

PRA RANCANGAN PABRIK *HYDROCHLORIC ACID* (HCl)
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan
Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

HIKMAH CAHYANI 431 20 057

NUR FADILA 431 20 072

**PROGRAM STUDI S-1 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024**

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik *Hydrochloric Acid* (HCl) Kapasitas 45.000 ton/tahun”** oleh Hikmah Cahyani NIM 431 20 057 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 4 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



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



M. Badai, S.T., M.T.
NIP. 19600722 198811 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



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

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik *Hydrochloric Acid (HCl)* Kapasitas 45.000 ton/tahun**” oleh Nur Fadila NIM 431 20 072 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 4 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



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



M. Badai, S.T., M.T.
NIP. 19600722 198811 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan




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

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Kamis tanggal 10 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Hikmah Cahyani NIM 431 20 057 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Hydrochloric Acid (HCl) Kapasitas 45.000 ton/tahun”**.

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:


- 
1. Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng. Ketua (.....)
 2. Dr. Mahyati, S.T., M.Si. Sekretaris (.....)
 3. Muh. Saleh, S.T., M.Si. Anggota (.....)
 4. Ir. Balian Hasan, M.T. Anggota (.....)
 5. Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng. Pembimbing I (.....)
 6. M. Badai, S.T., M.T. Pembimbing II (.....)

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Kamis tanggal 10 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Nur Fadila NIM 431 20 072 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Hydrochloric Acid (HCl) Kapasitas 45.000 ton/tahun”**.

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:

- 
1. Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng. Ketua (.....)
 2. Dr. Mahyati, S.T., M.Si. Sekretaris (.....)
 3. Muh. Saleh, S.T., M.Si. Anggota (.....)
 4. Ir. Balian Hasan, M.T. Anggota (.....)
 5. Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng. Pembimbing I (.....)
 6. M. Badai, S.T., M.T. Pembimbing II (.....)

KATA PENGANTAR

Puji syukur senantiasa kami panjatkan atas kehadiran Allah Swt. karena berkat Rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik *Hydrochloric Acid (HCl)* Kapasitas 45.000 ton/tahun”** ini dengan baik. Selawat dan salam tidak lupa kita hanturkan untuk Nabi besar Muhammad SAW. yang menjadi suri teladan bagi kita semua. Dalam menyelesaikan skripsi ini kami mendapat bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Penulis mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada:

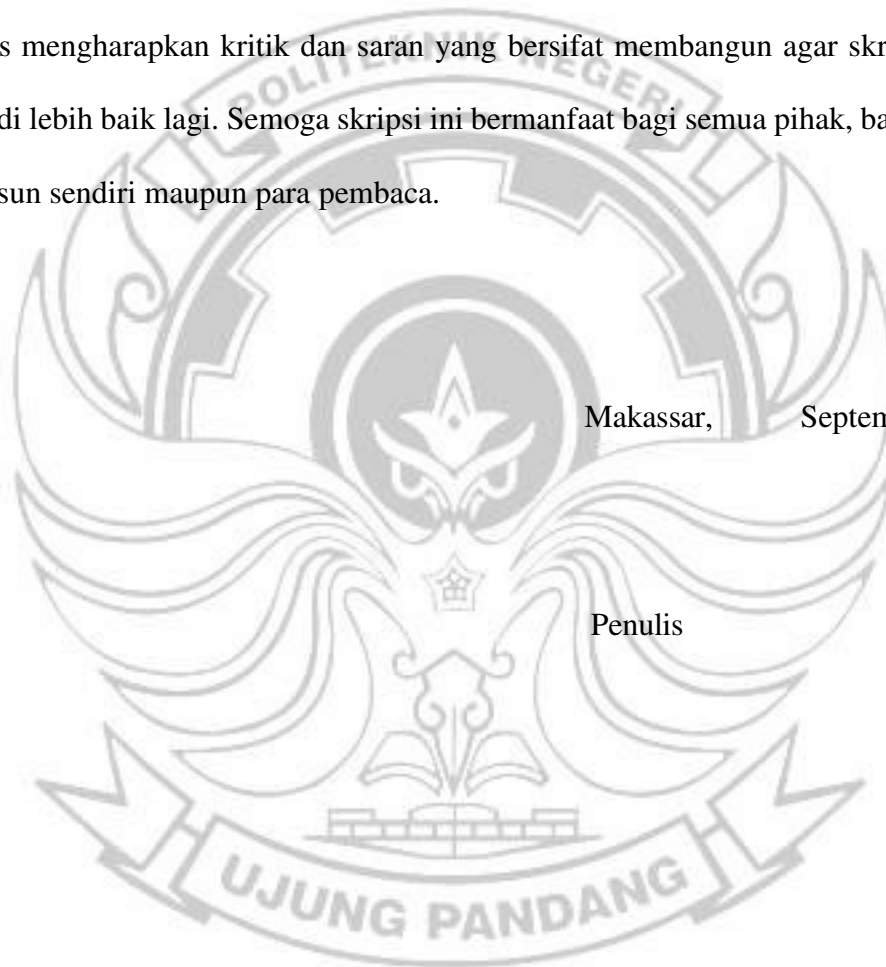
1. Kedua orang tua serta segenap keluarga yang senantiasa memberikan dukungan doa, moril maupun materi kepada penulis.
2. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang
5. Ibu Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng. selaku Koordinator Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang sekaligus pembimbing I.
6. Bapak M. Badai, S.T., M.T. selaku pembimbing II.
7. Civitas Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah membantu dan memberikan ilmunya kepada penulis.

8. Teman-teman dari Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan dan menjadi penyemangat dalam penyusunan proposal skripsi ini.
9. Semua pihak yang membantu dan tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penyusunan skripsi ini tentu saja masih memiliki banyak kekurangan, maka penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun agar skripsi ini menjadi lebih baik lagi. Semoga skripsi ini bermanfaat bagi semua pihak, baik bagi penyusun sendiri maupun para pembaca.

Makassar, September 2024

Penulis



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
RINGKASAN.....	xv
SURAT PERNYATAAN.....	xvi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri.....	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	3
1.2.3 Kapasitas Produksi.....	4
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	9
1.4 Tinjauan Proses.....	14
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	21
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	21
2.1.1 Bahan Baku.....	21
2.1.2 Produk.....	22
2.2 Konsep Proses.....	23
2.2.1 Dasar Reaksi.....	23
2.2.2 Kondisi Operasi.....	23
2.2.3 Tinjauan Termodinamika.....	24
2.3 Langkah Proses.....	29
2.3.1 Unit Persiapan Bahan Baku.....	29
2.3.2 Unit Proses Pembentukan Produk.....	30
2.3.3 Unit Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk.....	31

2.4 Diagram Alir Proses.....	32
BAB III NERACA MASSA.....	34
3.1 <i>Mannheim Furnace</i> (F-01).....	34
3.2 <i>Silica Tower</i> (ST-01).....	35
3.3 <i>Coke Tower</i> (CT-01).....	36
3.4 Kolom <i>Absorber</i> (AB-01).....	36
3.5 Kolom <i>Scrubber</i> (SB-01).....	37
BAB IV NERACA PANAS.....	40
4.1 <i>Mannheim Furnace</i>	40
4.2 <i>Silica Tower</i>	41
4.3 <i>Coke Tower</i>	41
4.4 Kolom <i>Absorber</i>	42
4.5 Kolom <i>Scrubber</i>	42
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....	44
5.1 Gudang Garam (G-01).....	44
5.2 Silo Garam (S-01).....	45
5.3 <i>Bucket Elevator</i> (J-111).....	46
5.4 Tangki Larutan H ₂ SO ₄ 98% (T-01).....	47
5.5 Pompa-1 (P-01).....	48
5.6 Tangki Pengencer H ₂ SO ₄ (M-01).....	49
5.7 Pompa-2 (P-02).....	50
5.8 Blower-1 (BL-01).....	51
5.9 <i>Mannheim Furnace</i> (F-01).....	52
5.10 <i>Screw Conveyor</i> (SC-01).....	53
5.11 <i>Stockpile</i> Na ₂ SO ₄ (SP-01).....	54
5.12 <i>Blower-2</i> (BL-01).....	55
5.13 <i>Silica Tower</i> (ST-01).....	56
5.14 <i>Coke Tower</i> (CT-01).....	57
5.15 Pompa-3 (P-03).....	59
5.16 Tangki Larutan H ₂ SO ₄ 70% (T-02).....	60
5.17 Kolom <i>Absorber</i> (AB-01).....	61

5.18 Kolom <i>Scrubber</i> (SB-01).....	63
5.19 Pompa-4 (P-04).....	65
5.20 Tangki Larutan HCl 32% (T-03).....	65
BAB VI UTILITAS.....	67
6.1 Unit Penyediaan Air.....	67
6.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....	70
6.3 Kebutuhan Bahan Bakar.....	70
6.4 Unit Pengolahan Limbah.....	70
6.5 Spesifikasi Alat Utilitas.....	72
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	81
7.1 Instrumentasi.....	81
7.2 Keselamatan Kerja.....	86
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI.....	94
8.1 Umum.....	94
8.2 Bentuk Perusahaan.....	94
8.3 Struktur Organisasi.....	95
8.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab.....	97
8.4.1 Direktur utama.....	97
8.4.2 Staf Ahli.....	98
8.4.3 Sekretaris.....	98
8.4.4 P & E <i>Manager</i>	98
8.4.5 Supervisor.....	99
8.4.6 <i>Shift Leader</i>	103
8.4.7 <i>Manager</i> Umum & Keuangan.....	106
8.4.8 R & D <i>Manager</i>	107
8.4.9 HR dan Umum.....	107
8.4.10 Pelaksana / Staf.....	108
8.5 Sistem Kerja.....	108
8.5.1 Karyawan Non- <i>Shift</i>	108
8.5.2 Karyawan <i>Shift</i>	109
8.6 Kualifikasi Karyawan.....	110

8.7 Gaji Karyawan.....	111
8.8 Jaminan Sosial dan Fasilitas Tenaga Kerja.....	112
BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN.....	115
BAB X ANALISA EKONOMI.....	121
10.1 Kajian Ekonomi.....	122
10.1.1 Total <i>Capital Investment</i> (TCI).....	122
10.1.2 Total <i>Production Cost</i> (TPC).....	122
10.2 Analisa Kelayakan Ekonomi.....	124
10.2.1 Laba / Keuntungan.....	124
10.2.2 <i>Return on Investment</i> (ROI).....	125
10.2.3 <i>Pay Out Time</i> (POT).....	125
10.2.4 <i>Internal Rate of Return</i> (IRR).....	125
10.2.5 <i>Break Event Point</i> (BEP).....	126
10.2.6 <i>Shut Down Point</i> (SDP).....	128
BAB XI KESIMPULAN.....	129
DAFTAR PUSTAKA.....	130
LAMPIRAN A.....	A-1
LAMPIRAN B.....	B-1
LAMPIRAN C.....	C-1
LAMPIRAN D.....	D-1
LAMPIRAN E.....	E-1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Asam Klorida yang Berdiri di Dunia.....	3
Tabel 1.2 Ketersediaan Pabrik Bahan Baku di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Impor Asam Klorida di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Data Ekspor Asam Klorida di Indonesia.....	5
Tabel 1.5 Data Kebutuhan Asam Klorida di Indonesia.....	6
Tabel 1.6 Peluang Kapasitas Pabrik HCl Tahun 2020-2024.....	7
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Klorida.....	19
Tabel 2.1 Data Entalpi Pembentukan (ΔH°_f) dan Energi Bebas Gibbs (ΔG°_f).....	24
Tabel 2.2 Komposisi Asam Sulfat.....	30
Tabel 2.3 Komposisi Garam.....	30
Tabel 3.1 Komposisi Asam Sulfat.....	34
Tabel 3.2 Komposisi Garam.....	34
Tabel 3.3 Neraca Massa pada Mannheim Furnace.....	35
Tabel 3.4 Neraca Massa pada <i>Silica Tower</i>	36
Tabel 3.5 Neraca Massa pada Coke Tower.....	36
Tabel 3.6 Neraca Massa pada Kolom Absorber.....	37
Tabel 3.7 Neraca Massa pada Kolom Scrubber.....	37
Tabel 3.8 Neraca Massa Overall.....	39
Tabel 4.1 Neraca panas pada Mannheim Furnace.....	40
Tabel 4.2 Neraca Panas pada Silica Tower.....	41
Tabel 4.3 Neraca Panas pada Coke Tower.....	42
Tabel 4.4 Neraca Panas pada Kolom Absorber.....	42
Tabel 4.5 Neraca Panas Pada Kolom Scrubber.....	43
Tabel 6.1 Parameter Air Sanitasi.....	68
Tabel 6.2 Parameter Air Pendingin.....	69
Tabel 6.3 Kebutuhan Air Pendingin.....	69
Tabel 7.1 Instrumentasi pada Alat Proses Pabrik.....	86
Tabel 7.2 Alat Pengaman yang Digunakan.....	93
Tabel 8.1 Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	109

Tabel 8.2 Kualifikasi Karyawan.....	110
Tabel 9.1 Keterangan Lay out Peralatan Pabrik.....	120
Tabel 10.1 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	123
Tabel 10.2 Indirect Manufacturing Cost.....	123
Tabel 10.3 Fixed Manufacturing Cost.....	124
Tabel 10.4 General Expense.....	124
Tabel 10.5 Fixed Cost.....	126
Tabel 10.6 Variabel Cost.....	127
Tabel 10.7 Semi Variabel Cost.....	127



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Peluang Kapasitas Pabrik HCl.....	7
Gambar 1.2 Peta Lokasi Pendirian Pabrik Asam Klorida.....	13
Gambar 1.3 Peralatan Produksi HCl dengan Proses Mannheim.....	15
Gambar 1.4 Diagram Alir Proses Mannheim.....	15
Gambar 1.5 Mannheim Furnace.....	16
Gambar 1.6 Peralatan Produksi HCl dengan Proses Combustion.....	17
Gambar 1.7 Diagram Alir Proses Combustion.....	18
Gambar 1.8 Burner Combustion Chamber.....	18
Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif.....	32
Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif Neraca Massa.....	38
Gambar 6.1 Flow Chart Utilitas.....	80
Gambar 9.1 Tata Letak Pabrik.....	119
Gambar 9.2 Lay out Peralatan Pabrik.....	120
Gambar 10.2 Analisa Kelayakan Ekonomi.....	128



RINGKASAN

Pra rancangan pabrik *Hydrochloric Acid* (HCl) ini dirancang dengan kapasitas 45.000 ton/tahun dengan memilih proses *mannheim furnace*. Proses ini dimulai dengan mereaksikan antara garam dengan asam sulfat ke dalam *mannheim furnace*. Produk atas *furnace* berupa gas HCl dilewatkan pada rangkaian alat pendingin dan pemurnian hingga diperoleh larutan HCl 32%.

Rencana pendirian lokasi pabrik, yaitu di Manyar, Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 10.000 m². Pabrik ini beroperasi 24 jam per hari selama 330 hari kerja per tahun. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis dan staf yang membutuhkan tenaga kerja sebanyak 144 orang.

Berdasarkan perhitungan analisa kelayakan ekonomi, dibutuhkan modal tetap (FCI) sebesar Rp 642.499.307.710, *manufacturing cost* sebesar Rp 704.501.497.353. Harga jual produksi per tahun sebesar Rp 936.068.862.552 dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar Rp 169.338.860.384 per tahun dan Rp 118.537.202.269 per tahun. Profitabilitas meliputi *Rate of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 26,36% dan 18,45%, *Pay of Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 2,7 tahun dan 3,5 tahun, serta *Break Event Point* (BEP) sebesar 45,84%. Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa pabrik HCl dengan kapasitas 45.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Hikmah Cahyani

NIM 431 20 057

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik *Hydrochloric Acid* (HCl) Kapasitas 45.000 ton/tahun”** merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing kami.

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

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

Makassar, 9 Oktober 2024



Hikmah Cahyani

431 20 057

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Nur Fadila

NIM 431 20 072

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik *Hydrochloric Acid* (HCl) Kapasitas 45.000 ton/tahun”** merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing kami.

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

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

Makassar, 9 Oktober 2024



Nur Fadila

431 20 072

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara berkembang merancang program pembangunan nasional jangka panjang sebagai upaya meningkatkan pertumbuhan ekonomi. Pembangunan dan pengembangan industri menjadi satu diantara program tersebut. Pemerintah melalui Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) 2015-2035 telah menetapkan berbagai strategi dan sasaran untuk memajukan sektor industri di tanah air, salah satunya industri kimia.

Menurut Kementerian Perindustrian (2020), sekitar 90 persen kebutuhan bahan kimia di Indonesia masih harus diimpor sehingga pengelolaan impor dengan bijaksana perlu dilakukan untuk menjaga keseimbangan dan pertumbuhan ekonomi. Upaya yang dapat dilakukan untuk mengurangi ketergantungan impor bahan kimia adalah meningkatkan kapasitas produksi dalam negeri. Kementerian Perindustrian Republik Indonesia (Kemenperin RI) terus mendorong pengembangan industri kimia karena memiliki peran penting dalam menjamin kesejahteraan masyarakat dan stabilitas negara. Industri kimia memegang peranan penting karena menjadi tulang punggung bagi keberlangsungan produksi sektor industri lainnya seperti tekstil, plastik, kosmetik, dan sebagainya.

