \text{ atm})} + 10$$

$$= 10,11 \text{ inc}$$

$$= 0,25 \text{ m} = 0,82 \text{ ft}$$

j. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendingin

Jenis : *Induced draft cooling tower*

Jumlah : 3 unit

Waktu tinggal : 1 jam

Data operasi :

Laju alir massa (m) : $\frac{1.303.644,56 \text{ kg/jam}}{2} \text{ kg/jam} = 434.548,19 \text{ kg/jam}$

Densitas air : $997 \text{ kg/m}^3 = 62,24 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas air : 0,0008 kg/m.s = 0,0005 lb/ft.s

$T_{in} (T_1)$: 70 °C = 158 °F

$T_{out} (T_2)$: 25 °C = 77 °F

- Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{434.548,19 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 435.86 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1.919,02 \text{ galon/menit} \end{aligned}$$

Cooling tower yang digunakan adalah tipe induced draft cooling tower dengan aliran counter current.

$$\text{Cooling range} = T_1 - T_2 = 81 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Luas tower (A)

Dihitung berdasarkan kandungan air (Perry, 8th edition, Fig. 12-14, p.12-19).

$$\text{Kandungan air, } C_a = 2,5 \text{ gal/menit.ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas menara} &= \frac{Q}{C_a} \\ &= \frac{1.919,02 \text{ galon/menit}}{2,5 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \cdot \text{ft}^2} = 767.61 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned} \text{Luas menara (A)} &= \frac{767.61 \text{ ft}^2}{0,9} \\ &= 852,90 \text{ ft}^2 = 79,24 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Dimensi menara

Ditentukan P : L = 2

Berdasarkan Perry's 7ed hal 12-16, untuk *cooling range* 25 – 35 F dan temperatur *approach* 15 – 20 F diperoleh tinggi menara 4,6 – 6,1 m, maka dipilih panjang menara = 6 m dan lebar = 3 m.

$$\begin{aligned} \text{Volume menara (V)} &= Q \times t \\ &= 435.86 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 435,86 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara} &= \frac{V}{A} \\ &= \frac{435,86 \text{ m}^3}{79,24 \text{ m}^2} \\ &= 5,50 \text{ m} = 59,21 \end{aligned}$$

- Daya yang dibutuhkan *fan*

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan *power performance* menara 97%, maka dari Perry's 7th ed, fig. 12-15., hal. 12-17, daya yang dibutuhkan (W) = 0,039 Hp/ft².

$$\begin{aligned} \text{Tenaga yang dibutuhkan} &= A \times W \\ &= 852,90 \text{ ft}^2 \times 0,039 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 33 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi fan} = 90\%$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\text{Fan power} = \frac{33 \text{ Hp}}{0,9} = 36,96 \text{ Hp}$$

$$\text{Daya motor (N)} = \frac{36,96 \text{ Hp}}{0,85} = 43,48 \text{ Hp}$$

k. Deaerator

Fungsi : Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler

Tipe : Silinder horizontal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 2 unit

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} : \frac{1.042.915,65 \text{ kg/jam}}{2} = 521.457,82 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} : 997 \text{ kg/m}^3 = 62,24 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Waktu tinggal} : 1 \text{ jam}$$

- **Kapasitas tangki**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{521.457,82 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 523,03 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 523,03 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 523,03 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 20%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{523,03 \text{ m}^3}{0,8} = 627,63 \text{ m}^3 \\ &= 17,77 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- **Dimensi tangki**

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki, $D : H = 1:1$

(Brownell & Young).

$$\text{Volume head} = 0.000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11, Brownell})$$

$$\text{Volume shell} = 1,0467 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = 0.000049 + (2 \times 1,0467) = 2,09 D^3$$

$$627,63 \text{ m}^3 = 2,09 D^3$$

$$D^3 = \frac{627,63 \text{ m}^3}{2,90}$$

$$= 299,82 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{299,82 \text{ m}^3}$$

$$= 6,69 \text{ m}$$

$$= 263,50 \text{ in}$$

$$r = 131,75 \text{ in}$$

$$L = D \times \frac{4}{3}$$

$$= 6,69 \text{ m} \times \frac{4}{3}$$

$$= 8,92 \text{ m}$$

$$\text{Volume head (V}_h) = 0,000049 \times (263,50)^3 \text{ in}$$

$$= 896,50 \text{ ft}^3 = 25,39 \text{ m}^3$$

- Tinggi bahan dalam tangki:

$$\text{Volume shell (V}_s) = V_L - V_h$$

$$= 523,03 \text{ m}^3 - (2 \times 25,39 \text{ m}^3)$$

$$= 472,25 \text{ m}^3$$

- Tekanan desain

Diketahui :

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan larutan (Ph)} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 13,43 \text{ m}^3$$

$$= 131.350,85 \text{ Pa} = 131,35 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi (Po)} = (101,33 + 131,35) \text{ kPa} = 232,68 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain (Pd)} = 1,2 \times 232,68 \text{ kPa}$$

$$= 279,21 \text{ kPa} = 40,50 \text{ psi}$$

- *Tebal Shell*

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 80\% \quad (\text{Tabel 13.2, Brownell 1959})$$

$$\text{Allowable stress (F)} = 16,259 \text{ psia} \quad (\text{Tabel 13.1, Brownell 1959})$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6, Hal. 542, Peter})$$

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{Pd \cdot r}{F \cdot E - 0,6pd} + C \quad (\text{Pers. 14.34, Brownell 1959})$$

$$= \frac{40,50 \text{ psi} \times 131,75 \text{ in}}{(16,259 \text{ psi} \times 0,8) - 0,6(40,50 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,54 \text{ in}$$

$$\text{Ts standar} = 0,19 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.6, Brownell 1959})$$

- *Tebal Head*

$$\text{OD} = D + (2 \times \text{Ts})$$

$$= 263,50 \text{ in} + (2 \times 0,19 \text{ in})$$

$$= 263,88 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 240 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959, tabel 5.7})$$

$$\text{icr} = 14 \frac{7}{16} \quad (\text{Brownell, 1959, tabel 5.7})$$

$$= 14,4375$$

$$r = 131,94 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} (3 \sqrt{\frac{r}{icr}})$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 \sqrt{\frac{131,94}{14,4375}} \right)$$

$$= 1,77$$

$$\begin{aligned} Th &= \frac{Pd.w}{2f.-0.2pd} + C \\ &= \frac{40,50 \text{ psi} \times 1,77}{(2 \times 16.259 \text{ psia} - 0.2(40,50) \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0.13 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *head* standar 0,625 in dan sf standar 1,5 – 3,5 dipilih 1,8 in (Brownell & Young, 1959, tabel 5.4).

$$\begin{aligned} a &= \frac{D}{2} \\ &= \frac{263,50 \text{ in}}{2} \\ &= 131,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 131,75 \text{ in} - 14,2375 \\ &= 117,31 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 131,94 - 14,2375 \\ &= 117,50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{117,50^2 - 117,31^2} \\ &= 6,64 = 2,58 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 131,94 - 2,58 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 129,36 \text{ in}$$

$$\text{OA} = t \text{ standar} \times sf \times b$$

$$= 0,19 \text{ in} \times 1,8 \text{ in} \times 129,36 \text{ in}$$

$$= 43,66 \text{ in}$$

$$= 1,11 \text{ m}$$

$$\text{Panjang tangki} = 8,92 \text{ m} + (2 \times 1,11 \text{ m})$$

$$= 11,14 \text{ m}$$

1. Pompa (P-201)

Fungsi : Mengalirkan air dari danau ke bak penampungan awal

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Commercial steel pipe*

Jumlah : 25 unit

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} : \frac{12.654.530,13 \text{ kg/jam}}{25} = 506.181,21 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.115.937,21 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} : 997 \text{ kg/m}^3 = 62,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Temperature} : 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} : 1 \text{ atm} = 101,325$$