Salah satu bahan kimia yang kebutuhannya belum terpenuhi dan memiliki peluang ekonomi cukup besar di Indonesia adalah asam klorida dengan rumus kimia HCl. Berdasarkan Kementerian Perindustrian (2020), permintaan asam klorida di Indonesia secara konsisten naik sebesar 5% dari tahun ke tahun dikarenakan banyaknya industri yang memerlukan zat ini untuk berbagai keperluan

baik sebagai produk akhir maupun *intermediate*. Peningkatan ini menunjukkan bahwa industri kimia dan sektor-sektor lain yang memanfaatkan asam klorida semakin berkembang di Indonesia.

Asam klorida digunakan oleh berbagai industri, seperti industri farmasi, industri pengolahan karet, industri tekstil, industri kimia organik, industri minyak pelumas, dan lain sebagainya. Hal ini dikarenakan asam klorida dalam industri dapat digunakan untuk meregenerasi resin kation yang sudah jenuh pada *cation exchanger column* dalam proses demineralisasi air, bahan baku pembuat plastik PVC (*polyvinyl chloride*), proses pemurnian garam dapur, mengatur pH dalam unit pengolahan air, dan masih banyak lagi (Nugraheni & Khoiriah, 2022).

Berkembangnya industri yang stabil mampu menjadikan industri asam klorida di Indonesia memiliki peluang investasi yang menjanjikan dan mempunyai profitabilitas yang cukup tinggi sehingga menjadi salah satu cara untuk menjalankan roda perekonomian. Pendirian pabrik asam klorida di Indonesia ini diarahkan agar mampu meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan asam klorida dalam negeri, memecahkan masalah ketenagakerjaan, serta mendorong pertumbuhan industri lain yang memanfaatkan asam klorida sebagai bahan baku maupun bahan penunjangnya. Upaya ini juga dilakukan agar dapat mencapai struktur ekonomi yang lebih kuat dengan mengurangi pengeluaran devisa negara yang digunakan untuk impor bahan kimia dari luar negeri.

1.2 Kapasitas Rancangan

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Beberapa pabrik asam klorida dengan kapasitas produksinya menjadi salah satu acuan dalam menentukan *range* kapasitas produksi pabrik yang dirancang pada pra rancangan pabrik ini, ditunjukkan pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Asam Klorida yang Berdiri di Dunia

Negara	Nama Industri	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
Indonesia	PT Asahimas Chemical	82.000
Geismar, Louisiana	BASF	200.000
Wichita, Kansas	Occidental Chemical	211.000-247.000
Baytown, Texas	Bayer	90.000
Corpus Christi, Texas	DuPontFluoroproducts	110.000
Henderson, Nevada	Pionerr Chlor Alkali	45.000
Geismar, Louisiana	Rubicon	145.000
La Porte, Texas	Dow	30.000
Freport, Texas		

Sumber: *Independent Commodity Intelligence Services (ICIS)*, dikutip dari Nugraheni & Khoiriah (2022)

Berdasarkan Tabel 1.1 dapat diketahui bahwa kapasitas produksi pabrik asam klorida jika ditetapkan dalam skala global harus memiliki kapasitas minimum sebesar 30.000 ton/tahun, sedangkan kapasitas produksi maksimal asam klorida yang dapat ditetapkan sebesar 247.000 ton/tahun. Sementara itu, jika ditinjau dari dalam negeri diketahui bahwa pabrik asam klorida di Indonesia hanya satu yaitu PT Asahimas Chemical dengan kapasitas 82.000 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik yang didirikan harus memperoleh *supply* bahan baku secara terus menerus (*continue*). Bahan baku yang digunakan adalah natrium klorida (NaCl) dan

asam sulfat (H_2SO_4). Di Indonesia H_2SO_4 dan NaCl sudah diproduksi oleh beberapa pabrik sehingga kebutuhan bahan baku dapat terjamin. Bahan baku yang digunakan lebih baik jika dapat dipenuhi dari dalam negeri, tetapi impor dapat dilakukan jika produksi dalam negeri tidak dapat memenuhi kebutuhan. Beberapa pabrik di Indonesia yang berperan sebagai produsen bahan baku dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Ketersediaan Pabrik Bahan Baku di Indonesia

Pabrik	Produk	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT Petrokimia	H_2SO_4	Gresik	1.170.000
PT Timuraya Tunggal	H_2SO_4	Karawang	24.000
PT Indonesia Acid Industri	H_2SO_4	Jakarta Timur	82.500
PT Smelting	H_2SO_4	Gresik	92.000
PT Dunia Kimia Utama	H_2SO_4	Sumatera Selatan	30.000
PT Supra Matam Kimia	H_2SO_4	Cilacap	300.000
PT Karya Supra Perkasa	H_2SO_4	Cilegon	300.000
PT Garam Persero	NaCl	Gresik	500.000
PT Cheetham Garam Indonesia	NaCl	Cilegon	< 115.500
PT UNiChemCandi Indonesia	NaCl	Gresik	300.000

Sumber: Kementerian Perindustrian, 2024

1.2.3 Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi pabrik yang didirikan merupakan salah satu hal yang penting untuk dipertimbangkan dengan baik. Nilai kapasitas pabrik yang ditetapkan berpengaruh dalam perhitungan baik dari segi teknis maupun ekonomis. Hal ini dikarenakan jika kapasitas pabrik yang ditetapkan dengan tepat, maka dapat menghasilkan banyak keuntungan. Pabrik asam klorida ini didirikan pada tahun 2027 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam

negeri dan menutupi nilai impor dari luar negeri. Rumus menghitung kapasitas dapat ditentukan melalui metode *discounted* seperti sebagai berikut:

$$X = X_0 (1+i)^n \dots \dots \dots (1.1)$$

Keterangan:

X = jumlah kapasitas pada tahun pabrik didirikan

X₀ = data terakhir

i = rata-rata pertumbuhan

n = selisih tahun pendirian pabrik (2027-2024 = 7 tahun) (Ulrich, 1984)

Tabel 1.3 Data Impor Asam Klorida di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)	Pertumbuhan
2016	2.549,098	-
2017	1.279,557	0,49803538
2018	3.085,672	1,41151586
2019	11.447,169	2,70978153
2020	295,906	0,97415029
Rata-Rata	3.731,4804	1,39837077

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2023

Rata-rata persen kenaikan impor HCl yang ditunjukkan pada Tabel 1.3 sebesar 139,84% sehingga besarnya impor pada tahun 2027 dapat diperkirakan dengan persamaan 1.1.

$$X_1 = 295.906 (1+1,3984)^7$$

$$X_1 = 135.072,84 \text{ ton/tahun}$$

Tabel 1.4 Data Ekspor Asam Klorida di Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	Pertumbuhan
2016	4.399	-
2017	5.562	0,26437827
2018	9.670	0,73858324
2019	8.340	0,13753878
2020	12.360	0,48201439
Rata-Rata	8.066,2	0,40562867

Sumber: Index Box, Inc., 2024

Tabel 1.4 menunjukkan bahwa rata-rata persen kenaikan ekspor HCl sebesar 40,56% sehingga perkiraan ekspor pada tahun 2027 dapat dihitung melalui persamaan 1.1.

$$X_2 = 12.360 (1+0,4056)^7$$

$$X_2 = 134.002,44 \text{ ton/tahun}$$

Sementara itu, untuk kapasitas produksi dapat dilihat dari Tabel 1.1 yang menunjukkan bahwa hanya ada satu pabrik HCl yang berdiri di Indonesia yaitu PT Asahimas *Chemical* dengan kapasitas produksi 82.000 ton/tahun. Untuk itu, produksi pada tahun 2027 (X_3) dianggap tetap setiap tahunnya pada nilai kapasitas pabrik terpasangnya.

Tabel 1.5 Data Kebutuhan Asam Klorida di Indonesia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)	Pertumbuhan
2016	56.753,40	-
2017	60.477,80	0,06562426
2018	68.202,00	0,12771959
2019	77.927,00	0,14259113
2020	86.451,00	0,10938442
Rata-Rata	69.962,24	0,113299

Sumber: Index Box, Inc., 2024

Pada Tabel 1.5 rata-rata persen kenaikan konsumsi HCl sebesar 11,33% sehingga besarnya konsumsi HCl pada tahun 2027 dapat diperkirakan melalui persamaan 1.1.

$$X_4 = 86.451 (1+0,1133)^7$$

$$X_4 = 180.996,79 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data ekspor, konsumsi, impor, dan produksi HCl pada tahun 2027, maka dapat diperkirakan peluang kapasitas produksi pabrik HCl sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Peluang Kapasitas} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \dots\dots\dots (1.2) \\ \text{Peluang Kapasitas} &= (X_2 + X_4) - (X_1 + X_3) \\ &= (134.002,44 + 180.996,79) - (135.072,84 + 82.000) \\ &= 97.926,40 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, maka peluang kapasitas pabrik HCl yang didirikan pada tahun 2027 sebesar 97.926,40 ton/tahun. Pada pra rancangan pabrik HCl ini ditetapkan kapasitas produksi sebesar 45.000 ton/tahun (46% dari peluang kapasitas pabrik pada tahun 2027).

Tabel 1.6 Peluang Kapasitas Pabrik HCl Tahun 2020-2024

Tahun	Peluang Kapasitas (Ton/Tahun)
2020	16.515,09
2021	30.739,46
2022	47.490,34
2023	66.902,81
2024	88.328,34



Gambar 1.1 Grafik Peluang Kapasitas Pabrik HCl

Prediksi peluang kapasitas pabrik HCl pada tahun pra rancangan pabrik yaitu 2027 dapat digunakan metode linearisasi sehingga diperoleh persamaan $y = 17.978,99x - 36.303.513,41$ dengan sumbu x adalah tahun pendirian pabrik dan sumbu y adalah peluang kapasitas pabrik (ton/tahun). Dengan demikian, dari persamaan tersebut dapat diperkirakan peluang kapasitas pabrik HCl pada tahun 2027 sebagai berikut:

$$y = 17.978,99 (2027) - 36.303.513,41$$

$$y = 139.899,32 \text{ ton/tahun}$$

Hasil perhitungan peluang kapasitas pabrik HCl yang didirikan pada tahun 2027 sebesar 139.899,32 ton/tahun sehingga pada pra rancangan pabrik HCl ini dapat ditetapkan kapasitas produksi sebesar 45.000 ton/tahun (32% dari peluang kapasitas pabrik pada tahun 2027).

Penentuan kapasitas pabrik ini ditetapkan dengan beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Penetapan kapasitas tersebut mampu memenuhi kebutuhan dan masih menjamin pasokan bahan tersedia secara terus menerus karena penetapan kapasitas pabrik tidak terlalu besar sehingga tidak membutuhkan lebih banyak bahan baku. Untuk itu, tidak memengaruhi kebutuhan nasional khususnya di daerah Jawa Timur yang menjadi lokasi pendirian pabrik.
- b. Kapasitas minimal produksi pabrik HCl yang telah berdiri di dunia sebesar 30.000 ton/tahun, sedangkan kapasitas maksimal produksi HCl sebesar 247.000 ton/tahun. Pabrik tetap dapat beroperasi dengan baik dan menguntungkan dalam rentang kapasitas yang sangat lebar yaitu kisaran 30.000 – 247.000 ton/tahun. Kapasitas yang ditetapkan juga tidak melebihi

kapasitas produksi pabrik HCl yang telah berdiri di Indonesia, yaitu sebesar 82.000 ton/tahun.

- c. Kapasitas yang ditetapkan tidak mencapai 100% dari peluang yang ada di tahun 2027. Namun, kapasitas yang ditetapkan ini tergolong mampu memberikan banyak keuntungan, khususnya dalam meningkatkan devisa negara karena mampu menutupi nilai impor. Hal ini dapat dilihat dari hasil perhitungan perkiraan ekspor dan impor yang menunjukkan ekspor produk ke luar negeri masih dapat dilakukan meskipun dilakukan impor dari luar negeri.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi dalam perencanaan suatu pabrik merupakan salah satu faktor utama yang mampu menentukan nilai performa dan keberhasilan suatu pabrik. Purnomo (2017) menyatakan bahwa faktor-faktor yang memengaruhi dalam penentuan lokasi terbagi menjadi dua, yaitu faktor primer dan sekunder. Faktor primer merupakan faktor yang berpengaruh langsung kepada produksi dan distribusi dari industri, sedangkan faktor sekunder adalah faktor pendukung terhadap industri yang dijalankan. Faktor-faktor primer yang sering dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik sebagai berikut:

- a. Kedekatan dengan sumber bahan baku

Ketersediaan bahan baku merupakan hal utama yang perlu diperhatikan agar proses produksi tidak mengalami banyak hambatan. Bahan baku yang digunakan sebaiknya tidak diimpor dari luar negeri, tetapi berasal dari dalam negeri dan memiliki jarak yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik. Hal ini bertujuan untuk mengurangi biaya produksi pabrik. Untuk itu, NaCl yang

nantinya digunakan diperoleh dari PT Garam di Gresik dan H₂SO₄ diperoleh dari PT Petrokimia Gresik.

b. Ketersediaan tenaga kerja

Umumnya, di setiap lokasi ketersediaan tenaga kerja memiliki potensi yang hampir sama sehingga hal ini dapat menjadi langkah positif untuk mengurangi angka pengangguran. Berdasarkan Badan Pusat Statistik Kab. Gresik (2023), populasi warga Gresik dengan tingkat pendidikan SMA dan SMK sebanyak 2.208 orang. Sementara itu, populasi warga Gresik dengan tingkat pendidikan sarjana sebanyak 2.369 orang. Dengan demikian, kebutuhan tenaga kerja tidak menjadi masalah karena tersedianya lulusan SMA, SMK, dan sarjana dalam jumlah yang besar.

c. Distribusi dan Pemasaran

Distribusi produk yang dihasilkan dilakukan melalui kota Surabaya karena kedudukannya sebagai Ibukota Jawa Timur sehingga segala fasilitasnya telah tersedia. Pemasaran produk dibagi menjadi dua golongan, yaitu partai besar untuk pasokan pabrik dan partai kecil untuk didistribusikan ke pengecer. Pemasaran ini didistribusikan kepada konsumen, seperti industri plastik dengan kebutuhan 50.000 ton/tahun, industri minyak kelapa sawit dengan kebutuhan 5.600 ton/tahun, industri gula dengan kebutuhan 93 ton/tahun, industri tekstil dengan kebutuhan 1.782 ton/tahun, industri farmasi dengan kebutuhan 3 ton/tahun, industri logam dan listrik dengan kebutuhan 40 ton/tahun, serta industri air minum dan mineral dengan kebutuhan 8 ton/tahun (Kementerian Perdagangan, 2023).

d. Sumber energi

Kebutuhan pabrik energi cukup besar sehingga industri harus mendapatkan *supplay* tenaga listrik yang cukup. Pendirian unit pembangkit tenaga listrik pada pabrik seharusnya dilakukan agar produksi pabrik tidak bergantung hanya pada *supplay* listrik dari PLN. Hal ini dilakukan dengan harapan agar selama masa operasional pabrik dapat berjalan dengan lancar. Sementara itu, pasokan bahan bakar untuk kebutuhan unit pembangkit tenaga listrik yang didirikan dapat diperoleh dari PT Pertamina yang memiliki jarak terdekat dari lokasi pendirian pabrik.

e. Sarana transportasi

Transportasi merupakan salah satu faktor khusus yang harus diperhatikan baik untuk bahan baku maupun untuk produk yang dihasilkan. Pada dasarnya, persoalan transportasi tidak hanya menyangkut ketersediaan sarana angkutan seperti truk, mobil boks, kereta api, kapal, dan sebagainya. Namun, juga termasuk sarana perhubungan, seperti fasilitas jalan raya, letak stasiun kereta api, pelabuhan laut, dan udara. Dari peninjauan lokasi pendirian pabrik, masalah transportasi tidak mengalami kesulitan karena tersedianya sarana perhubungan yang baik. Fasilitas pengangkutan darat yang dilalui oleh kendaraan bermuatan berat dapat dipenuhi melalui jalan raya (Jl. Tol Surabaya-Gresik). Sementara itu, fasilitas pengangkutan laut dapat dipenuhi melalui pelabuhan di sekitar daerah tersebut (pelabuhan JIPE, Manyak Gresik) dan untuk transportasi udara dapat dipenuhi melalui bandara udara Juanda Surabaya.

Selain itu, Purnomo (2017) juga menyatakan beberapa faktor sekunder yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik, yaitu:

a. Ketersediaan air

Secara umum, air untuk kebutuhan industri tersedia dari tiga macam sumber utama, yakni *surface water* (berasal dari sumber air, seperti sungai, danau), *ground water* (berasal dari sumber air di dalam tubuh), dan air yang berasal dari penampungan hujan. Air merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri kimia karena air dapat digunakan sebagai sanitasi, pencegahan bahaya kebakaran, media pendingin *steam*, serta untuk air proses. Meninjau dari letak lokasi, pabrik tersebut berada dekat dengan aliran sungai sehingga persoalan penyediaan air tidak mengalami kesulitan karena menjadikan sungai sebagai sumber utama.

b. Keadaan iklim dan cuaca

Daerah tersebut beriklim tropis dengan temperatur rata-rata 28,5 °C, kelembaban udara sekitar 48% pada musim hujan, kelembaban udara pada musim kemarau sekitar 92%, curah hujan relatif rendah dengan rata-rata 8 mm. Selain itu, potensi terjadi angin ribut, gempa bumi, dan banjir sangat kecil (Weather Spark, 2024).

c. Landasan Hukum

Pemilihan lokasi pabrik termasuk daerah kawasan industri. Menurut pasal 7 ayat 6 Peraturan Pemerintah No. 17 Tahun 2021 menyatakan bahwa perlunya mendukung pengembangan kawasan perindustrian kimia. Kawasan yang telah terintegasi dengan infrastruktur pendukung memadai dapat mempercepat

pengembangan industri kimia sehingga dapat menarik investasi bernilai tinggi dan menciptakan lapangan pekerjaan. Untuk itu, pendirian pabrik ini memiliki peluang yang besar karena adanya dukungan dari pemerintah.

d. Pengolahan Limbah

Buangan pabrik tidak membahayakan lingkungan karena sisa-sisa proses produksi yang dibuang tidak mengandung bahan-bahan yang dapat mencemari lingkungan. Hal ini dikarenakan air buangan pabrik telah diolah pada *Waste Water Treatment Plant* (WWTP) terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan penerima air buangan.

Berdasarkan faktor-faktor yang memengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik, maka pabrik ini didirikan di daerah Manyarejo Gresik, Jawa Timur.



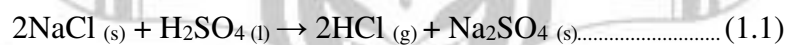
Gambar 1.2 Peta Lokasi Pendirian Pabrik Asam Klorida
(Sumber: *Google Earth*, 2024)

1.4 Tinjauan Proses

Pemilihan proses adalah bagian yang paling krusial dalam merancang pabrik kimia. Pada dasarnya, pembuatan HCl dapat dilakukan melalui beberapa jenis proses tergantung dari jenis bahan baku yang digunakan, antara lain:

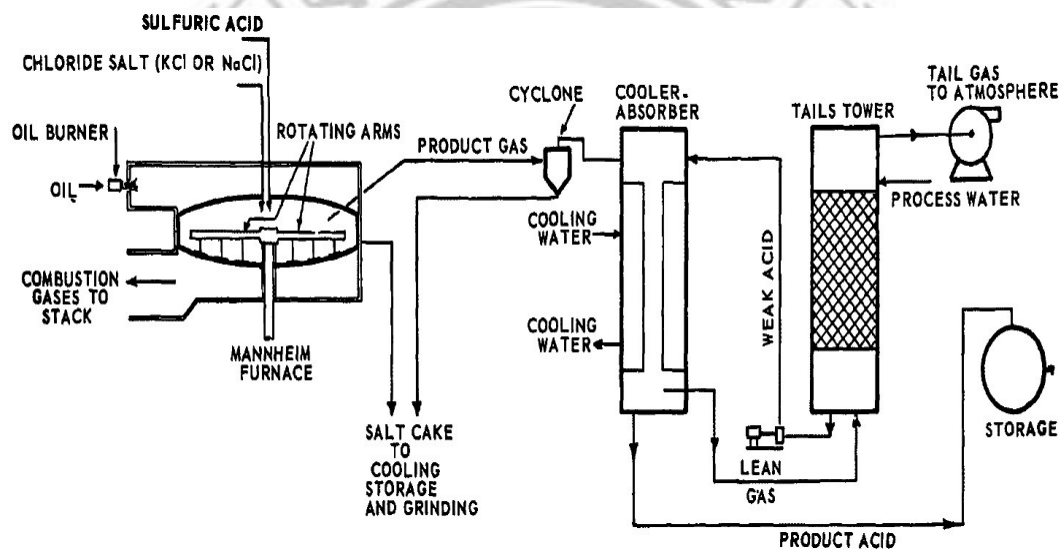
1.4.1 Proses *Mannheim*

Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah garam dan asam sulfat. Pertama-tama, garam dan asam sulfat sedikit berlebih dengan kadar 60°Be diumpankan ke *furnace* yang dilengkapi dengan pengaduk jenis rake atau disebut *mannheim furnace*. Di dalam *furnace* terjadi pemanasan secara perlahan hingga mencapai suhu diatas titik lebur garam yaitu 801 °C. Adapun reaksi yang terjadi sebagai berikut:

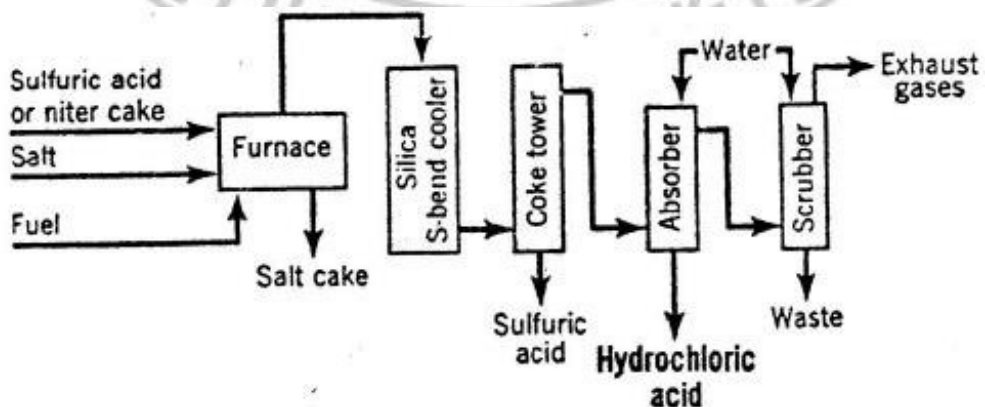


Produk atas *furnace* berupa gas *hydrogen chloride*, kemudian diumpankan ke *silica S-bend Cooler* untuk proses pendinginan. Sementara itu, untuk produk bawahnya terbentuk endapan garam *sodium sulfate (salt cake)* yang menjadi produk samping. Gas *hydrogen chloride* dari *furnace* didinginkan pada *silica S-bend cooler* sampai suhu 350 °C. Kemudian, dilewatkan ke *coke tower* untuk menghilangkan *sulfuric acid* yang terkandung dalam gas *hydrogen chloride*. Setelah itu, gas *hydrogen chloride* diserap dengan air proses melalui *absorber* sehingga diperoleh larutan HCl Sementara itu, gas *hydrogen chloride* yang tidak terserap diolah pada *scrubber* sebelum dibuang. Nilai konversi pada proses ini sebesar 98% (Faith, et al., 1960).

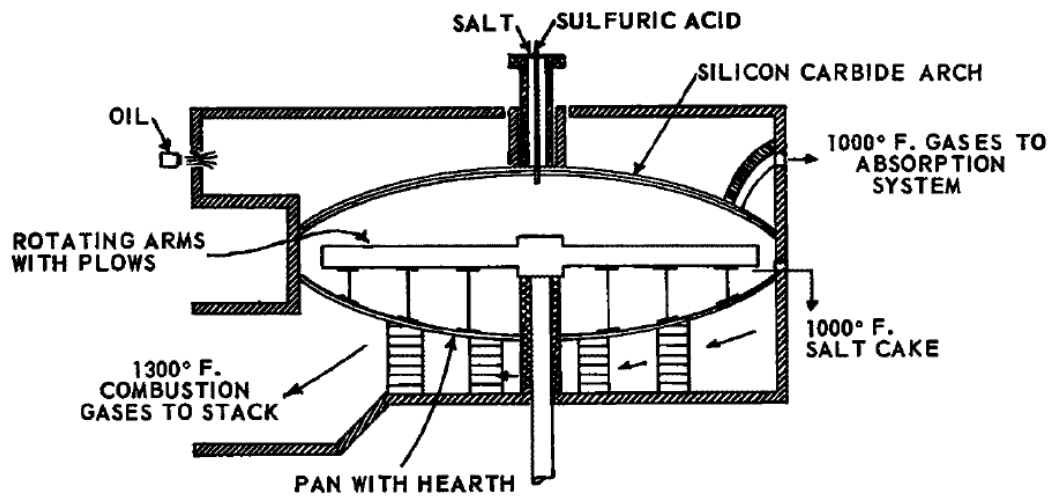
Proses ini memiliki beberapa keuntungan, yaitu biaya kapital (modal) lebih rendah, bahan baku mudah didapatkan, menghasilkan produk dengan konsentrasi tinggi, operasi pemurnian yang lebih sedikit, serta tekanan reaktor pada kondisi atmosferik. Sementara itu, kekurangan pada proses ini adalah reaktor lebih rentan korosi, proses pemanasan dalam *furnace* memerlukan energi yang signifikan, serta emisi yang dihasilkan harus diolah dengan hati-hati untuk mencegah pencemaran lingkungan (Uzair, et al., 2020).



Gambar 1.3 Peralatan Produksi HCl dengan Proses *Mannheim*
(Sumber: Uzair, et al., 2020)



Gambar 1.4 Diagram Alir Proses *Mannheim* (Sumber: Faith, et al., 1960)



Gambar 1.5 *Mannheim Furnace* (Sumber: NAPCP, 1969)

1.4.2 Proses *Combustion* Cl₂ dan H₂

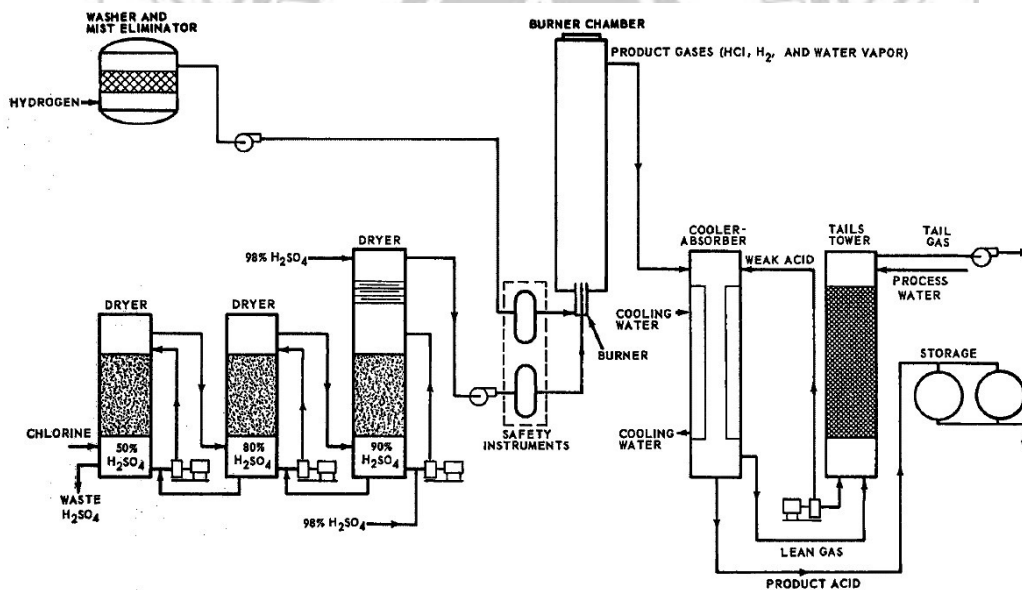
Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah gas *chlorine* (Cl₂) dan gas *hydrogen* (H₂) yang direaksikan secara langsung dalam suatu reaktor. Reaksi yang terjadi antara H₂ dan Cl₂ sangat endotermik sehingga reaktor biasanya dilengkapi dengan suatu sistem pemanas. Reaksi yang terjadi pada proses ini sebagai berikut:



Pertama-tama, gas *chlorine* dibakar dengan gas *hydrogen* yang sedikit berlebih untuk menghasilkan *hydrogen chloride* (HCl). Gas *hydrogen chloride* yang terbentuk didinginkan dan diserap dengan air proses pada *silica S-bend cooler* sehingga menghasilkan larutan HCl 22°Be (36%). Sementara itu, untuk gas *hydrogen chloride* yang tidak terserap diserap dengan air proses pada kolom *absorber* sehingga didapat larutan HCl 18°Be (28%). Namun, jika masih ada gas *hydrogen chloride* yang tidak terserap pada proses sebelumnya dapat diolah lebih lanjut pada *scrubber* sebelum dibuang ke udara bebas. Produk yang dihasilkan dari proses ini memiliki kemurniaan yang tinggi karena melalui banyak proses

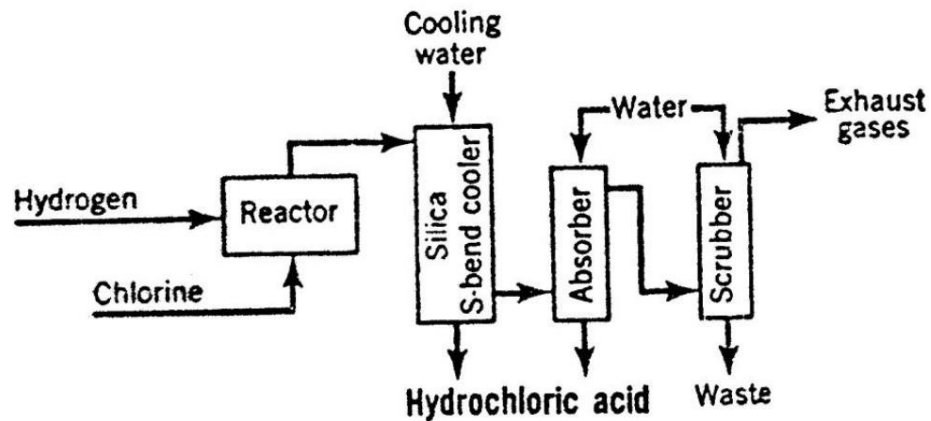
pemurnian. Sementara itu, nilai konversi pada proses ini berada pada kisaran 90-99% (Faith, et al., 1960).

Beberapa keuntungan dari proses ini, yaitu efisiensi tinggi dalam menghasilkan produk, produk samping yang dihasilkan tidak terlalu beracun, penanganan pengolahan limbah lebih mudah, serta relatif sederhana dalam desain dan operasi. Sementara itu, kekurangan pada proses ini adalah biaya kapital cukup tinggi, membutuhkan pasokan daya listrik yang besar, produksi produk yang dihasilkan tergantung dari kemurniaan gas klorin, suhu operasi yang tinggi dapat menyebabkan pembentukan polutan berupa nitrogen oksida (NO_x), serta tekanan reaktor lebih tinggi daripada tekanan atmosferik (Uzair, et al., 2020).

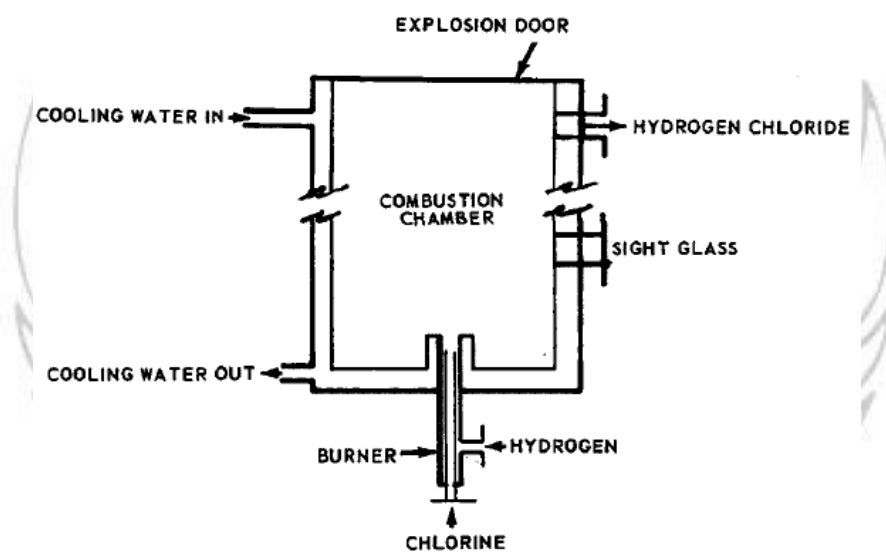


Gambar 1.6 Peralatan Produksi HCl dengan Proses *Combustion*

(Sumber: Uzair, et al., 2020)



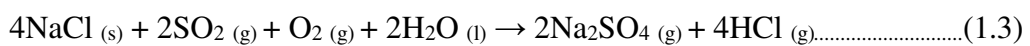
Gambar 1.7 Diagram Alir Proses *Combustion* (Sumber: Faith, et al., 1960)



Gambar 1.8 *Burner Combustion Chamber* (Sumber: NAPCP, 1969)

1.4.3 Proses *Hargreaves*

Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah garam, gas SO_2 , udara, dan air dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Pada proses ini, terlebih dahulu campuran gas *sulfur dioxide*, udara, dan air dilewatkan di briket garam sebelum melalui beberapa reaktor vertikal. Reaksi yang

terjadi bersifat eksotermis dan reaktan yang masuk harus berjalan pada suhu 427°C (800°F) sampai 538°C (1000°F). Produk bawah reaktor berupa Na₂SO₄ dan untuk produk atas berupa gas HCl. Proses pendinginan dan pemurnian produk atas dilakukan seperti pada proses *combustion*. Konversi yang dihasilkan pada proses ini berada pada kisaran 90-99% (Faith, et al., 1960).