• Kapasitas tangki

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{1.115.937,21 \text{ lb/jam}}{62,24 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 17.929,38 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 4,98 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 310,93 \text{ lbm/s} = 2235,35 \text{ gpm}$$

- Perencanaan pompa

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Peter and Timmerhaus, pers. 15, hal. 496 ($N_{re} \geq 2100$) maka diameter optimum ($D_i \text{ opt}$):

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Peter 1991, pers. 15, hal.496,}) \\ &= 3,9 \times (4,98 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times \left(62,24 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0.13} \\ &= 13,74 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11, hal. 844 (Kern), dipilih:

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size (NPS)} &= 14 \\ \text{Schedule number} &= 30 \\ \text{Inside diameter (ID)} &= 13,25 \text{ in} \\ &= 1,1041 \text{ ft} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= 14 \text{ in} \\ \text{Luas penampang (A)} &= 3,47 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{4,98 \text{ ft}^3/\text{s}}{3,47 \text{ ft}^2} \\ &= 1,44 \text{ ft/s} \\ &= 5.166,97 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

- Pemeriksaan bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} \\
 &= \frac{62,24 \frac{lb}{ft^3} \times 1,44 \frac{ft}{s} \times 1,1041ft}{0,00054 lb/ft.s} \\
 &= 183.478,50
 \end{aligned}$$

Karena $NRe \geq 2100$, maka asumsi benar

Dipilih material pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0,046 \text{ mm} && \text{(Tabel 5.2, Coulson)} \\
 &= 0,00015 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon/ID &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{1,1041 \text{ ft}} \\
 &= 0,000137
 \end{aligned}$$

$$f = 0,00195 \quad \text{(Fig 5.7, Coulson)}$$

Direncanakan:

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa lurus (L)} &= 500 \text{ m} \\
 &= 1.640,42 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi pompa} &= 3 \text{ m} \\
 &= 9,84 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 3$$

$$Le/ID = 32 \quad \text{(Tabel 1, hal. 484, Peters 1991)}$$

$$Le = 32 \times 3 \times ID$$

$$= 33 \times 3 \times 1,1041 \text{ ft}$$

$$= 106 \text{ ft}$$

$$\text{Number of velocityhead (K)} = 0,17 \quad (\text{Tabel 6-4, Perry's 7th})$$

$$\text{Gate valve wide open} = 1$$

$$\text{Le/ID} = 7 \quad (\text{Tabel 1, hal 484, Peters 1991})$$

$$\text{Le} = 7 \times 1 \times \text{ID}$$

$$= 7 \times 1 \times 1,1041 \text{ ft}$$

$$= 7,73 \text{ ft}$$

$$\text{K} = 0,17 \quad (\text{Tabel 6-4, Perry's 7th})$$

$$\text{Panjang total pipa} = 1.640,42 \text{ ft} + 106 \text{ ft} + 7,73 \text{ ft}$$

$$= 1.754,14 \text{ ft}$$

- Menentukan *friction loss*

$$\text{Faktor konversi gravitasi (gc)} = 32,17 \text{ ft.lb mass/s}^2.\text{lb}$$

Friksi sepanjang pipa lurus;

$$F_1 = \frac{2 \times f \times v^2 \times L}{gc \times ID}$$

$$= \frac{2 \times 0,00195 \times (1,44 \text{ ft/s})^2 \times 1754,14 \text{ ft}}{32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lb} \times 1,1041 \text{ ft}}$$

$$= 0,40 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Friksi elbow 90°;

$$F_2 = \frac{n \times Kf \times v^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{3 \times 0,75 \times (1,44 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}}$$

$$= 0,07 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Gate valve;

$$F_3 = \frac{n \times K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

$$= \frac{1 \times 0,17 \times (1,44 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lb}}$$

$$= 0,01 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Total Friksi (ΣF);

$$\Sigma F = (0,40 + 0,07 + 0,01) \text{ lbf ft/lbm}$$

$$= 0,47 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Kerja pompa

Dengan hukum Bernoulli (Pers.10 Peters, hal 486), didapatkan kerja pompa:

$$W = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c} \right) + (\Delta Z) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

Dimana:

$$W = \text{Head pompa (ft.lbf/lbm)}$$

$$\Delta P/\rho = \text{Pressure head (ft.lbf/lbm)}$$

$$\Delta Z = \text{Potential head (ft.lbf/lbm)}$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times g_c} = \text{Velocity head (ft.lbf/lbm)}$$

$$F = \text{Friction head (ft.lbf/lbm)}$$

$$G_c = 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2.\text{lbf}$$

$$g = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$V_1 = 0 \text{ karena fluida diam dalam tangki penampungan}$$

$$V_2 = 1,44 \text{ ft/s}$$

$$\Delta V = 1,12 \text{ ft/s}$$

$$Z_1 = 1,64 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 9,84 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + (Z_2 - Z_1) + \Sigma F \\ &= \frac{(1,44 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,17 \text{ lbf.ft/lbm}} + (9,84 - 1,64) \text{ ft} + 0,47 \text{ lbf.ft/lbm} \\ &= 8,71 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- Daya pompa

Untuk $Q = 2235,35 \text{ gpm}$, diperoleh efisiensi pompa (η_p) = 75%. (Peter & Timmerhaus, 1991; fig. 1437, hal. 520).

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{w}{\eta_p} \\ &= \frac{8,71 \text{ ft.lbf/lbm}}{75\%} \\ &= 11,16 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Wp \times Q}{550} \\
 &= \frac{11,16 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}}{\text{lbm}} \times 310,93 \text{ lbm/s}}{550} \\
 &= 6,56 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

- Daya motor

Untuk BHP = 6,56 Hp, diperoleh efisiensi motor (η_p) = 85,5%. (Peter & Timmerhaus, 1991; fig. 1438, hal. 521).

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= \frac{6,56 \text{ Hp}}{85,5\%} \\
 &= 7,63 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama, maka diperoleh daya pada masing-masing pompa untuk peralatan utilitas seperti Tabel LD.4.

Tabel LD.4 Daya Pompa Pada Utilitas

Kode Alat	Keterangan	Daya Motor (Hp)
P-201	Mengalirkan air danau ke bak penampungan awal	7,63
P-202	Mengalirkan air dari bak penampungan ke unit pengolahan raw water	25,28
P-203	Mengalirkan larutan kapur tohor masuk ke unit pengolahan	23,76
P-204	Mengalirkan larutan alum masuk ke unit pengolahan raw	17,33
P-205	Mengalirkan larutan kaporit ke pengolahan raw water	25,87
P-206	Mengalirkan air hasil raw water ke sand filter	27,43
P-207	Mengalirkan air hasil penyaringan ke bak penampungan air bersih	27,43
P-208	Mengalirkan air dari bak penampungan air bersih masuk ke <i>softener tank</i>	7,24
P-209	Mengalirkan air dari <i>softener tank</i> ke tangki air denim	7,56
P-2010	Mengalirkan air keluaran denim water menuju cooling tower	0,86

P-2011	Mengalirkan air panas dari plant ke <i>cooling tower</i>	0,82
P-2012	Mengalirkan air pendingin dari <i>cooling tower</i> ke alat proses	8,03
P-2013	Mengalirkan air kondensat ke deaerator (tempat penyimpanan air bersih bebas mineral)	8,56
P-2014	Mengalirkan air umpan boiler dari deaerator masuk ke boiler	5,69
P-2015	Mengalirkan bahan bakar masuk boiler	4,42

C. Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada prarancangan pabrik ini direncanakan dipenuhi dari PLTU PT.IMIP dan generator sebagai cadangan. Tenaga listrik dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

1. Kebutuhan Listrik Pada Proses Produksi

Tabel LD.5 Kebutuhan Listrik Pada Proses Produksi

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah Unit	Daya (Hp)
1	P-101	Pompa bijih laterit (mixer)	1	1,62
2	P-102	Pompa H ₂ SO ₄	1	1,25
3	P-103	Pompa reaktor H ₂ SO ₄	1	1,07
4	P-104	Pompa filter press 1	2	1,87
5	P-105	Pompa centrifuge	2	1,25
6	P-106	kompressor H ₂ S	2	253,91
7	P-107	Pompa Reaktor H ₂ S	2	2,73
8	P-108	Pompa thickener	2	3,33
9	BC-01	Belt conveyer	1	5,00
10	BC-02	Belt conveyer	1	5,00
11	BC-03	Belt conveyer	1	5,00
12	BC-04	Belt conveyer	1	5,00
13	BC-05	Belt conveyer	1	5,00
14	BC-06	Belt conveyer	1	5,00
15	BC-07	Belt conveyer	1	2,00

16	BC-08	Belt conveyor	1	2,00
17	BE-01	Bucket elevator	1	20,00
18	M-01	Mixer	1	78,23
19	R-01	Reakor H2SO4	1	161,28
20	C-01	Centrifuge	1	7,50
21	RD-01	Rotary dryer 1	1	514,60
22	R-02	Reaktor H2S	1	59,86
23	RD-02	Rotary dryer NiS	1	7,43
24	K-01	Kompresor	1	0,88
Total				1.150,74

Kebutuhan listrik pada peralatan proses

$$P_{\text{proses}} = 1.150,74 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/ Hp}$$

$$= 858,10 \text{ kW}$$

2. Kebutuhan Listrik Pada Utilitas

Tabel LD.6 Kebutuhan Listrik Pada Utilitas

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah Unit	Daya (Hp)
1	P-201	Pompa air danau	25	193
2	P-202	Pompa raw water	18	455
3	TP-01	Tangki pelarutan kapur tohor	7	13.237
4	P-203	Pompa pelarutan kapur tohor	5	132
5	TP-02	Tangki pelarutan aluminium sulfat	7	5.923
6	P-204	Pompa tangki aluminium sulfat	7	121
7	TP-03	Tangki pelarutan kaporit	7	4.327
8	P-205	Pompa tangki larutan kaporit	7	181
9	P-206	Pompa air ke sand filter	16	439
10	P-207	Pompa bak penampung air bersih	16	438,87
11	P-208	Pompa softener tank	5	36
12	P-209	Pompa denim water	7	53
13	P-210	Pompa cooling tower	11	9
14	CT-01	Cooling tower	3	89,8
15	P-211	Pompa hot water plant	11	9
16	P-212	Pompa air pendingin	3	24

17	P-213	Pompa air kondensat	5	43
18	P-214	Pompa boiler	5	28
19	P-215	Pompa bahan bakar	7	31
Total				25.771

- Kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

$$\begin{aligned}
 P_{\text{utilitas}} &= 25.771 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ Watt/Hp} \\
 &= 19.217.143,20 \text{ Watt} \\
 &= 19.217,14 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Total kebutuhan listrik untuk pabrikasi

$$\begin{aligned}
 P_{\text{pabrikasi}} &= P_{\text{proses}} + P_{\text{utilitas}} \\
 &= 858,10 \text{ kW} + 19.217,14 \text{ kW} \\
 &= 20.075,25 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 20%, maka :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{pabrikasi}} &= 1,2 \times 20.075,25 \text{ kW} \\
 &= 24.090,30 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Kebutuhan listrik untuk alat kontrol

$$\begin{aligned}
 P_{\text{kontrol}} &= 0,2 \times 24.090,30 \text{ kW} \\
 &= 4.818,06 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Kebutuhan listrik untuk penerangan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{penerangan}} &= 0,2 \times 24.090,30 \text{ kW} \\
 &= 4.818,06 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Kebutuhan listrik untuk bengkel dan lainnya

$$\begin{aligned}
 P_{\text{bengkel}} &= 0,5 \times 24.090,30 \text{ kW} \\
 &= 12.045,15 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{pabrikasi}} + P_{\text{kontrol}} + P_{\text{penerangan}} + P_{\text{bengkel}} \\ &= (24.090,30 + 4.818,06 + 4.818,06 + 12.045,15) \text{ kW} \\ &= 45.771,57 \text{ kW} \end{aligned}$$

D. Unit Penyedia Bahan Bakar

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLTU IMIP. Power faktor untuk generator penggerak mesin diesel diketahui sebesar 80%. Adapun bahan bakar yang akan digunakan adalah batubara.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{\text{total kebutuhan listrik}}{\text{power faktor}} \\ &= \frac{45.771,57 \text{ kW}}{0,8} \\ &= 57.214,46 \text{ kW} \\ &= 195.223.851,76 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Nilai bahan bakar batubaru = 19.860 btu/jam (Perry, 1999)

Densitas bahan bakar = 0,89 kg/m³ (Perry, 1999)

Jumlah batubara yang dibutuhkan untuk bahan bakar :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{daya yang dibutuhkan} \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right)}{\text{nilai bahan bakar} \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right)} \\ &= \frac{195.223.851,76 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right)}{19860 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right)} \\ &= 9.830 \text{ lb/jam} \\ &= 4.462,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan batubara = $\frac{\text{jumlah batubara yang dibutuhkan}}{\text{Densitas}}$

$$= \frac{4.462,82 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5.014,41 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1.684.840 \text{ m}^3/\text{tahun}$$



LAMPIRAN E ANALISIS EKONOMI

Produk	=	Nikel Sulfida
Kapasitas produksi	=	85.000 ton/tahun
	=	10.732,32 kg/jam
Lama operasi	=	330 hari
Nilai tukar rupiah	=	Rp. 15.536.000
Pengadaan alat	=	2026
Tahun konstruksi	=	2026
Lama konstruksi	=	2 tahun
Tahun beroperasi	=	2029

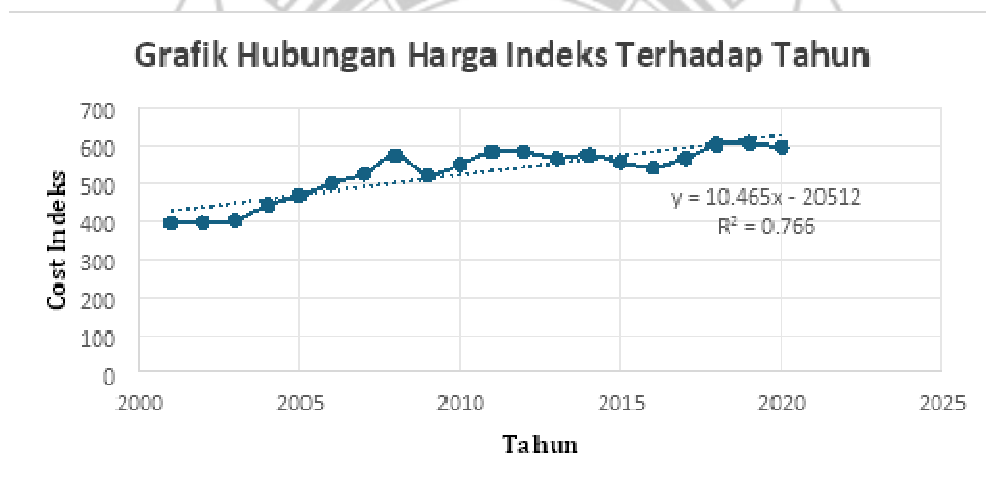
A. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila diketahui harga alat pada beberapa tahun lalu, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Harga pada perhitungan Analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet yaitu pada website www.matche.com, yang memberikan harga peralatan berdasarkan *Free on Boar (FOB)* dari *Gulf Cost (USA)*.