Beberapa keuntungan dari proses ini, yaitu dapat menggunakan bahan baku bermutu lebih rendah (garam dapur), diklaim memiliki efisiensi yang tinggi dalam menghasilkan produk asam klorida, serta menggunakan bahan bakar alternatif seperti hidrogen yang lebih bersih daripada bahan bakar fosil. Sementara itu, kekurangannya adalah membutuhkan desain khusus untuk menyimpan bahan baku, harga bahan baku gas SO₂ lebih mahal, alat *pre-treatment* bahan baku yang lebih mahal, serta reaksi SO₂ dan O₂ dalam fasa gas lebih rumit dalam perencanaan dan kontrol prosesnya (Dewi, et al., 2020).

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Klorida

No.	Parameter	Uraian Proses		
		<i>Mannheim</i>	<i>Hargreaves</i>	<i>Combustion</i>
1.	Bahan Baku	NaCl dan H ₂ SO ₄	NaCl, SO ₂ , dan H ₂ O	H ₂ dan Cl ₂
2.	Suhu (T)	843 °C	427-538 °C	900 °C
3.	Tekanan (P)	1 atm	1 atm	4 atm
4.	Pengendalian Bahan Baku Utama	Umum	Khusus (<i>briquett</i> garam)	Umum
5.	Reaktor	<i>Mannheim Furnace</i>	<i>Vertical Kiln Series</i>	<i>Burner Chamber</i>
7.	Peralatan	5 Unit	7 Unit	4 Unit
8.	Konversi	98%	90-99%	90-99%

Sumber: Faith, et. al., 1960

Uraian dari ketiga jenis proses dalam pembuatan HCl menunjukkan bahwa setiap proses memiliki kelebihan dan kekurangannya masing-masing. Pemilihan proses tergantung pada faktor-faktor seperti skala produksi, ketersediaan bahan baku, persyaratan lingkungan, dan faktor ekonomi. Dari perbandingan ketiga proses tersebut, maka proses yang dipilih adalah proses *mannheim*. Pemilihan proses ini, didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

- a. Penghematan biaya produksi dapat dilakukan karena bahan baku yang dibutuhkan tidak beragam dan mudah didapat.
- b. Konversi yang dihasilkan dapat mencapai sekitar 98%.
- c. Adanya produk samping berupa natrium sulfat yang biasanya digunakan oleh industri kaca dan kertas sehingga dapat memberi nilai tambah.
- d. Kondisi operasi yang digunakan cukup ringan.
- e. Instalasi peralatan lebih sederhana dan tidak rumit sehingga investasi lebih ekonomis.

BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Bahan Baku

a. Natrium Klorida (*Sodium Chloride*)

Menurut Perry (1999), spesifikasi natrium klorida sebagai berikut:



Rumus Molekul	: NaCl
Berat Molekul	: 58,45 g/mol
Densitas	: 1,769 g/cm ³
<i>Specific Gravity</i>	: 2,163
<i>Melting Point</i>	: 801 °C
<i>Boiling Point</i>	: 1.413 °C
<i>Solubility, Cold Water</i>	: 35,7 kg/100 kg H ₂ O (H ₂ O = 0 °C)
<i>Solubility, Hot Water</i>	: 39,8 kg/100 kg H ₂ O (H ₂ O = 100 °C)
Sifat	: Hidroskopis dan tidak mudah terbakar
Kemurnian	: 95,45%
Kelarutan	: Larut dalam air dan gliserol
Impuritas	: Kalsium Sulfat (CaSO ₄) = 0,31% Air (H ₂ O) = 3,88% Magnesium Sulfat (MgSO ₄) = 0,36%

b. Asam Sulfat (*Dihydrogen Sulfate*)

Menurut Perry (1999), spesifikasi asam sulfat sebagai berikut:

Rumus Molekul	: H ₂ SO ₄
Berat Molekul	: 98,08 g/mol

Densitas : 1,833 g/ml (pada 25 °C)

Specific Gravity : 1,834

Melting Point : 10,31 °C (1 atm)

Boiling Point : 336,85 °C (1 atm)

Solubility, cold water : Sangat larut

Kemurnian : 98%

Impuritas : 2% H₂O

2.1.2 Produk

a. Asam Klorida (*Hydrochloric Acid*)

Menurut Perry (1999), spesifikasi asam klorida sebagai berikut:

Rumus Molekul : HCl

Berat Molekul : 36,46 g/mol

Densitas : 1,18 g/cm³ (pada larutan 38%)

Specific Gravity : 1,268

Boiling Point : -85 °C (1 atm)

Melting Point : -111 °C (1 atm)

Solubility, Cold Water : 56,1 kg/100 kg H₂O (H₂O = 0 °C)

Solubility, Hot Water : 82,3 kg/100 kg H₂O (H₂O = 60 °C)

Kelarutan dalam air : Sangat larut

Kemurnian : 36-38%

Impuritas : 63% H₂O (pada larutan 37%)

Kadar komersial : Larutan HCl 37% (Faith, et al., 1960)

b. Natrium Sulfat (*Disodium monosulfate*)

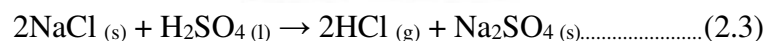
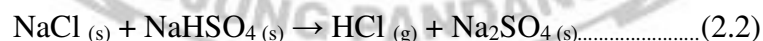
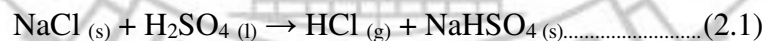
Menurut Perry (1999), spesifikasi natrium sulfat sebagai berikut:

Rumus Molekul	: Na ₂ SO ₄
Berat Molekul	: 142,04 g/mol
Densitas	: 2,70 g/cm ³ (pada 20 °C)
<i>Specific Gravity</i>	: 2,698
<i>Boiling Point</i>	: 1.100 °C terdekomposisi (1 atm)
<i>Melting Point</i>	: 888 °C (1 atm)
<i>Solubility, Cold Water</i>	: 19,4 kg/100 kg H ₂ O (H ₂ O = 20 °C)
<i>Solubility, Hot Water</i>	: 45,3 kg/100 kg H ₂ O (H ₂ O = 60 °C)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Metode yang dipilih pada pra rancangan pabrik ini adalah metode *mannheim*. Pada proses ini, NaCl bereaksi dengan H₂SO₄ pada suhu tinggi untuk membentuk asam klorida. Reaksi yang terjadi pada proses ini sebagai berikut (Faith, et al., 1960):



2.2.2 Kondisi Operasi

Pada proses ini, NaCl bereaksi dengan H₂SO₄ di dalam *mannheim furnace*, yaitu tungku besi cor yang besar. Reaksi berlangsung pada tekanan 1 atm dengan

suhu yang tinggi (843 °C) agar mampu mendorong reaksi di dalam *furnace* (Faith, et al., 1960).

Reaksi pertama terjadi antara NaCl dan H₂SO₄ yang dimasukkan ke dalam pelat reaksi stasioner. Lengan pengaduk berputar secara terus menerus untuk mengaduk campuran dan memindahkan produk intermediet, yaitu natrium bisulfat (NaHSO₄) ke pelat bawah. Bagian tungku *furnace* dibangun dengan bata yang tahan langsung terhadap api dan asam. Gas asap panas melewati pelat membawa gas HCl yang terbebas keluar dari tungku *mannheim*. Sementara itu, produk intermediet bereaksi dengan lebih banyak NaCl dibagian bawah tungku yang lebih panas sehingga menghasilkan natrium sulfat (Na₂SO₄) dan melepaskan lebih banyak HCl (NAPCP, 1969).

2.2.3 Tinjauan Termodinamika

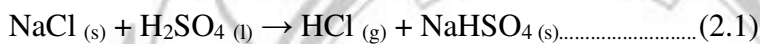
Peninjauan termodinamika dilakukan dengan tujuan untuk menentukan sifat reaksi selama proses berlangsung. Secara termodinamika reaksi pembentukan HCl dengan proses *mannheim* dapat dilihat dari harga entalpi, energi bebas *gibbs*, entropi, dan konstanta kesetimbangannya. Peninjauan termodinamika ini dilakukan dengan kondisi operasi pada tekanan (P) = 1 atm dan suhu standar (T) = 298 K.

Tabel 2.1 Data Entalpi Pembentukan (ΔH_f°) dan Energi Bebas *Gibbs* (ΔG_f°)

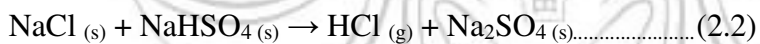
Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG_f° (kJ/mol)
HCl	-92,30	-95,30
NaCl	-411,20	-384,10
NaHSO ₄	-909	-884
Na ₂ SO ₄	-1387,10	-1270,20
H ₂ SO ₄	-814,69	-689,9

Sumber: Yaws, 1999; Bhatt & Tharoke, 2010

Jumlah energi yang dibutuhkan ataupun dihasilkan dipengaruhi oleh besar kecilnya panas reaksi yang terbentuk. Penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung melalui panas pembentukan reaksi standar (ΔH_r). Apabila ΔH_r bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis berarti reaksi membutuhkan panas selama proses berlangsung, tetapi jika ΔH_r bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis yang berarti menghasilkan panas selama proses berlangsung (Smith, et al., 1997). Berikut perhitungan panas reaksi untuk persamaan 2.1 dan persamaan 2.2.



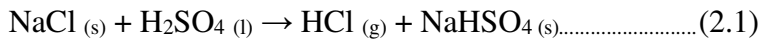
$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{HCl} + \Delta H_f^\circ \text{NaHSO}_4) - (\Delta H_f^\circ \text{NaCl} + \Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{SO}_4) \\ &= [(-92,30 + (-909)) - (-411,20 + (-814,69))] \text{ kJ/mol} \\ &= [-1001,3 - (-1225,89)] \text{ kJ/mol} \\ &= 224,59 \text{ kJ/mol (reaksi endotermis)} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{HCl} + \Delta H_f^\circ \text{Na}_2\text{SO}_4) - (\Delta H_f^\circ \text{NaCl} + \Delta H_f^\circ \text{NaHSO}_4) \\ &= [(-92,30 + (-1387,10)) - (-411,20 + (-909))] \text{ kJ/mol} \\ &= [-1479,4 - (-1320,2)] \text{ kJ/mol} \\ &= -159,2 \text{ kJ/mol (reaksi eksotermis)} \end{aligned}$$

Hubungan antara energi bebas (ΔG) dengan jalannya reaksi kimia, yaitu jika harga ΔG negatif berarti energi bebas sistem berkurang dan reaksi berlangsung spontan tanpa membutuhkan tambahan energi, jika ΔG sama dengan nol berarti sistem dalam keadaan setimbang, dan jika ΔG positif berarti reaksi berjalan spontan

ke arah sebaliknya dari harga ΔG yang negatif (Haryono, 2019). Berikut perhitungan energi bebas *Gibbs* untuk persamaan 2.1 dan persamaan 2.2.

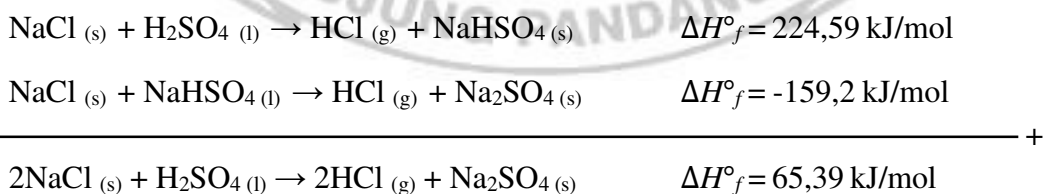


$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_f \text{ reaksi} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{HCl} + \Delta G^\circ_f \text{NaHSO}_4) - (\Delta G^\circ_f \text{NaCl} + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4) \\ &= [(-95,30 + (-884)) - (-384,10 + (-689,9))] \text{ kJ/mol} \\ &= [-979,3 - (-1074)] \text{ kJ/mol} \\ &= 94,7 \text{ kJ/mol (reaksi berjalan tidak spontan)} \end{aligned}$$



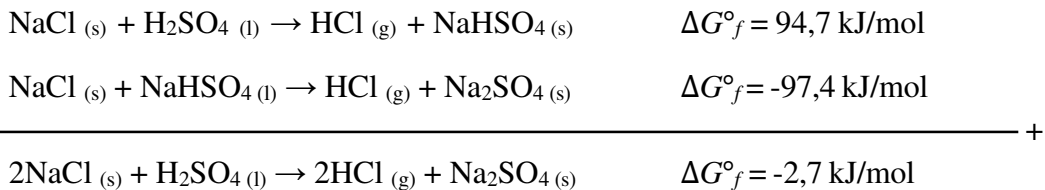
$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_f \text{ reaksi} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{HCl} + \Delta G^\circ_f \text{Na}_2\text{SO}_4) - (\Delta G^\circ_f \text{NaCl} + \Delta G^\circ_f \text{NaHSO}_4) \\ &= [(-95,30 + (-1270,20)) - (-384,10 + (-884))] \text{ kJ/mol} \\ &= [-1365,5 - (-1268,1)] \text{ kJ/mol} \\ &= -97,4 \text{ kJ/mol (reaksi berjalan spontan)} \end{aligned}$$

Hukum Hess menyatakan perubahan entalpi suatu reaksi kimia tidak bergantung pada jalannya reaksi kimia, tetapi hanya tergantung pada keadaan awal dan akhir reaksi. Perubahan entalpi suatu reaksi dapat ditentukan dengan melihat reaksi kimia tersebut berjalan satu tahap atau melalui beberapa tahap (Nurhadi, 2021).



Sementara itu, reaksi tersebut terjadi secara *reversible* atau *irreversibel* dapat diketahui dengan perhitungan konstanta kesetimbangan. Untuk menentukan harga

kesetimbangan diperlukan nilai energi bebas *Gibbs*. Nilai energi bebas *Gibbs* untuk reaksi pembentukan HCl sebagai berikut:



Perhitungan panas reaksi dan energi bebas *Gibbs* menunjukkan bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi endotermis dan berlangsung secara spontan. Hal ini dikarenakan terjadi pemecahan ikatan dan pembentukan produk gas pada suhu tinggi yang menyebabkan entropi meningkat (entropi produk lebih tinggi dibanding reaktan). Peningkatan entropi dan suhu tinggi ini cukup untuk mengimbangi entalpi positif sehingga ΔG menjadi negatif yang berarti reaksi tersebut spontan.

Konstanta kesetimbangan (K) merupakan nilai yang dihitung dari data eksperimen. Secara kuantitatif, memungkinkan menghitung konsentrasi pereaksi atau hasil reaksi dalam sistem kesetimbangan. Sementara, secara kualitatif memberikan informasi tentang sejauh mana reaksi berlangsung ke arah reaksi sempurna. Hubungan kuantitatif antara energi bebas *Gibbs* dengan konstanta kesetimbangan dapat dihitung melalui persamaan berikut (Smith, et al., 1997):

$$\Delta G = - RT \ln K \dots \dots \dots (2.3)$$

Keterangan:

- ΔG = Energi Bebas *Gibbs*
- R = Konstanta Gas ($8,314 \times 10^{-3}$ kJ/mol.K)
- T = Temperatur (K)
- K = Konstanta Kesetimbangan Reaksi

Pada keadaan standar, harga konstanta kesetimbangan ($T = 298 \text{ K}$) dapat dihitung dengan persamaan 2.3.

$$\begin{aligned}\Delta G &= -RT \cdot \ln K \\ K_{298} &= e^{-\Delta G/RT} \\ &= e^{-(-2,7/8,314 \times 10^3 / 298)} \\ &= 2,9736198042\end{aligned}$$

Pada tinjauan termodinamika, hubungan antar panas reaksi, suhu, dan konstanta kesetimbangan sebagai berikut (Smith, et al., 1997):

$$\frac{d \ln K}{dT} = - \frac{\Delta H^\circ_R}{RT^2} \quad (2.4)$$

Jika persamaan tersebut diintegrasikan menjadi:

$$\ln \left(\frac{K}{K_{298}} \right) = - \frac{\Delta H^\circ_R}{R} \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (2.5)$$

Keterangan:

- K_{298} = Konstanta kesetimbangan pada $T = 298 \text{ K}$
- K = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi
- T_1 = Suhu standar ($25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$)
- T_2 = Suhu operasi ($843^\circ\text{C} = 1.116 \text{ K}$)
- R = Tetapan gas ideal ($8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$)
- ΔH°_R = Panas reaksi standar pada $T = 298 \text{ K}$

Pada suhu operasi besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.5.

$$\ln \left(\frac{K_{1.116}}{K_{298}} \right) = - \frac{\Delta H^\circ_R}{R} \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (2.5)$$

$$\ln \frac{K_{1.116}}{2,9736} = \frac{-(65,39) \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol}} \left(\frac{1}{1.116} - \frac{1}{298} \right) \text{ K}$$

$$\ln \frac{K_{1116}}{2,9736} = 19,3452$$

$$\frac{K_{1116}}{2,9736} = 252075701$$

$$K_{1116} = 749.577.297$$

Harga konstanta kesetimbangan relatif besar yang menunjukkan reaksi berlangsung searah (*irreversible*) dari reaktan menjadi produk tanpa kemungkinan kembali ke kondisi reaktan dalam kondisi normal. Hal ini dikarenakan peningkatan suhu selama proses berlangsung dapat menggeser kesetimbangan ke arah kanan.