Tabel LE.1 Daftar Indeks Harga Pada Tahun 1992-2002

No.	Tahun	Indeks
1	1992	943,1
2	1993	964,2
3	1994	993,4
4	1995	1027,5
5	1996	1039,1
6	1997	1056,8
7	1998	1061,9
8	1999	1068,3
9	2000	1089
10	2001	1039,9
11	2002	1102,5

Sumber : Peters & Timmerhaus Hal.259



Gambar LE.1 Grafik Hubungan Antara Tahun Dengan Indeks Harga Alat

Untuk menentukan indeks harga pada tahun 2014 dan 2025 maka dapat digunakan metode linearisasi berdasarkan grafik dan menggunakan metode Least Square

- Dengan menggunakan metode linearisasi berdasarkan grafik dengan persamaan: $y = 15,518x - 29950$, dengan “x” adalah tahun dan “y” adalah indeks. Sehingga diperoleh :

Indeks harga pada tahun 2014 :

$$\begin{aligned}y &= 10,465x - 20512 \\ &= (10,465 \times 2014) - 20512 \\ &= 564,51\end{aligned}$$

Indeks harga pada tahun 2026:

$$\begin{aligned}y &= 10,465x - 20512 \\ &= (10,465 \times 2026) - 20512 \\ &= 690,09\end{aligned}$$

A. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Perhitungan harga peralatan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari (Matches,2024)

$$Cx = Ck \left(\frac{Ix}{Ik} \right)$$

Dimana:

- Cx : Harga peralatan pada tahun dibeli
- Ck : Harga peralatan pada tahun diketahui
- Ix : Indeks harga pada tahun dibeli
- Ik : Indeks harga pada tahun yang diketahui

Contoh perhitungan:

- Gudang penyimpanan bahan baku

$$\text{Harga tahun 2014} = \$ 125.000,000$$

$$\text{Harga tahun 2025} = \$ 5.959,00 \times \frac{1.474,481}{1.303,78}$$

$$= \$ 141.372,31$$

Dengan cara yang sama diperoleh perkiraan harga alat lainnya yang dapat dilihat pada tabel LE.2.

Tabel LE.2 Perkiraan Harga Peralatan Proses Pabrik Nikel Sulfida

Nama Alat	Jumlah	Harga Alat tahun	Harga alat (Rp) tahun 2026	Total Harga
Ware house bijih laterit	1	1,527,500.00	1,867,305.23	1,867,305.23
Belt conveyor 1	1	17,000.00	20,781.79	20,781.79
Belt conveyor 2	1	27,500.00	33,617.61	33,617.61
Belt conveyor 3	1	27,500.00	33,617.61	33,617.61
Belt conveyor 4	1	13,400.00	16,380.94	16,380.94
Belt conveyor 5	1	17,500.00	21,393.02	21,393.02
Belt conveyor 6	1	27,500.00	33,617.61	33,617.61
Belt conveyor 7	1	8,400.00	10,268.65	10,268.65
Belt conveyor 8	1	8,400.00	10,268.65	10,268.65
Belt conveyor 9	1	8,400.00	10,268.65	10,268.65
Bucket elevator	1	98,800.00	120,778.89	120,778.89
Mixing tank	1	314,800.00	384,829.91	384,829.91
Heater bijih laterit	1	92,500.00	113,077.40	113,077.40
Heater H2SO4	1	61,100.00	74,692.21	74,692.21
Heater NiSO4	1	72,500.00	88,628.24	88,628.24
Heater H2S	1	45,500.00	55,621.86	55,621.86
Pompa 1	2	16,900.00	20,659.55	41,319.09
Pompa 2	1	16,900.00	20,659.55	20,659.55
Pompa 3	1	18,900.00	23,104.46	23,104.46
Pompa 4	1	18,200.00	22,248.74	22,248.74
Pompa 5	1	18,200.00	22,248.74	22,248.74
Pompa 6	1	11,500.00	14,058.27	14,058.27
Pompa 7	1	18,200.00	22,248.74	22,248.74
Pompa 8	1	17,600.00	21,515.27	21,515.27
Cooler 1	2	4,062,500.00	4,966,237.31	9,932,474.62
Cooler 2	2	4,062,500.00	4,966,237.31	9,932,474.62
Reaktor NiSO4	1	1,037,700.00	1,268,545.10	1,268,545.10
Reakor NiS	1	280,500.00	342,899.59	342,899.59
Filter press 1	1	254,600.00	311,237.91	311,237.91
Centrifuge	1	125,100.00	152,929.55	152,929.55
Rotary dryer 1	1	869,100.00	1,062,438.61	1,062,438.61

Nama Alat	Jumlah	Harga Alat tahun	Harga alat (Rp) tahun 2026	Total Harga
Rotary dryer 2	1	130,900.00	160,019.81	160,019.81
Ware house FeOOH	2	68,800.00	84,105.14	168,210.28
Tangki H2SO4	2	5,982,500.00	7,313,357.47	14,626,714.94
Tangki H2S	20	750.00	12,384.32	274,686.41
Heat exchanger 1	1	1,200.00	1,466.95	1,466.95
Heat exchanger 2	1	1,774,500.00	2,169,252.46	2,169,252.46
Centrifuge separator	1	2,907,400.00	3,554,175.60	3,554,175.60
Thickener	1	306,700.00	374,928.00	374,928.00
ware house NiS	1	68,800.00	84,105.14	84,105.14
		\$ 30,148,513.93	\$ 47,499,110.71	
Total		464.665.478.354,78	732.082.418.748,8	

Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Tabel LE.3 Daftar Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Harga Alat Tahun 2014	Harga Alat (Rp) Tahun 2028
Pompa Air Danau	25	30,400.00	37,162.74
Bak Penampungan Air Danau	2	15,500.00	18,948.11
Pompa Raw Water	18	35,100.00	42,908.29
Unit Pengolahan Raw Water	1	1,916,600.00	2,342,963.80
Tangki Pelarutan Kapur Tohor	1	19,200.00	23,471.20
Pompa Pelarutan Kapur Tohor	5	37,300.00	45,597.70
Tangki Pelarutan Aluminium Sulfat	7	29,100.00	35,573.54
Pompa Tangki Aluminium Sulfat	7	32,800.00	40,096.64
Tangki Pelarutan Kaporit	1	21,500.00	26,282.86
Pompa Tangki Larutan Kaporit	7	37,300.00	45,597.70
Pompa Air Ke Sand Filter	16	37,300.00	45,597.70
Sand Filter	1	5,600.00	6,845.77
Pompa Bak Penampung Air Bersih	1	5,800.00	7,090.26
Bak Penampungan Air Bersih	1	10,510.00	12,848.04
Pompa Softener Tank	5	30,400.00	37,162.74
Softener Tank	1	57,254.00	69,990.63
Pompa Denim Water	7	27,800.00	33,984.34
Tangki Denim Water	1	40,012.00	48,913.01

Nama Alat	Jumlah	Harga Alat Tahun 2014	Harga Alat (Rp) Tahun 2028
Pompa Cooling Tower	11	35,100.00	42,908.29
Cooling Tower	3	107,600.00	131,536.53
Pompa Hot Water Plant	11	35,100.00	42,908.29
Pompa Air Pendingin	3	26,500.00	32,395.15
Pompa Air Kondensat	4	27,800.00	33,984.34
Deaerator	1	3,147.00	3,847.08
Pompa Boiler	5	30,400.00	37,162.74
Boiler	1	290,300.00	354,879.68
Pompa Bahan Bakar	7	23,700.00	28,972.26
Tangki Bahan Bakar	1	75,800.00	92,662.35
Total			3,722,291.75
			Rp 57,370,007,637.13

Berdasarkan tabel perhitungan peralatan diatas maka dapat diperoleh total harga sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga peralatan (Ck)} &= \text{Harga alat proses} + \text{Harga ala utilitas} \\
 &= \$ 30,148,513.93 + \$ 3,722,291.75 \\
 &= \$ 33,870,805.67
 \end{aligned}$$

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024 adalah = Rp. 15.536,00

(Cx)

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi, total harga peralatan (E)} &= \frac{\text{Rp. 15.536,00}}{1 \$} \times \$ 33,870,805.67 \\
 &= \text{Rp } 526,216,836,952.37
 \end{aligned}$$

Diperkirakan biaya import dan transportasi sampai lokasi 20% dari harga peralatan (DEC)

$$\begin{aligned}
 \text{DEC} &= 0,2 \times E \\
 &= 0,2 \times \text{Rp } 526,216,836,952.37 = \text{Rp. } 105,243,367,390.48
 \end{aligned}$$

Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

Kapasitas produksi = 85.000 ton/tahun
= 60.6060 ton/hari
Kebutuhan bahan baku = 3.849,5587 kg/jam
= 4,234514 ton/jam
= 40.889,51891 ton/tahun

Perhitungan biaya bahan baku

Tabel Biaya bahan baku Nikel Sulfida

Tabel LE.4 Biaya Proses

No	Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga Per Kg	Total (Rp/jam)
1	Bijih laterit	369374,467	Rp 50.000,00	18.468.723.350,00
2.	H ₂ SO ₄	23463,977	Rp 11.000,00	258..103.747,00
3.	H ₂ S	95003,935	Rp 35.000,00	3.325.137.725
Utilitas				
1	NaOH	20,88	Rp 15.000	626.400,00
2	AL ₂ SO ₄	20,88	Rp 6.200	313.200,00
3	Ca(CIO) ₂	20,88	Rp 20.000	129.456,00
4	Batubara	1975,80	Rp 76.610	151.336.038,00
Total				Rp 22.204.399,916

Kurs Dollar amerika 1 (\$) Pada tahun 2024 = 15.536,00

Total biaya bahan baku per tahun = Rp 22.204.399,916 x 330 x 24
= Rp 176.858.847.334.720,00

Tabel LE.5 Perhitungan Hasil Penjualan Produk NaOH

Produk	Jumlah (Kg/jam)	Harga Per kg (RP)	Rp/jam	Rp/Tahun
NiS	10.732,32	800.000,00	8.585.856.000,00	67.999.979.520.000,00
FeOOH	2.197,7624	35.000,00	14.064.047.550,00	111.387.256.586.000,00
		Total		179.387.236.116.000,00

Maka, total pendapatan = Harga Produk + Harga Produk samping
= Rp 179.387.236.116.000,00

Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan:

Tabel LE.6 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji perbulan (Rp)	Total Gaji
1.	Direktur utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2.	Direktur komersil	1	Rp 28.000.000	Rp 28.000.000
3.	Direkur teknik dan produksi	1	Rp 28.000.000	Rp 28.000.000
4.	Direktur SDM dan Umum	2	Rp 28.000.000	Rp 56.000.000
5.	Staf ahli	4	Rp 22.000.000	Rp 88.000.000
6.	Litbang	1	Rp 9.300.000	Rp 9.300.000
7.	Kepala bagian produksi	1	Rp 9.300.000	Rp 9.300.000
8.	Kepala bagian teknik	1	Rp 9.300.000	Rp 9.300.000
9.	Kepala Bagian SDM	1	Rp 9.300.000	Rp 9.300.000
10.	Kepala Bagian Keuanganan	1	Rp 9.300.000	Rp 9.300.000
11.	Kepala Bagian pemasaran	1	Rp 9.300.000	Rp 9.300.000
12.	Kepala Bagian proses	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
13.	Kepala bagian umum	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
14.	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
15.	Kepala Seksi Laboratrium	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
16.	Kepala Seksi K3	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
17.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
18.	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
19.	Kepala Seksi Adminstrasi	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
20.	Kepala Seksi Akuntansi	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
21.	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
22.	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
23.	Kepala Seksi Personalialia	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji perbulan (Rp)	Total Gaji
24.	Kepala Seksi Diklat	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
25.	Kepala Seksi Humas	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
26.	Kepala Seksi Pelayanan umum	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
27.	Sekretaris	4	Rp 7.500.000	Rp 18.000.000
28.	Karyawan Bagian Proses	40	Rp 4.800.000	Rp 192.000.000
29.	Karyawan Bagian Pengendalian	8	Rp 4.800.000	Rp 38.400.000
30.	Karyawan Bagian Laboratorium	8	Rp 4.800.000	Rp 38.400.000
31.	Karyawan Bagian Ligkingan	7	Rp 4.800.000	Rp 33.600.000
32.	Karyawan Bagian Pemeliharaan	5	Rp 4.800.000	Rp 24.000.000
33.	Karyawan Bagian utilitas	8	Rp 4.800.000	Rp 38.400.000
34.	Karyawan Bagian Adminstrasi	4	Rp 4.800.000	Rp 19.200.000
35.	Karyawan Bagian Akuntansi	4	Rp 4.800.000	Rp 19.200.000
36.	Karyawan Bagian Pembelian	4	Rp 4.800.000	Rp 19.200.000
37.	Karyawan Bagian Penjualan	4	Rp 4.800.000	Rp 19.200.000
38.	Karyawan Bagian Personalia	1	Rp 4.800.000	Rp 4.800.000
39.	Karyawan Bagian Diklat	2	Rp 4.800.000	Rp 9.600.000
40.	Karyawan Bagian Humas	4	Rp 4.800.000	Rp 19.200.000
41.	Karyawan Bagian Pelayanan Umum	4	Rp 4.800.000	Rp 19.200.000
42.	Dokter	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
43.	Perawat	2	Rp 3.200.000	Rp 6.400.000
44.	Sopir	4	Rp 1.500.000	Rp 6.000.000
45.	Kebersihan dan keamanan	6	Rp 1.500.000	Rp 9.000.000
Total		166		Rp 953.000.000

Total gaji karyawan dalam 1 tahun (12 bulan (L)

$$L = 953.000.000 \times 12$$

$$= 11.436.000.000$$

Evaluasi Ekonomi

A. Penentuan Investasi Total (Total Capital Investment, TCI)

1. Modal Tetap (Fixed Capital Investment, FCI)

Modal investasi tetap (FCI) merupakan yang dikeluarkan untuk pemenuhan fasilitas pabrik secara fisik, seperti tanah, gedung, pemasangan alat, pemipaan, dan pembelian peralatan proses. Perkiraan harga alat perlu dihitung untuk menentukan modal investasi tetap pada tahun mulai didirikannya pabrik. Perhitungan perkiraan harga alat mengalami perubahan harga setiap tahun sesuai dengan harga setiap tahun dengan keadaan perekonomian yang ada pada suatu masa.