2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan HCl dengan metode *mannheim* dibagi menjadi tiga unit proses yang berbeda sebagai berikut:

2.3.1 Unit Persiapan Bahan Baku

Asam sulfat yang diperoleh dari PT Petrokimia Gresik perlu diencerkan terlebih dahulu karena memiliki kadar 98%, sedangkan kadar yang dikehendaki untuk proses operasi sebesar 77,67%.

NaCl yang berasal dari PT Garam disimpan di Gudang (GD-01) terlebih dahulu sebelum dialirkan ke silo (SL-01) yang beroperasi pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. NaCl yang disimpan pada silo (SL-01) sebelum disuplai ke *mannheim furnace* (F-01) dapat diatur dan dikeluarkan sesuai dengan kebutuhan proses. Komposisi masing-masing bahan dapat dilihat pada Tabel 2.2 dan Tabel 2.3.

Tabel 2.2 Komposisi Asam Sulfat

Komposisi	%Massa
H ₂ SO ₄	77,67%
H ₂ O	22,33%
Total	100,00%

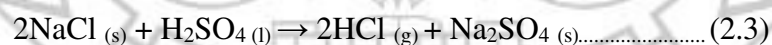
Tabel 2.3 Komposisi Garam

Komposisi	%Massa
NaCl	95,45%
CaSO ₄	0,31%
MgSO ₄	0,36%
H ₂ O	3,88%
Total	100,00%

Sumber: PT Garam Persero, 2018

2.3.2 Unit Proses Pembentukan Produk

H₂SO₄ dengan kadar 77,67% dialirkan ke *mannheim furnace* (F-01) untuk direaksikan dengan NaCl dalam bentuk padatan bubuk pada tekanan 1 atm. Selama proses berlangsung, *mannheim furnace* (F-01) dipanaskan secara perlahan-lahan hingga mencapai titik didih H₂SO₄ yaitu 336,85 °C dan pada temperatur yang lebih tinggi lagi diatas titik lebur NaCl. Persamaan reaksi utama yang terjadi pada proses ini sebagai berikut:

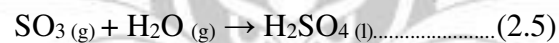
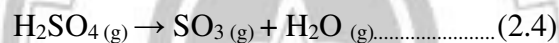


Reaksi yang terjadi pada reaktor menghasilkan gas HCl dan endapan garam *sodium sulfate* (Na₂SO₄). Produk yang dihasilkan pada bagian bawah berupa Na₂SO₄ yang dialirkan menggunakan *screw conveyor* (SC-01) menuju ke *stockpile* (SP-01) sebagai produk samping. Sementara itu, untuk produk atasnya berupa campuran gas HCl, asam sulfat, dan uap air dihembuskan menggunakan *blower*

(BL-02) menuju *silica tower* (ST-01) untuk proses pendinginan. Pada *silica tower* (ST-01) ditambahkan *cooling water* untuk mempercepat proses pendinginan.

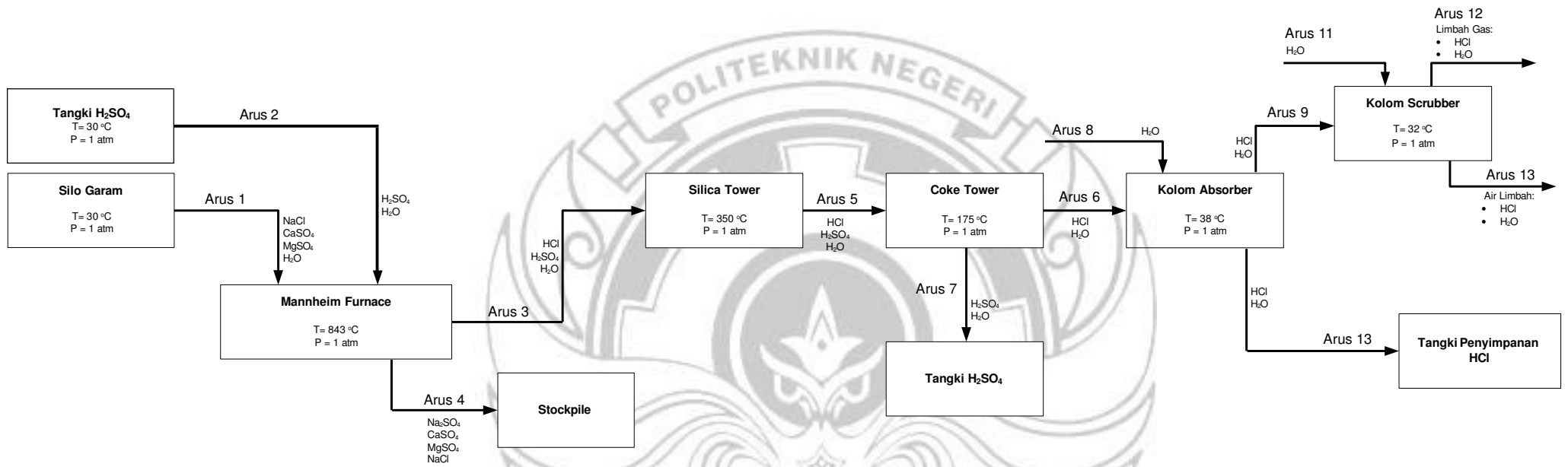
2.3.3 Unit Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Gas HCl yang telah didinginkan pada *silica tower* (ST-01) dialirkan ke *coke tower* (CT-01) untuk proses pemisahan (dekomposisi) antara asam sulfat dengan gas HCl murni. Proses pemisahan asam sulfat ini dapat terjadi karena adanya perbedaan fase antara asam sulfat dan HCl. Akibat adanya perbedaan titik didih, maka asam sulfat telah berubah fase menjadi cair dan HCl masih berupa gas pada *coke tower* (CT-01). Persamaan reaksi yang terjadi pada proses kondensasi H₂SO₄ secara *reversible* sebagai berikut:

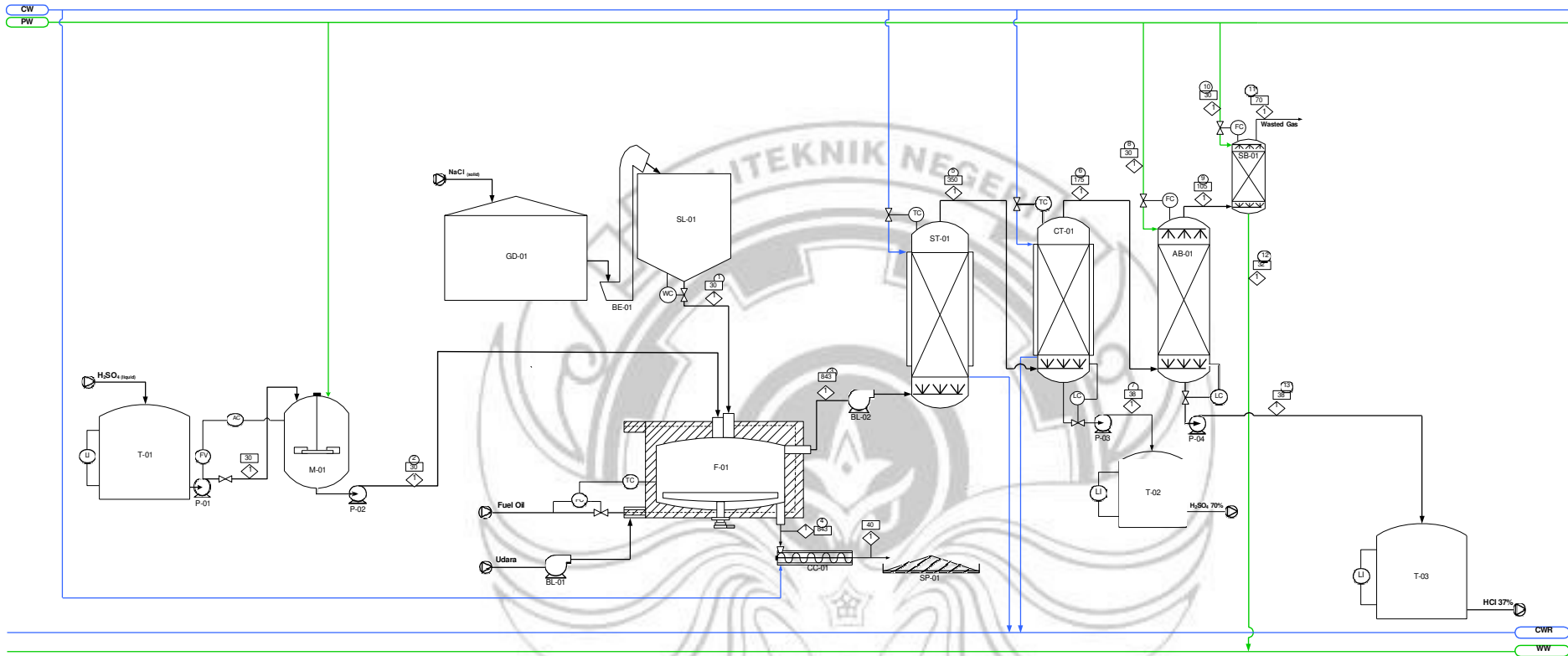


Pada produk bawah *coke tower* (CT-01), yaitu larutan H₂SO₄ 70% ditampung pada tangki penyimpanan (T-02). Sementara itu, gas HCl murni dan uap air yang belum terserap dilewatkan ke kolom *absorber* (AB-01) untuk proses penyerapan sehingga dapat berubah fase menjadi cair. Pada proses penyerapan uap HCl dengan air di kolom *absorber* (AB-01) terjadi pembentukan larutan HCl 32%. Larutan HCl yang terbentuk ini diumpangkan ke tangki penyimpanan (T-03) larutan HCl 32%. Sementara itu, uap HCl yang tidak terserap (*impurity*) pada kolom *absorber* (AB-01) dilewatkan ke kolom *scrubber* (SB-01) untuk diubah fase menjadi cair sebelum dialirkan ke *plant* penanganan limbah.

2.4 Diagram Alir Proses




Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif



Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
T	Tangki Penyimpanan	BL	Blower
P	Pompa	CC	Cooling Conveyor
M	Tangki Pengencer H ₂ SO ₄	SP	Stockpile
GD	Gudang Garam	ST	Silica Tower
BE	Bucket Elevator	CT	Coke Tower
SL	Silo Garam	AB	Kolom Absorber
F	Mannheim Furnace	SB	Kolom Scrubber

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
○	Nomor Arus	TC	Temperature Control	CWR	Cooling Water Return
□	Suhu (°C)	LI	Level Indicator	WW	Waste Water
◇	Tekanan (atm)	FC	Flow Control	CW	Cooling Water
		WC	Weight Control	PW	Process Water
		LC	Level Control		
		AYC	Analysis Relay Control		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
PRODISI-TERAPAN REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG

PRA RANCANGAN PABRIK HYDROCHLORIC ACID (HCL)
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
 1. Hikmah Cahyani (431 20 057)
 2. Nur Fadila (431 20 072)

Dosen Pembimbing:
 1. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng.
 2. M. Badai, S.T., M.T.

Komponen	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13
Natrium Klorida (NaCl)	3.003,58	-	-	60,07	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Kalsium Sulfat (CaSO ₄)	9,75	-	-	9,75	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Magnesium Sulfat (MgSO ₄)	11,33	-	-	11,33	-	789,04	-	-	-	-	-	-	-
Air (H ₂ O)	122,09	794,18	916,27	-	916,27	-	127,23	3.090,37	15,78	33,81	0,16	49,44	3.863,64
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	-	2.762,37	296,87	-	296,87	1.836,55	296,87	-	-	-	-	-	-
Asam Klorida (HCl)	-	-	1.836,55	-	1.836,55	-	-	-	18,36	-	0,18	18,18	1.818,18
Natrium Sulfat (Na ₂ SO ₄)	-	-	-	3.572,64	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total	3.146,76	3.556,55	3.049,69	3.653,61	3.049,69	2.625,59	424,10	3.090,37	34,14	33,81	0,34	67,62	5.681,82

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 45.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 24 jam/hari

Jam Kerja = 330 hari/tahun

Satuan Massa = kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Laju Produksi} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \square\square} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \square\square} \\ &= 5.681,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berikut merupakan rangkuman dari neraca massa, perhitungan yang lengkap terdapat pada lampiran A.

Tabel 3.1 Komposisi Asam Sulfat

Komposisi	% Massa
H ₂ SO ₄	77,67%
H ₂ O	22,33%
Total	100,00%

Tabel 3.2 Komposisi Garam

Komposisi	% Massa
NaCl	95,45%
CaSO ₄	0,31%
MgSO ₄	0,36%
H ₂ O	3,88%
Total	100,00%

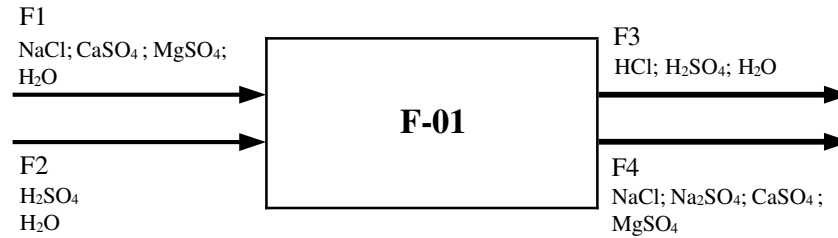
Sumber: PT Garam Persero, 2018

3.1 Mannheim Furnace (F-01)

Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan H₂SO₄ untuk membentuk produk utama berupa HCl dan produk samping berupa Na₂SO₄.