a) Biaya langsung (Direct Cost, DC)

1. Harga peralatan 100% E = Rp 526.216.836.952,37
 2. Harga pemasangan alat 15% E = Rp 78.932.525.542,86
 3. Instrumen dan alat control, 20% E = Rp 105.243.367.390,48
 4. Pemipaan dan pemasangan 20% E = Rp 105.243.367.390,48
 5. Bangunan dan Peralatan, 15% E = Rp 78.932.525.542,86
 6. Instalasi Listrik, 10% E = Rp 52.621.683.695,24
 7. Fasilitas Service, 10% E = Rp 52.621.683.695,24
 8. Tanah, 10% E = Rp 52.621.683.695,24
- Total biaya langsung (A) = Rp 1.052.433.673.904,75

b) Biaya tak langsung (Indirect Cost, IC)

1. Teknik dan supervise, 35% E = Rp 184.175.892.833,33
2. Biaya resmi, 10% E = Rp 52.621.683.695,24

- 3. Biaya konstruksi 40% E = Rp 210.486.734.780,95
- 4. Biaya kontraktor 25% E = Rp 131.554.209.238,09
- 5. Biaya tak terduga, 30% E = Rp 184.175.892.933,33
- Total biaya tak langsung (B) = Rp 763.014.413.580,94

Maka, total modal tetap (Fixed Capital Investment, FCI) yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= A + B \\
 &= \text{Rp } 1.052.433.673.904,75 + \text{Rp } 763.014.413.580,94 \\
 &= \text{Rp } 1.815.448.087.486,69
 \end{aligned}$$

2.Modal kerja (Working Capital Investment, WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\
 &= 0.2 \text{ TCI}
 \end{aligned}$$

Menghitung TCI

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 1.815.448.087.486,69 + 20\% \text{ TCI}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \frac{\text{Rp } 1.815.448.087.486,69}{80\%} \\
 &= \text{Rp } 2.269.310.109.357,11
 \end{aligned}$$

Maka, total modal kerja (Working capital investment, WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 0,2 \times \text{Rp } 2.269.310.109.357,11 \\
 &= 453.862.021.871,42
 \end{aligned}$$

Investasi direncanakan menggunakan modal sendiri sebesar 60% dan 40% modal pinjaman bank dengan masa konstruksi 2 tahun.

- Modal sendiri = 40% TCI
 = 40% x Rp 2.269.310.109.357,11
 = Rp 907.724.043.742,84
- Modal pinjaman bank = 60% TCI
 = 60 x Rp 2.269.310.109.357,11
 = Rp 1.361.586.065.614,27

Tabel LE.7 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	% Modal	Jumlah	Inflasi 5%	Total
-2	12%	Rp108.926.885.249,14	Rp5.446.344.262.46	Rp114.373.229.511,60
-1	12%	Rp108.926.885.249,14	Rp5.446.344.262.46	Rp114.373.229.511,60
Total		Rp271.853.770.498,28	Rp10.892.688.524,91	Rp228.746.459.023.20

Tabel LE.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	% Modal	Jumlah	Bunga 8%	Total
-2	12%	Rp163,390.327.873,7	Rp13.071.226.229,9	Rp176.461.554.103,6
-1	12%	Rp163,390.327.873,7	Rp13.071.226.229,9	Rp176.461.554.103,6
Total		Rp326.780.655.747,4	Rp26.142.452.459,7	Rp352.923.108.207,2

Modal ini merupakan pinjaman dari bank dengan bunga 10% per tahun, jika jumlah pinjaman yang harus dibayar pada setiap tahun adalah:

$$\begin{aligned}
 &= 10\% \times \text{modal pinjaman bank} \\
 &= 10\% \times \text{Rp}1.361.586.065.614,27 \\
 &= \text{Rp } 136.158.606.561,43
 \end{aligned}$$

Maka, total pinjaman pada masa konstruksi

$$\begin{aligned}
 \text{Total pinjaman pada masa konstruksi} &= \text{Modal pinjaman} + \text{bunga pinjama} \\
 &= \text{Rp}326.780.655.747,4 + \text{Rp}26.142.452.459,7 \\
 &= \text{Rp } 352.923.108.207,2
 \end{aligned}$$

Jadi, total investasi yang dikeluarkan:

Total inventasi yang di keluarkan

= inventasi biaya sendiri + inventasi modal pinjam

= Rp 228.746.459,023.20 + Rp 352.923.108.207,2

= Rp 581.669.567.230,42

B. Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost, TPC)

1. Manufacturing Cost (MC)

Biaya pabrikan tidak langsung (MC) merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pemenuhan keperluan pendukung yang berpengaruh secara tidak langsung pada proses produksi. Biaya pabrikan langsung terdiri dari biaya, *payroll overhead*, biaya laboratorium, biaya *plant overhead*, serta biaya pengemasan dan transportasi.

a) Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost, DPC)

Bahan baku (1 tahun) = Rp175.858.847.334.720,00

Upah tenaga kerja (L) = Rp11.436.000.000,00

Pemeliharaan dan perbaikan 5% FCI = Rp90.772.404.374,28

Pasokan operasi 5% FCI = Rp90.772.404.374,28

Laboratorium 5% gaji karyawan = Rp571.800.000,00

Patent and Royalty 1 % TPC = 0,01 TPC

Utilitas 5% TPC = 0.05 TPC

Total Biaya produksi langsung (MC) = Rp975.803.347.023,56 + 0,6 TPC

b) Biaya Tetap (Fixed charges, FC)

Biaya pabrik tetap (FC), merupakan biaya yang dikeluarkan untuk keperluan produksi namun tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi. Biaya pabrikasi tetap terdiri dari depresiasi, biaya pajak, dan biaya asuransi (Aries & Newton, 1955)

Depresiasi 5% FCI	= Rp90.772.404.374,28
Pajak 15% FCI	= Rp272.317.213.122,85
Asuransi 15% FCI	= Rp272.317.213.122,85
Bunga 25% Loan	= Rp340.369.516.403,57
Total Biaya Tetap (FC)	= Rp975.803.347.023,56

c) Plant Overhead Cost (POC)

POC 2% TPC	= 0,02 TPC
Total Plant Overhead Cost (POC)	= 0,02 TPC

Maka total biaya pengolahan (Direct Production Cost, DPC) yaitu

$$\begin{aligned}
 DC &= MC+FC+POC \\
 &= Rp975.803.347.023,56 + Rp975.803.347.023,56 + 0,08 TP \\
 DPC &= Rp 177.028.203.290.492,00 + 0,08 TPC
 \end{aligned}$$

2. Biaya pengeluaran umum (General Expense , GE)

General expence merupakan biaya -biaya umum yang dikeluarkan selain modal investasi dan biaya produksi. *General expence* meliputi biaya administrasi, distribusi dan penjualan, riset & pengembangan.