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 175 °C



Tabel 3.3 Neraca Massa pada Mannheim Furnace

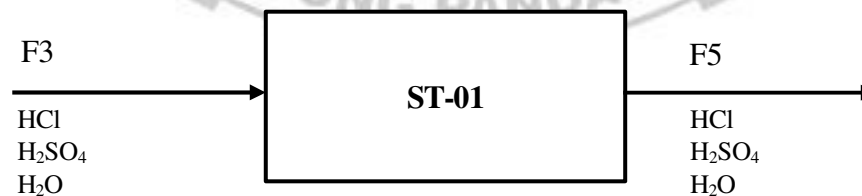
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		% Massa	
	F1	F2	F3	F4	F3	F4
NaCl	3.003,58	-	-	60,07	-	1,64
CaSO ₄	9,75	-	-	9,75	-	0,27
MgSO ₄	11,33	-	-	11,33	-	0,31
H ₂ O	122,09	794,18	916,27	-	30,04	-
H ₂ SO ₄	-	2.762,37	296,87	-	9,73	-
HCl	-	-	1.836,55	-	60,23	-
Na ₂ SO ₄	-	-	-	3.572,46	-	97,78
Subtotal	3.146,75	3.556,55	3.049,69	3.653,61	100,00	100,00
Total	6.703,30		6.703,30			

3.2 Silica Tower (ST-01)

Fungsi : Menyerap panas campuran gas dengan media *silica*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 350 °C



Komposisi F3 = Komposisi F5

Tabel 3.4 Neraca Massa pada *Silica Tower*

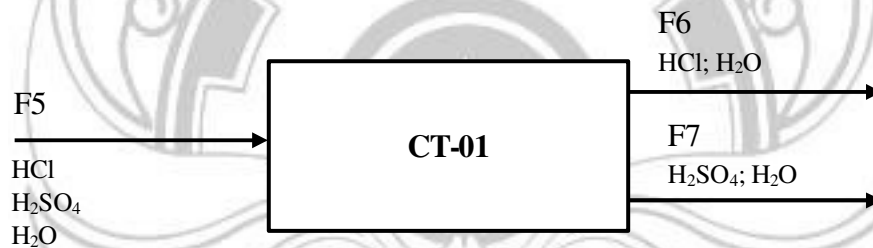
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	%Massa	
	F3	F5	F3	F5
H ₂ O	916,27	916,27	30,04	30,04
H ₂ SO ₄	296,87	296,87	9,73	9,73
HCl	1.836,55	1.836,55	60,23	60,23
Total	3.049,69	3.049,69	100,00	100,00

3.3 *Coke Tower (CT-01)*

Fungsi : Mengkondensasi H₂SO₄ dengan bantuan *coke*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 175 °C



Tabel 3.5 Neraca Massa pada *Coke Tower*

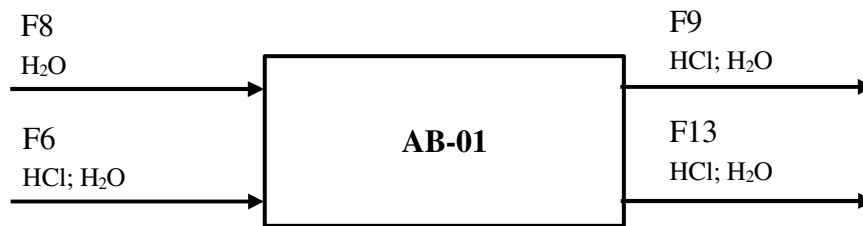
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)		%Massa	
	F5	F6	F7	F6	F7
HCl	1.836,55	1.836,55	-	69,95	-
H ₂ O	916,27	789,04	127,23	30,05	30,00
H ₂ SO ₄	296,87	-	296,87	-	70,00
Subtotal	3.049,69	2.625,59	424,10	100,00	100,00
Total	3.049,69	3.049,69			

3.4 *Kolom Absorber (AB-01)*

Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 38 °C



Tabel 3.6 Neraca Massa pada Kolom *Absorber*

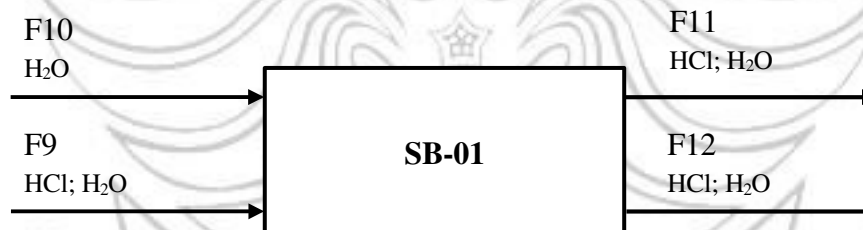
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		%Massa	
	F6	F8	F9	F13	F9	F13
HCl	1.836,55	-	18,36	1.818,18	53,78	32
H ₂ O	789,04	3.090,37	15,78	3.863,64	46,22	68
Subtotal	2.625,59	3.090,37	34,14	5.681,82	100,00	100,00
Total	5.715,96		5.715,96			

3.5 Kolom *Scrubber* (SB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang lolos dari kolom *absorber*

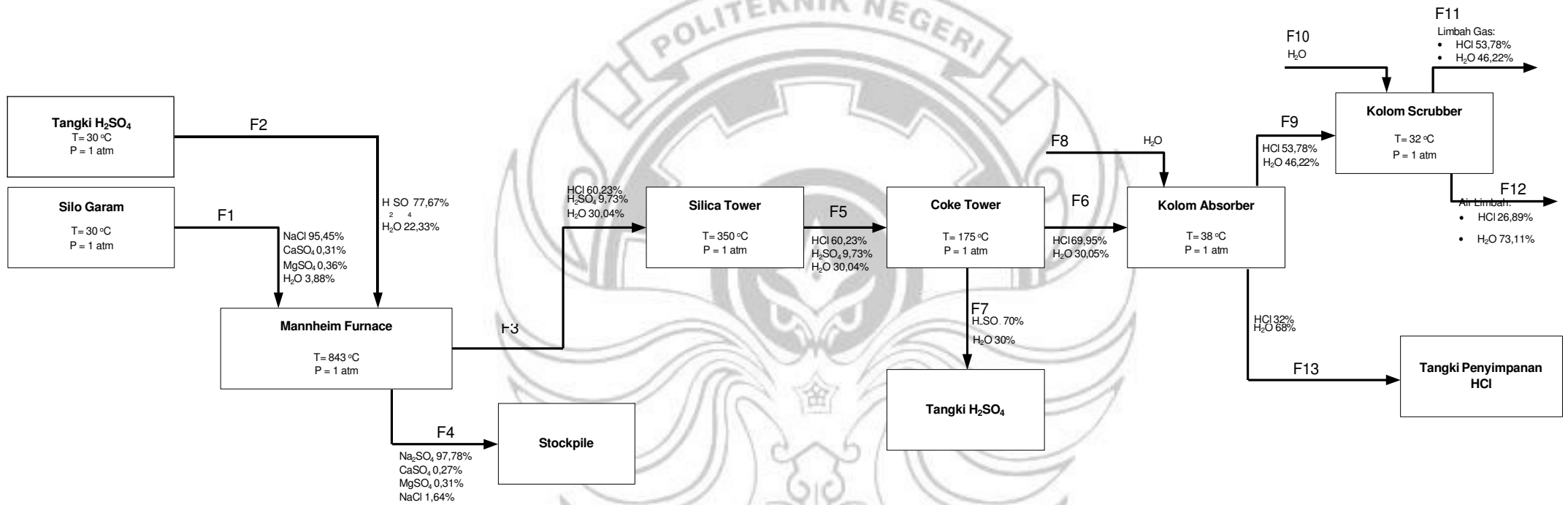
Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 32 °C



Tabel 3.7 Neraca Massa pada Kolom *Scrubber*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		%Massa	
	F9	F10	F11	F12	F11	F12
HCl	18,36	-	0,18	18,18	53,78	26,89
H ₂ O	15,78	33,81	0,16	49,44	46,22	73,11
Subtotal	34,14	33,81	0,34	67,62	100,00	100,00
Total	67,95		67,95			



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif Neraca Massa

Tabel 3.8 Neraca Massa Overall

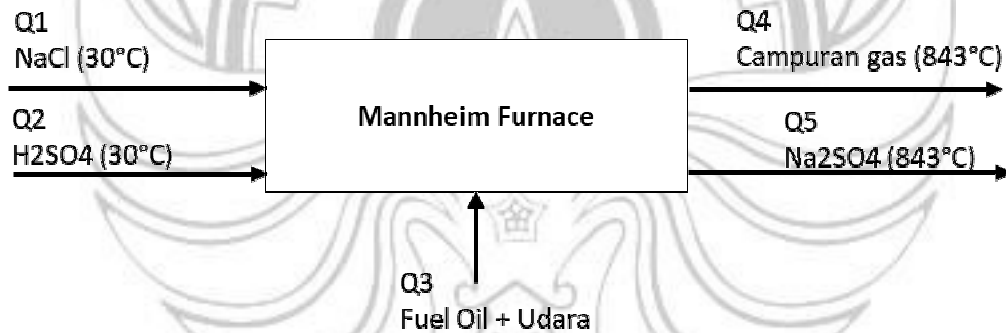
KOMPONEN	ARUS (kg/jam)													
	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	
NaCl	3.003,58			60,07										
CaSO ₄	9,75			9,75										
MgSO ₄	11,33			11,33										
H ₂ O	122,09	794,18	916,27		916,27	789,04	127,23	3.090,37	15,78	33,81	0,16	49,44	3.863,64	
H ₂ SO ₄		2.762,37	296,87		296,87		296,87							
HCl			1.836,55		1.836,55	1.836,55			18,36		0,18	18,18	1.818,18	
Na ₂ SO ₄				3.572,46										
Sub Total	3.146,76	3.556,55	3.049,69	3.653,61	3.049,69	2.625,59	424,10	3.090,37	34,14	33,81	0,34	67,62	5.681,82	
TOTAL	6.703,31		6.703,31											
				3.049,69	3.049,69									
						3.049,69								
							2.625,59	3.090,37	34,14					
								5.715,96						
										34,14	33,81	0,34	67,61	
										67,95	67,95			
	3.146,76	3.556,54		3.653,62			424,10	3.090,37	34,14					5.681,82
							9.793,68							9.793,68

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 45.000 ton/tahun
 Waktu Operasi = 24 jam/hari
 Jam Kerja = 330 hari/tahun
 Satuan Massa = kilogram/jam
 Satuan Panas = kilokalori/jam

4.1 Mannheim Furnace

Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan H₂SO₄ untuk membentuk produk utama berupa HCl dan produk samping berupa Na₂SO₄

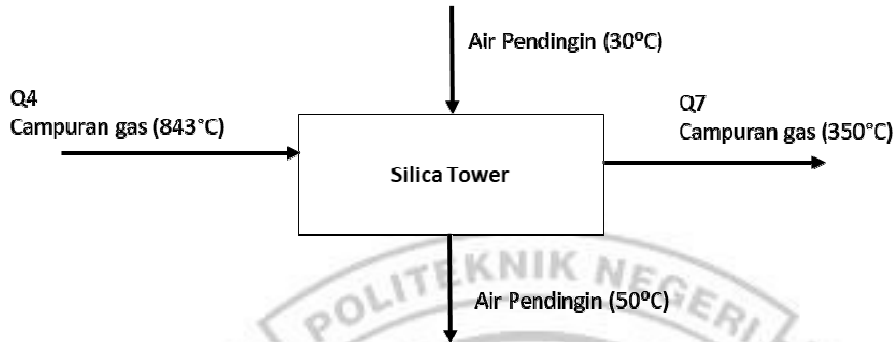


Tabel 4.1 Neraca panas pada *Mannheim Furnace*

Komponen	Input (kkal/jam)			Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3	Q4	Q5
NaCl	3.094,13	-	-	-	11.558,08
CaSO ₄	8,39	-	-	-	2.025,82
MgSO ₄	12,60	-	-	-	2.061,81
H ₂ O	3.039,20	19.215,54	-	872.339,22	-
H ₂ SO ₄	-	8.174,36	-	48.445,90	-
HCl	-	-	-	300.212,43	-
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	675.004,0882
Q Supply	-	-	4.151.491,64	-	-
ΔH reaksi	-	-	-	2.273.338,50	-
Total		4.185.035,86		4.185.035,86	

4.2 Silica Tower

Fungsi : Mendinginkan bahan dengan bantuan silica dan air pendingin

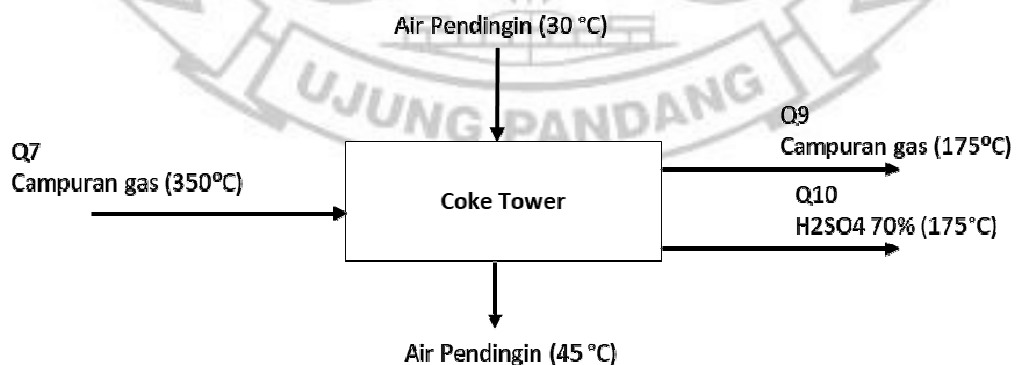


Tabel 4.2 Neraca Panas pada *Silica Tower*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q4	Q6	Q7	Q8
HCl	300.212,43	-	115.891,54	-
H ₂ O	872.339,22	-	636.665,67	-
H ₂ SO ₄	48.445,90	-	18.437,33	-
Q Serap	-	112.500,75	-	562.503,77
Total	1.333.498,31		1.333.498,31	

4.3 Coke Tower

Fungsi : Mengkondensasi H₂SO₄ dengan bantuan *coke*



Tabel 4.3 Neraca Panas pada *Coke Tower*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)		
	Q7	Q9	Q10	Q11	
HCl	115.891,54	52.933,67	-	-	
H ₂ O	636.665,67	55.660,79	6.929,92	-	
H ₂ SO ₄	18.437,33	-	2.284,05	-	
Q Serap	-	-	-	-	1.361.928,55
ΔH reaksi	708.742,50	-	-	-	-
Total	1.479.736,98		1.479.736,98		

4.4 Kolom Absorber

Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas

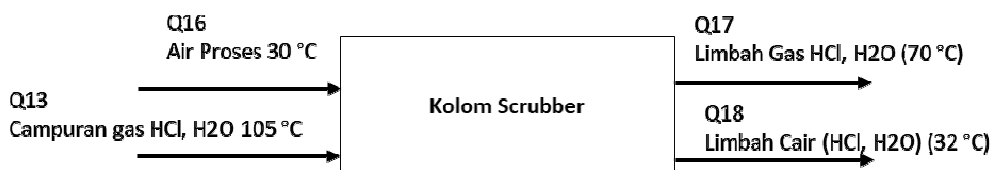


Tabel 4.4 Neraca Panas pada Kolom *Absorber*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)		
	Q9	Q12	Q13	Q14	Q15
HCl	52.933,67	-	281,13	4.507,69	-
H ₂ O	55.660,79	64.809,70	590,88	210.445,53	-
ΔH Solution	891.158,16	-	-	-	-
Q Serap	-	-	-	-	848.737,07
Total	1.064.562,31		1.064.562,31		

4.5 Kolom Scrubber

Fungsi : Menyerap gas HCl yang lolos dari kolom absorber



Tabel 4.5 Neraca Panas Pada Kolom *Scrubber*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)		
	Q13	Q16	Q17	Q18	Q19
HCl	281,13	-	1,58	24,27	-
H ₂ O	590,88	708,94	3,32	1.450,80	-
ΔH Solution	8.911,58			-	-
Q Serap		-		-	9.012,56
Total	10.492,53			10.492,53	



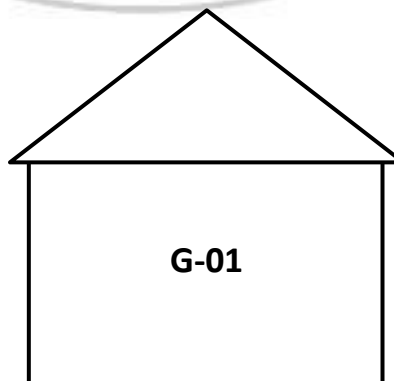
BAB V SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Produksi	= 45.000 ton/tahun
Waktu Operasi	= 24 jam/hari
Jam Kerja	= 330 hari/tahun
Laju Produksi	= 5.681,82 kg/jam
Satuan Massa	= kilogram/jam
Satuan Panas	= kilokalori/jam

Berikut merupakan rangkuman dari neraca massa, perhitungan yang lengkap terdapat pada lampiran C.

5.1 Gudang Garam (G-01)

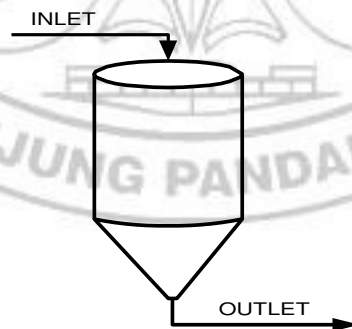
Fungsi	: Tempat menyimpan <i>stock</i> garam dari supplier
Dasar pemilihan	: Bahan baku berbentuk padat (kristal)
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	= Beton dan porselen
Kondisi operasi	:
Tekanan (P)	= 1 atm (tekanan atmosfer)
Suhu (T)	= 30 °C (suhu kamar)



Waktu operasi = 24 jam
Waktu tinggal = 7 hari
Kapasitas = 279,85 m³
Panjang = 8,5711 m
Lebar = 5,7141 m
Tinggi = 5,7141 m

5.2 Silo Garam (S-01)

Fungsi : Menampung kebutuhan garam untuk produksi dari gudang
Type : Bin
Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas datar dan bawah conis
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk menampung bahan padatan
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi :
Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)
Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Ketentuan tangki :

Waktu tinggal = 8 jam

Range suhu = -20 – 40 °C

(Ulrich; Table 4-27; Hal. 248)

Dimensi ukuran :

Volume = 470,6172 cuft = 13,3263 m³

Diameter = 6,6914 ft = 2,0395 m

Tinggi = 13,3828 ft = 4,0791 m

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

(Brownell; Hal. 253)

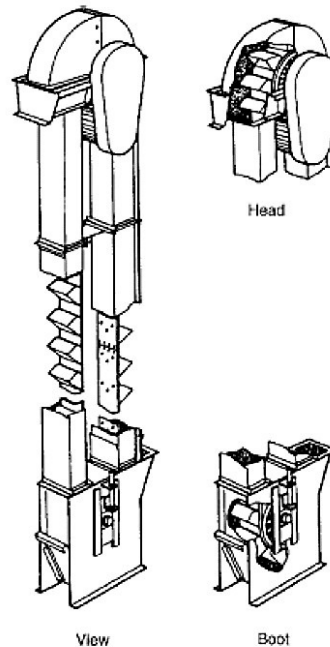
5.3 *Bucket Elevator (J-111)*

Fungsi : Memindahkan garam dari gudang menuju silo garam

Type : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu

Jumlah : 1 unit



Ukuran = 6 in x 4 in x 4¼ in

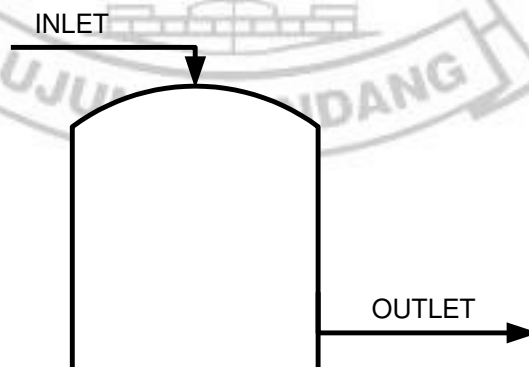
Bucket spacing = 8 in

Tinggi elevator = 6 in
Ukuran *feed* (maks.) = 3/4 in
= 0,75 mm
Putaran *head shaft* = 43 rpm
Power = 2 HP
Bahan konstruksi = *Malleable iron*

(Perry 7^{ed}; T.21-8)

5.4 Tangki Larutan H₂SO₄ 98% (T-01)

Fungsi : Menyimpan larutan H₂SO₄ 98% dari *supplier*
Type : Silinder tegak dengan tutup bawah datar dan atas tutup
berbentuk *dish*
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk *liquid* pada tekanan atmosfer
Jumlah : 1 unit
Kondisi Operasi :
Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)
Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Waktu tinggal = 7 hari
Waktu operasi = 24 jam

Volume = 11.133,24 cuft

= 315,25 m³

Tinggi = 230,5058 in

= 11,7097 m

Tebal *shell* = $1\frac{1}{8}$ in

Tebal tutup atas = $1\frac{1}{8}$ in

Tebal tutup bawah = $1\frac{1}{8}$ in

Bahan konstruksi = *Stainless Steel 316* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

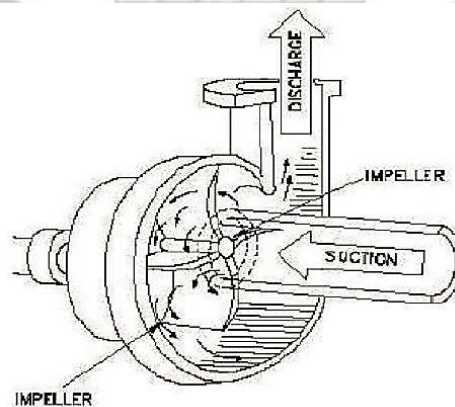
5.5 Pompa-1 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan larutan H₂SO₄ 98% ke M-01

Type : *Centrifugal pump, single stage, single suction, radial flow impeller*

Jumlah : 1 unit

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah

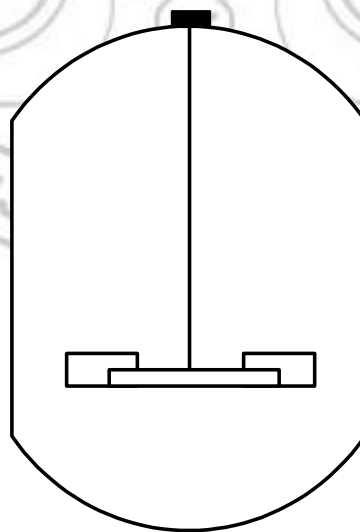


<i>Rate Volumetrik</i>	= 6,9092 gpm
Total <i>Dynamic Head</i> (Wf)	= 20,7392 ft.lbf/lbm
Efisiensi motor	= 80%
Power	= 0,5 HP
Bahan konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

5.6 Tangki Pengencer H₂SO₄ (M-01)

Fungsi	: Mengencerkan larutan H ₂ SO ₄ menjadi konsentrasi 77,67%
Type	: Silinder tegak, tutup atas dan bawah berbentuk <i>elliptical dished</i> , serta dilengkapi pengaduk
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi :	
Tekanan (P)	= 1 atm (tekanan atmosfer)
Suhu (T)	= 30 °C (suhu kamar)



Dimensi *shell*:

Diameter *shell, inside* = 3,9612 ft

Tinggi *shell* = 7,9224 ft

Tebal *shell* = 3/16 in
= 0,1875 in

Dimensi tutup:

Tebal tutup atas (*dished*) = 0,1875 in

Tinggi tutup atas dan bawah = 0,5359 ft

Bahan konstruksi = *Stainless steel 316*

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Sistem pengaduk turbin 6-*flat blade*:

Diameter *impeller* = 1,3204 ft
= 0,4024 m

Panjang *blade* = 0,0660 ft

Lebar *blade* = 0,2641 ft

Power motor = 1 HP

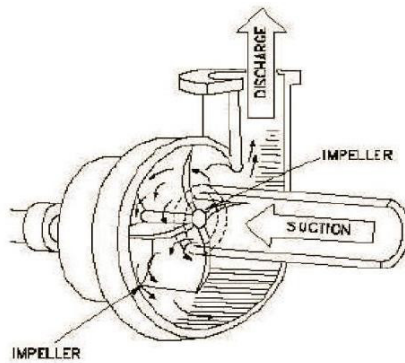
5.7 Pompa-2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan larutan H₂SO₄ 98% ke F-01

Type : *Centrifugal pump; single stage; single suction; radial flow
impeller*

Jumlah : 1 unit

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah



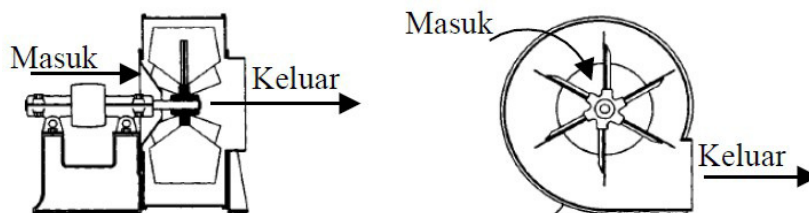
Rate volumetrik = 10,1792 gpm
Total dynamic head (Wf) = 20,9166 ft.lbf/lbm
Efisiensi motor = 80%
Power = 0,5 HP
Bahan konstruksi = *Commercial Steel* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

5.8 Blower-1 (BL-01)

Fungsi : Memindahkan udara dari udara bebas ke F-01 sebagai bahan bakar

Type : *Centrifugal blower*

Dasar pemilihan : Sesuai dengan jenis bahan yang dipindahkan dan membutuhkan efisiensi tinggi



Rate volumetrik = 1.589,78 cuft/menit

Jumlah = 1 unit-*multistage*

Power = 3,0438 HP

Efisiensi motor = 82%

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

5.9 Mannheim Furnace (F-01)

Fungsi : Mereaksikan bahan baku untuk membentuk produk utama berupa HCl dan produk samping berupa Na_2SO_4

Type : *Rotary Hearth Furnace* (Furnace Broker Inc.)

Bentuk : Silinder tegak, tutup atas dan bawah *dished* serta dilengkapi Pengaduk

Dasar pemilihan : Penanganan otomatis dan sesuai dengan bahan

Jumlah : 1 unit

Accesoris : *Electric Gear Driven Motor*

Kaloic Load : 1,6 juta Btu/jam

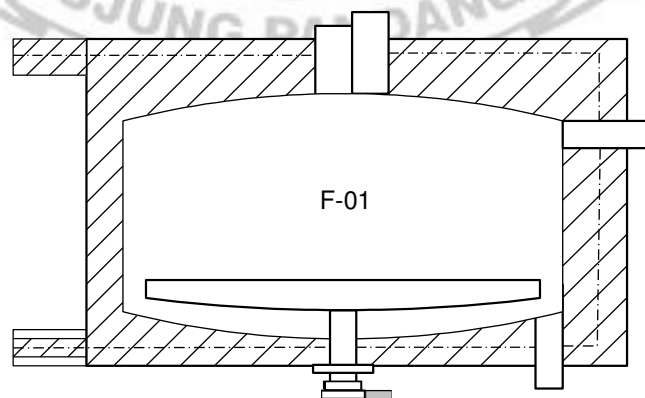
Refraktori : Batu tahan api

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 843 °C

Waktu tinggal = 3 jam



Spesifikasi reaktor utama:

Diameter <i>shell</i>	= 1,9812 m
Tinggi <i>shell</i>	= 3,9624 m
Volume <i>shell</i>	= 14,8940 m ³
Volume <i>head</i>	= 0,0029 m ³
Tinggi <i>head</i>	= 0,3953 m
Volume reaktor	= 14,8940 m ³
Tinggi reaktor	= 4,7530 m
Diameter reaktor (DR)	= 1,9812 m
Diameter pengaduk (Di)	= 0,6604 m
Pengaduk dari dasar (E)	= 0,6604 m
Tinggi pengaduk (W)	= 0,1321 m
Lebar pengaduk (L)	= 0,1651 m
Lebar <i>baffle</i> (B)	= 0,1981 m
Power pengaduk	= 1,4423 HP
Daya motor	= 2 HP

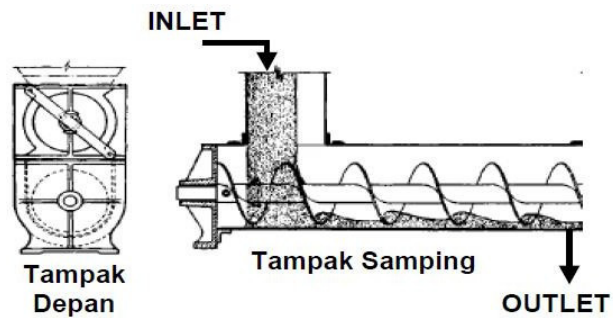
5.10 *Cooling Conveyor* (CC-01)

Fungsi : Mendinginkan padatan saat dipindahkan ke SP-01

Type : *Plain spouts or chutes*

Dasar pemilihan: Umum digunakan untuk memindahkan bahan padatan dengan sistem tertutup

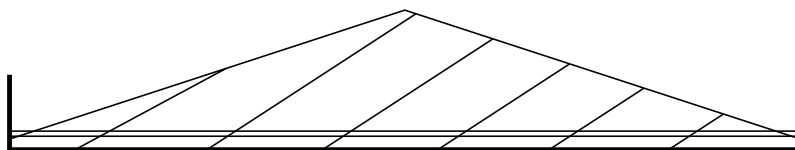
Bahan konstruksi: *Carbon steel*



Kapasitas = 47,9764 cuft/jam
 Jumlah = 1 unit
 Panjang = 50 ft
 Diameter = 9 in
 Kecepatan putaran = 12 rpm
 Power = 2 HP

5.11 *Stockpile* Na₂SO₄ (SP-01)

Fungsi : Menampung produk samping Na₂SO₄
 Dasar pemilihan : Bahan baku berbentuk padatan (kristal)
 Jumlah : 1 unit
 Kondisi Operasi :
 Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)
 Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



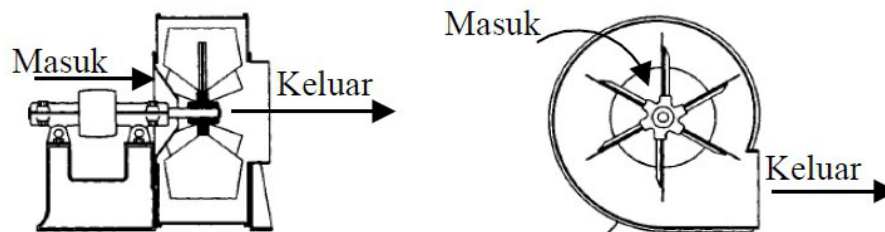
Waktu operasi = 24 jam
 Waktu tinggal = 7 hari
 Kapasitas = 273,8795 m³
 Panjang = 8,8459 m
 Lebar = 4,4229 m
 Tinggi = 7 m
 Bahan konstruksi = Beton

5.12 Blower-2 (BL-01)

Fungsi : Memindahkan campuran gas dari F-01 ke ST-01

Type : *Centrifugal blower*

Dasar pemilihan: Sesuai dengan jenis bahan yang dipindahkan dan membutuhkan efisiensi tinggi



Rate volumetric = 5.636,0044 cuft/menit

Jumlah = 1 unit-*multistage*

Power = 10,1707 HP

Efisiensi motor = 87%

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

5.13 Silica Tower (ST-01)

Fungsi : Menyerap panas campuran gas dengan media *silica*
Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas *dish* dilengkapi dengan *packing silica* dan *sparger*

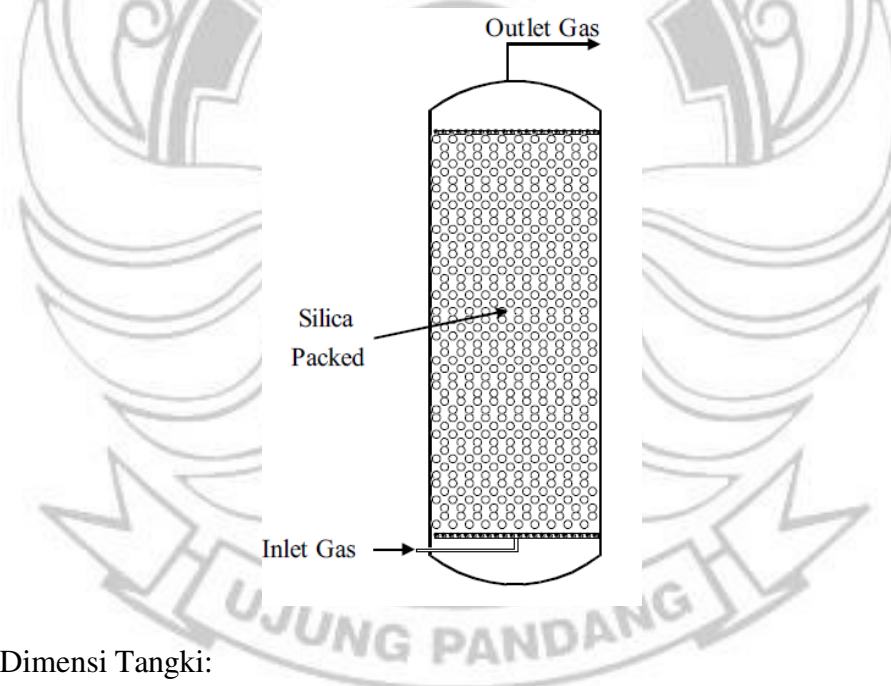
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 843 °C (suhu bahan)



Dimensi Tangki:

Volume = 6.458,83 cuft = 182,8919 m³

Diameter = 11,8040 ft

Tinggi = 59,0202 ft

Tebal *shell* = 0,375 in = 3/8 in

Tebal tutup atas = 0,375 in = 3/8 in

Tebal tutup bawah = 0,375 in = 3/8 in

Bahan konstruksi = *Stainless Steel 316*

(Perry 7^{ed}; Tabel 28-1)

Packing:

Type = *Packing silica*

Kebutuhan *silica* = 151.072 kg

Sparger Bagian Bawah (gas):

Type = *Standard perforated pipe*

Bahan konstruksi = *Commercial steel*

Diameter lubang = 3,2699 mm

Jumlah cabang = 20

Lubang tiap cabang = 275 buah

(Van Winkle; Tabel 15.1; Hal. 607)

5.14 *Coke Tower (CT-01)*

Fungsi : Mengkondensasi H_2SO_4 dengan bantuan *coke*

Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas *dish* dilengkapi dengan *packing coke* dan *sparger*

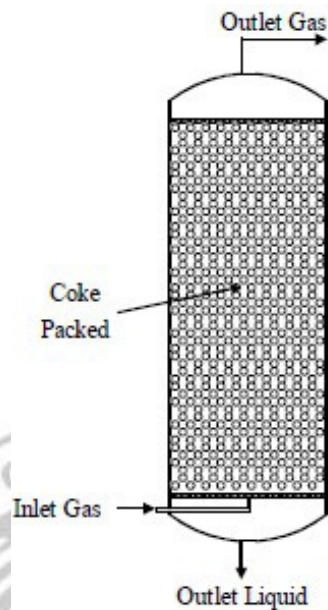
Dasar pemilihan: Umum digunakan untuk proses penyerapan

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 350 °C (suhu bahan)



Dimensi Tangki:

Volume = 3607,04 cuft = 102,1392 m³

Diameter = 9,7207 ft

Tinggi = 48,6034 ft

Tebal *shell* = 0,375 in = 3/8 in

Tebal tutup atas = 0,375 in = 3/8 in

Tebal tutup bawah = 0,375 in = 3/8 in

Bahan konstruksi = *Stainless Steel 316*

(Perry 7^{ed}; Tabel 28-1)

Packing:

Type = *Packing coke*

Kebutuhan *silica* = 68.629 kg

Sparger Bagian Bawah (gas):

Type = *Standard perforated pipe*

Bahan konstruksi = *Commercial steel*

Diameter lubang = 3.3481 mm

Jumlah cabang = 20

Lubang tiap cabang = 221 buah

(Van Winkle; Tabel 15.1; Hal. 607)