Biaya Administrasi 1% TPC	= 0,01 TPC
Biaya distribusi dan penjualan 2% TPC	= 0,02 TPC
Biaya riset dan pengembangan 2% TPC	= 0,02 TPC

$$\text{Total biaya pengeluaran umum (GE)} = 0,05 \text{ TPC}$$

Maka:

Total biaya produksi (Total Production Cost, TPC) yaitu:

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{POC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}177.028.203.290.492,00 + 0,08 \text{ TPC} + 0,1 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}177.028.203.290.492,00 + 0,18 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}337.872.762.875,2 + 0,18 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} - 0,18 \text{ TPC} = \text{Rp}177.028.203.290.492,00$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}31.865.076.592.288,60$$

Sehingga,

- Biaya utilitas
 - = 0,1 TPC
 - = 0,1 × Rp31.865.076.592.288,60
 - = Rp3.186.507.659.228,86
- Patent and royalty
 - = 0,05 TPC
 - = 0,05 × Rp31.865.076.592.288,60
 - = Rp1.593.253.829.614,43
- Plant Overhead Cost
 - = 0,01 TPC
 - = 0,01 × Rp31.865.076.592.288,60
 - = Rp318.650.765.922,98
- Biaya administrasi
 - = 0,05 TPC
 - = 0,05 × Rp31.865.076.592.288,60
 - = Rp1.593.253.829.614,43
- Biaya distribusi dan penjualan = 0,05 TPC

$$= 0,05 \times \text{Rp}31.865.076.592.288,60$$

$$= \text{Rp}1.593.253.829.614,43$$

▪ Biaya riset dan pengembangan = 0,05 TPC

$$= 0,05 \times \text{Rp}31.865.076.592.288,60$$

$$= \text{Rp}1.593.253.829.614,43$$

Laba Perusahaan

Analisa keuntungan dilakukan untuk menghitung keuntungan setelah pajak dari hasil penjualan Nikel Sulfida.

a. Laba kotor = Harga penjualan - TPC

$$= \text{Rp}179.387.236.116.000,00 - \text{Rp}31.865.076.592.288,60$$
$$= \text{Rp}147.522.159.523.711,00$$

Pajak penghasilan

UU No. 17 tahun 2000 tentang pajak penghasilan.

Wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap:

- Rp 50.000.000,- 10%

- Rp 50.000.000 – 100.000.000,- 15%

- Diatas Rp 100.000.000,- 35%

Pph = $0,35 \times \text{Rp}147.522.159.523.711,00$

$$= \text{Rp} 51.632.755.833.299,00$$

c. Laba bersih = Laba kotor - pajak

$$= \text{Rp}147.522.159.523.711,00 - \text{Rp} 51.632.755.833.299,00$$

$$= \text{Rp} 95.889.403.690.412,40$$

Analisa Kelayakan

1. Return On Investment (ROI)

Return On investment (ROI), merupakan rasio yang menyatakan persentase dari keuntungan tahunan terhadap modal investasi (Aries & Newton 1955, hal 192)

$$\begin{aligned}\text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{pendapatan sebelum pajak}}{FCI} \times 100 \\ &= \frac{\text{Rp}147.522.159.523.711,00}{\text{Rp}31.865.076.592.288,60} \times 100 \\ &= 46,30 \%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI sesudah pajak} &= \frac{\text{Pendapatan setelah pajak}}{FCI} \times 100 \\ &= \frac{\text{Rp}95.889.403.690.412,40}{\text{Rp}31.865.076.592.288,60} \times 100 \\ &= 30,09 \%\end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 54, Aries & Newton, 1955, hal 195, nilai ROI yang diperbolehkan untuk industri kimia berada pada rentang 11-44 %. Nilai ROI pada perhitungan ini berada pada rentang yang diperbolehkan sehingga pabrik Natrium Hidroksida ini layak untuk didirikan.

2. Pay Out Time

Pay out Time menyatakan angka tahun dimana modal investasi akan kembali dari keuntungan sebelum dikurangi dengan penurunan harga tahunan.

a. POT sebelum pajak

$$\begin{aligned}&= \frac{FCI}{\text{Laba bersih} + \text{Depresiasi}} \times 100 \\ &= \frac{\text{Rp}31.865.076.592.288,60}{\text{Rp} 95.889.403.690.412,40 + \text{Rp}90.772.404.374,28} \times 100\end{aligned}$$

$$= 1,2 \text{ tahun}$$

b. POT Sesudah pajak

$$= \frac{FCI}{Laba Kotor + Depresiasi} \times 100$$

$$= \frac{Rp31.865.076.592.288,60}{Rp147.522.159.523.711,00 + Rp90.772.404.374,28} \times 100$$

$$= 1,9 \text{ tahun}$$

3. Break Event Point (BEP)

Break even point merupakan titik perpotongan antara garis sales dengan total cost, yang menunjukkan Tingkat produksi dimana sales akan sama dengan total cost. Pengoperasian pabrik dibawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan sebaliknya, pengoperasian diatas kapasitas tersebut maka pabrik akan untung.

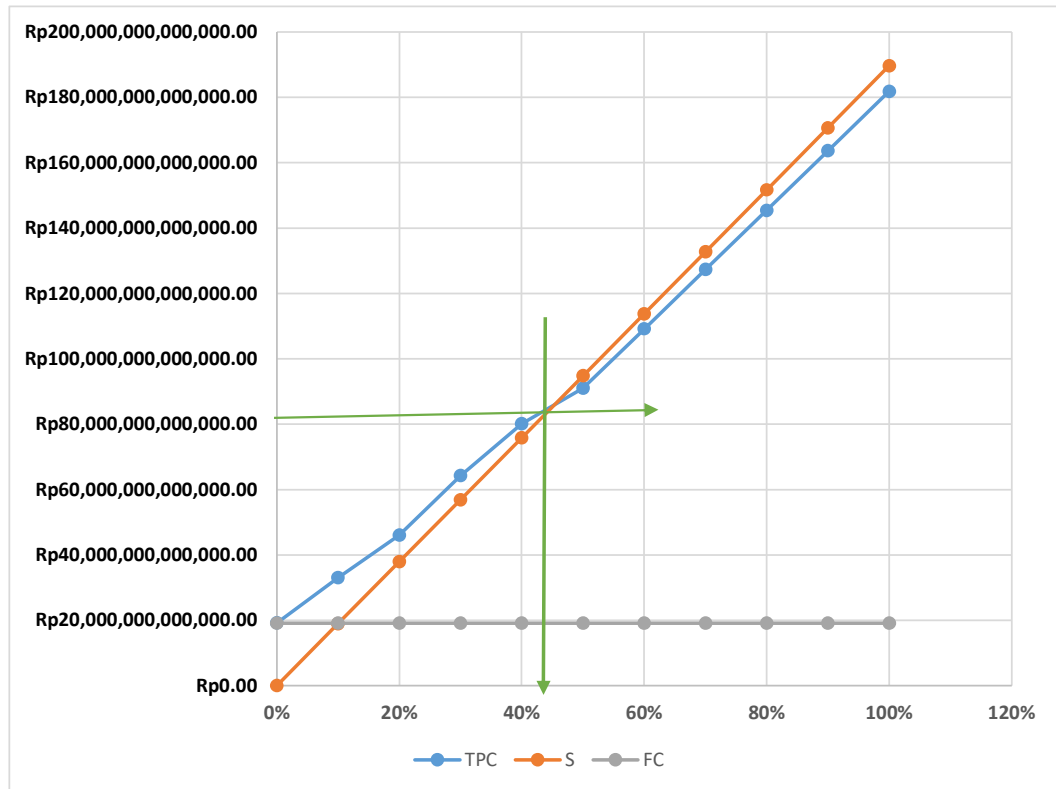
Tabel LE.9 Break Event Point

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 975.803.347.023,56
2	Biaya Variabel (VC)	
	Bahan Baku	Rp 175.858.847.334.720,00
	Utilitas	Rp 3.186.507.659.228,86
	Royalti	Rp 1.593.253.829.614,46
	Total VC	Rp 181.614.412.170.587,00
3	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	Gaji Karyawan	Rp 11.436.000.000,00
	Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 90.772.404.374,28
	Pasokan operasi	RP 90.772.404.374,28
	Laboratorium	Rp 571.800.000,00
	Plant Overhead Cost	Rp318.650.765.922,46
	Total SVC	Rp 512.203.374.671,46
4	Total Penjualan (S)	Rp 179.387.236.116.000.000

$$BEP = \frac{FC + 0,3 SVC}{S - VC - (0,7 SVC)} \times 100$$

$$= \frac{\text{Rp } 975.803.347.023,56 + 0,3 (\text{Rp } 512.203.374.671,46)}{\text{Rp } 179.387.236.116.000.000 - 181.614.412.170.587,00 - 0,7 (181.614.412.170.587,00)} \times 100$$

$$= 43,68 \%$$



Gambar LE.2 Grafik BEP

4. Shutdown Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu Tingkat produksi dimana pada kondisi ini menutup pabrik lebih menguntungkan dari pada mengoperasikannya. Keadaan ini terjadi bila output turun sampai dbawah BEP.

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - (0,7 \text{ SVC}) - VC} \times 100$$

$$= \frac{0,3 \times \text{Rp } 512.203.374.671,46}{\text{Rp } 179.387.236.116.000.000 - (0,7 \times \text{Rp } 512.203.374.671,46) - 181.614.412.170.587,00} \times 100$$

$$= 5,94 \%$$

4. Internal Rate Of Return (IRR)

a. Menghitung pengembalian pinjaman

Direncanakan pengembalian pinjaman selama 10 tahun

$$= \frac{\text{total pinjaman}}{10}$$

$$= \frac{\text{Rp}26.142.452.459,79}{10}$$

$$= \text{Rp}2.614.245.245,98$$

b. Cash Flow

$$= \text{Laba bersih} + \text{depresiasi}$$

$$= \text{Rp } 95.889.403.690.412,40 + \text{Rp } 90.772.404.574,28$$

$$= \text{Rp } 95.980.176.094.786,70$$

c. Net Cash Flow

$$= \text{Cash flow} - \text{pengembalian pinjaman}$$

$$= \text{Rp}95.980.176.094.786,70 - \text{Rp}2.614.245.245,98$$

$$= \text{Rp } 95.977.561.849.540,70$$

d. Net Present Value

$$\text{Preent Value} = \frac{\text{Net cash flow}}{(1 + i)^n}$$

Dimana:

i : Interest rate/tahun

n : Tahun ke-n

Harga i dapat diperoleh dengan cara trial and eror yaitu bila Total Present Value sama dengan Total Capital Investment (TCI) maka i yang dicoba adalah benar

$$TCI = \text{Rp } 2.269.310.109.357,11$$

Tabel LE.10 Net Present Value

Tahun ke-	Net Cash Flow	Discount factor $I = 93,105\%$
1	Rp1,708,957,482,610.27	Rp884,783,505,387.33
2	Rp2,229,083,071,289.71	Rp597,499,812,101.84
3	Rp2,749,208,659,969.19	Rp381,526,740,599.04
4	Rp2,749,208,659,969.19	Rp197,528,944,038.22
5	Rp2,749,208,659,969.19	Rp102,267,232,099.10
6	Rp2,749,208,659,969.19	Rp52,947,110,167.24
7	Rp2,749,208,659,969.19	Rp27,412,460,643.75
8	Rp2,749,208,659,969.19	Rp14,192,332,615.92
9	Rp2,749,208,659,969.19	Rp7,347,837,456.06
10	Rp2,749,208,659,969.19	Rp3,804,217,160.19
Total	Rp25,931,709,833,653.50	Rp2,269,310,192,268.70

$$\begin{aligned} \text{Rasio} &= \frac{\text{total NPV}}{TCI} \\ &= \frac{\text{Rp}2,269,310,192,268.70}{\text{Rp } 2.269.310.109.357,11} = 1 \end{aligned}$$

Sehingga dapat dikatakan bahwa trial nilai i atau IRR 93,150% benar.

Harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 10% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

Tabel. Net Cash Flow

Tahun ke-n	Kapabilitas	INVESTASI							Investasi Total	
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman				
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Akumulasi	Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi	4 + 8
		1	2	3	4	5	6	7	8	9
-2		Rp108,122,130,373.03		Rp108,122,130,373.03	Rp108,122,130,373.03	Rp162,183,195,559.54		Rp162,183,195,559.54	Rp162,183,195,559.54	Rp270,305,325,932.56
-1		Rp108,122,130,373.03	Rp5,406,106,518.65	Rp113,528,236,891.68	Rp221,650,367,264.70	Rp13,288,613,372.55	Rp12,974,655,644.76	Rp26,263,269,017.31	Rp188,446,464,576.85	Rp410,096,831,841.56
0	0%	-	Rp5,406,106,518.65	Rp5,406,106,518.65	Rp227,056,473,783.35		Rp1,328,861,337.26	Rp1,328,861,337.26	Rp189,775,325,914.11	Rp416,831,799,697.46
1	60%									
2	80%									
3	100%									
4	100%									
5	100%									
6	100%									
7	100%									
8	100%									
9	100%									
10	100%									

Lanjutan Tabel Net Cash Flow

Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga dari sisa pinjaman	LABA			Actual Cash flow	Net Cash Flow	Akumulasi
						Sebelum pajak	Pajak	Sesudah Pajak			
						12-13-14-15	16	17			
10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
	Rp189,775,325,914.11		Rp31,863,537,498,588.00								
Rp18,977,532,591.41	Rp170,797,793,322.70	Rp107,632,341,669,600.00	Rp1,081,221,303,730.26	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp106,442,041,057,967.00	Rp31,932,612,317,390.20	Rp74,509,428,740,577.20	Rp74,599,530,515,888.10	Rp74,618,508,048,479.50	Rp74,618,508,048,950.00
Rp18,977,532,591.41	Rp151,820,260,731.29	Rp143,509,788,892,800.00	Rp1,441,628,404,973.68	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp141,959,081,179,924.00	Rp42,587,724,353,977.20	Rp99,371,356,825,946.80	Rp99,461,458,601,257.70	Rp99,480,436,133,849.10	Rp174,098,944,182,290.00
Rp18,977,532,591.41	Rp132,842,728,139.88	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp298,441,308,401,470.00
Rp18,977,532,591.41	Rp113,865,195,548.46	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp422,783,672,620,766.00
Rp18,977,532,591.41	Rp94,887,662,957.05	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp547,126,036,839,985.00
Rp18,977,532,591.41	Rp75,910,130,365.64	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp671,468,401,059,204.00
Rp18,977,532,591.41	Rp56,932,597,774.23	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp795,810,765,278,422.00
Rp18,977,532,591.41	Rp37,955,065,182.82	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp920,153,129,497,641.00
Rp18,977,532,591.41	Rp18,977,532,591.41	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp1,044,495,493,716,860.00
Rp18,977,532,591.41	Rp0.00	Rp179,387,236,116,000.00	Rp1,802,035,506,217.10	Rp90,101,775,310.85	Rp18,977,532,591.41	Rp177,476,121,301,881.00	Rp53,242,836,390,564.20	Rp124,233,284,911,316.00	Rp124,323,386,686,627.00	Rp124,342,364,219,219.00	Rp1,168,837,857,936,080.00