5.15 Pompa-3 (P-03)

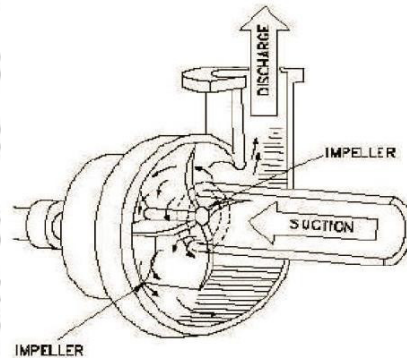
Fungsi : Mengalirkan bahan dari CT-01 ke T-02

Type : *Centrifugal pump, single stage, single suction, radial flow*

impeller

Jumlah : 1 unit

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah



Rate volumetrik = 1,2796 gpm

Total dynamic head (Wf) = 5,3396 ft.lbf/lbm

Efisiensi motor = 80%

Power = 0,5 HP

Bahan konstruksi = *Commercial steel*

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

5.16 Tangki Larutan H₂SO₄ 70% (T-02)

Fungsi : Menampung produk samping larutan H₂SO₄ 70% yang dihasilkan selama proses berlangsung

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah datar dan atas tutup berbentuk *dish*

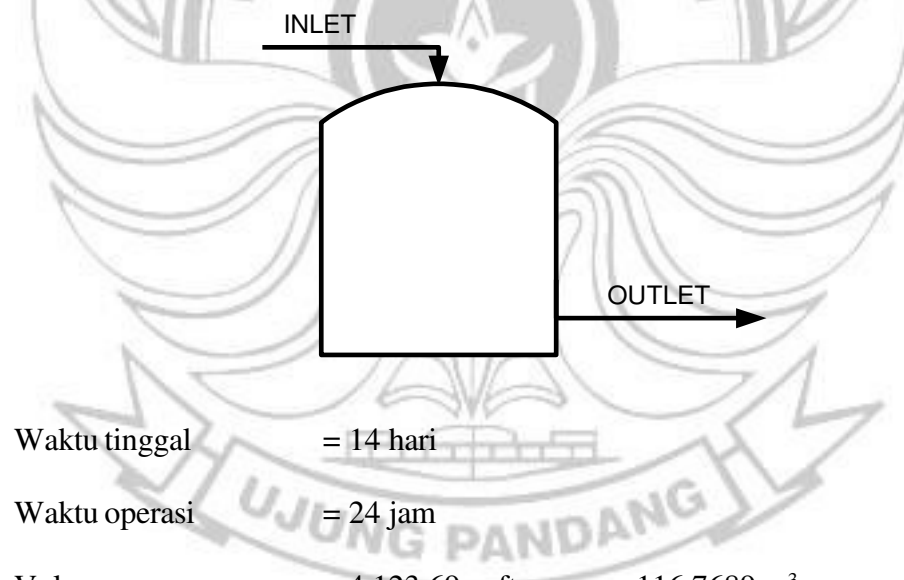
Dasar pemilihan: Umum digunakan untuk *liquid* pada tekanan atmosfer

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Waktu tinggal = 14 hari

Waktu operasi = 24 jam

Volume = 4.123,69 cuft = 116,7689 m³

Tinggi = 331,08 in = 8,4094 m

Tebal *shell* = 0,3125 in

Tebal tutup atas = 0,3125 in

Tebal tutup bawah = 0,3125 in

Bahan konstruksi = *Stainless Steel 316*

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

5.17 Kolom Absorber (AB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas

Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan *packing rasching ring* dan *sparger*

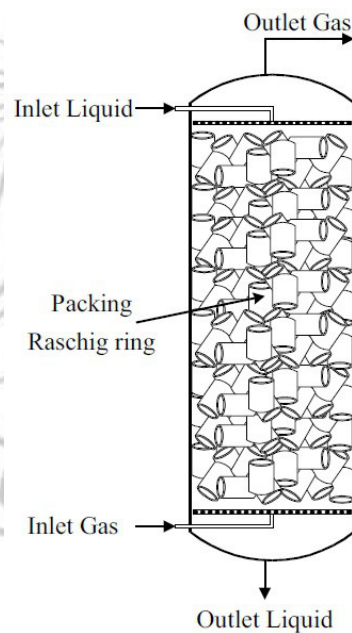
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 175 °C (suhu bahan)



Dimensi Tangki:

Volume = 2.344,22 cuft = 66,3802 m³

Diameter = 8,4200 ft

Tinggi = 42,1000 ft

Tebal <i>shell</i>	= 0,3125 in	= 5/16 in
Tebal tutup atas	= 0,3125 in	= 5/16 in
Tebal tutup bawah	= 0,3125 in	= 5/16 in
Bahan konstruksi	= <i>Stainless steel 316</i>	

(Perry 7^{ed}; Tabel 28-11)

Packing:

Jenis	= <i>Rasching ring</i>	
Ukuran	= 1 in	
Tebal	= 0,125 in	
<i>Free gas space</i>	= 73%	
Jumlah <i>packing</i>	= 253.175 buah	
Bahan konstruksi	= <i>Ceramic stoneware</i>	

Sparger:

<i>Type</i>	= <i>Standard perforated pipe</i>	
Bahan konstruksi	= <i>Commercial steel</i>	

a. Bagian Atas (air proses)

Diameter lubang = 4,2652 mm

Jumlah cabang = 20

Lubang tiap cabang = 150

b. Bagian Bawah (gas)

Diameter lubang = 3,3295 mm

Jumlah cabang = 20

Lubang tiap cabang = 193

5.18 Kolom Scrubber (SB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang lolos dari kolom *absorber*

Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan *packing rasching ring* dan *sparger*

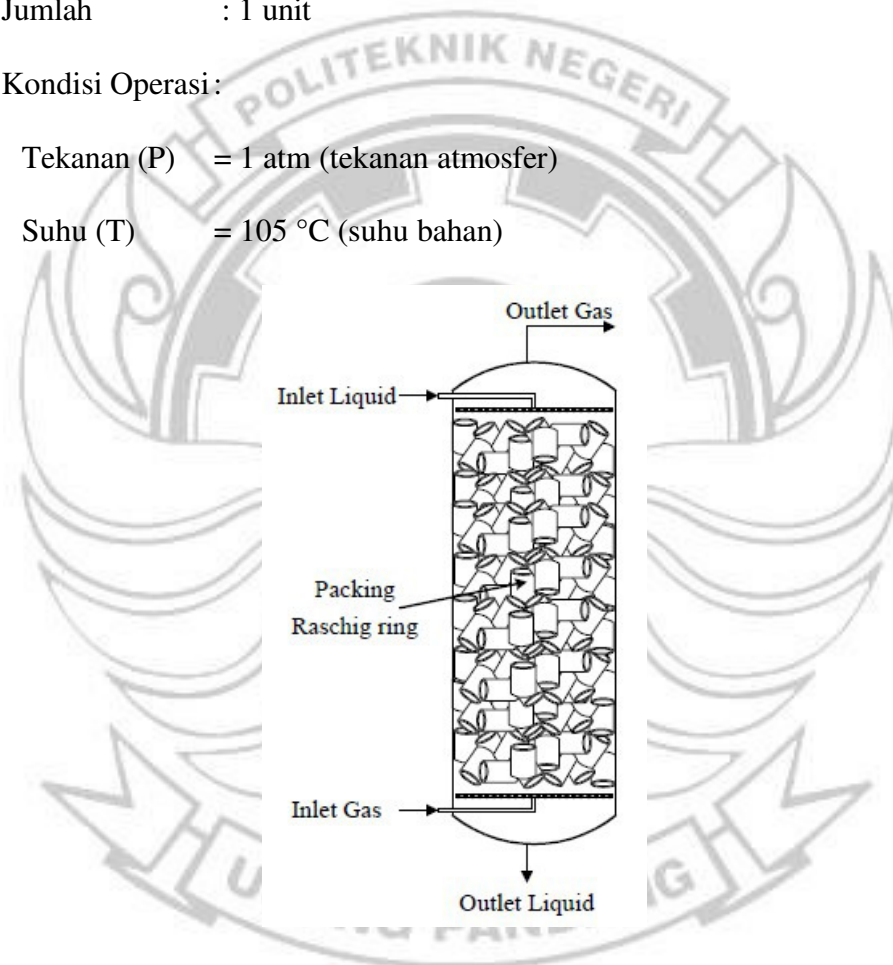
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 105 °C (suhu bahan)



Dimensi Tangki:

Volume = 29,0011 cuft = 0,8212 m³

Diameter = 1,9474 ft

Tinggi = 9,7369 ft

Tebal *shell* = 0,1875 in = 3/16 in

Tebal tutup atas = 0,1875 in = 3/16 in
Tebal tutup bawah = 0,1875 in = 3/16 in
Bahan konstruksi = *Stainless steel 316*

(Perry 7^{ed}; Tabel 28-11)

Packing:

Jenis = *Rasching Ring*
Ukuran = 1 in
Tebal = 0,125 in
Free gas space = 73%
Jumlah *packing* = 3.132 buah
Bahan konstruksi = *Ceramic stoneware*

Sparger:

Type = *Standard perforated pipe*
Bahan konstruksi = *Commercial steel*

a. Bagian Atas (air proses)

Diameter lubang = 4,9626 mm
Jumlah cabang = 20
Lubang tiap cabang = 30

b. Bagian Bawah (gas)

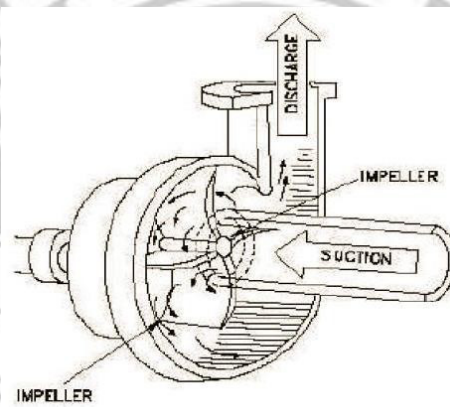
Diameter lubang = 3,8325 mm
Jumlah cabang = 20
Lubang tiap cabang = 39

5.19 Pompa-4 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan produk larutan HCl dari AB-01 ke T-03
Type : *Centrifugal pump, single stage, single suction, radial flow impeller*

Jumlah : 1 unit

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah



Rate volumetrik = 23,9330 gpm
Total dynamic head (Wf) = 6,9526 ft.lbf/lbm
Efisiensi motor = 80%
Power = 0,5 HP
Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

5.20 Tangki Larutan HCl 32% (T-03)

Fungsi : Menampung produk larutan HCl 32% yang dihasilkan selama proses berlangsung

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah datar dan atas tutup berbentuk *dish*

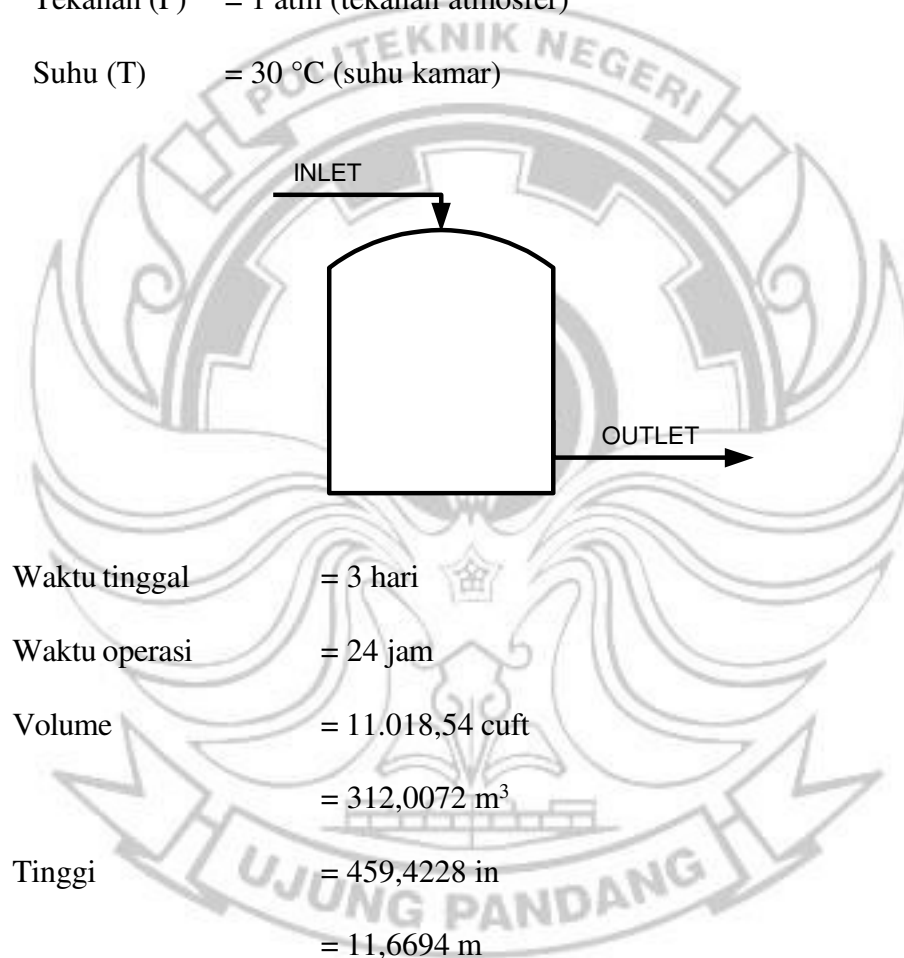
Dasar pemilihan: Umum digunakan untuk *liquid* pada tekanan atmosfer

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Waktu tinggal = 3 hari

Waktu operasi = 24 jam

Volume = 11.018,54 cuft

= 312,0072 m³

Tinggi = 459,4228 in

= 11,6694 m

Tebal *shell* = 1,25 in

Tebal tutup atas = 1,25 in

Tebal tutup bawah = 1,25 in

Bahan konstruksi = *Stainless steel 316* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

BAB VI UTILITAS

Utilitas adalah unit pendukung yang menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi, memastikan bahwa proses tersebut berjalan lancar sesuai dengan standar yang telah ditetapkan. Keberadaan unit utilitas sangat penting untuk kelancaran proses produksi, sehingga diperlukan fasilitas utilitas yang memadai agar produksi dapat berlangsung secara terus-menerus. Berikut unit-unit utilitas yang dirancang pada pabrik HCl ini:

6.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan pada pabrik HCl ini memakai air yang disediakan langsung di kawasan industri. Pusat kawasan industri, yaitu *Java Integrated Industrial and Ports Estate* (JIPE) yang menyediakan pasokan air sebesar 4000 m³/hari (*East Java Investival Info*, 2020). Penyediaan air dimaksudkan untuk memenuhi air yang meliputi:

6.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan lainnya. Berdasarkan perhitungan pada Lampiran D, kebutuhan air sanitasi sebanyak 7,34 m³/hari. Air dari bak air bersih dipompa menuju bak sanitasi dengan penambahan desinfektan kaporit yang diinjeksikan langsung ke dalam bak. Selanjutnya, air dialirkan dengan menggunakan pompa untuk kebutuhan air sanitasi. Berdasarkan S.K. Gubernur Jatim No. 45 Tahun 2002, berikut baku mutu air baku harian:

Tabel 6.1 Parameter Air Sanitasi

Parameter	Satuan	S.K. Gubernur
Suhu	°C	(25 – 30°C)
Kekeruhan	Skala NTU	-
Warna	Unit Pt-Co	-
SS	Ppm	-
pH	-	6 - 8,5
Alkalinitas	Ppm CaCO ₃	-
CO ₂ bebas	Ppm CO ₂	-
DO	Ppm O ₂	>=4
Nitrit	Ppm NO ₂	Nihil
Ammonia	Ppm NH ₃ – N	0,5
Tembaga	Ppm Cu	1
Fosfat	Ppm PO ₄	-
Sulfida	Ppm H ₂ S	Nihil
Besi	Ppm Fe	5
Krom heksafalen	Ppm Cr	0,05
Mangan	Ppm Mn	0,5
Seng	Ppm Zn	5
Timbal	Ppm Pb	0,1
COD	Ppm O ₂	10
Detergen	Ppm MBAS	0,5

6.1.2 Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendingin. Berdasarkan perhitungan pada Lampiran D, kebutuhan air pendingin sebanyak 2.744,9640 m³/hari. Syarat kualitas air pendingin, yaitu tidak menimbulkan kerak, korosi, dan memperkecil laju pertumbuhan bakteri. Untuk kelancaran dan efisiensi kerja dari air pendingin, maka perlu diperhatikan persyaratan untuk air pendingin.

Tabel 6.2 Parameter Air Pendingin

Karakteristik	Kadar maximum (ppm)
	Air Pendingin
<i>Silica</i>	50
Aluminum	-
<i>Iron</i>	-
<i>Manganese</i>	-
<i>Calcium</i>	200
<i>Sulfate</i>	680
<i>Chloride</i>	600
<i>Dissolved Solid</i>	1.000
<i>Suspended Solid</i>	5.000
<i>Hardness</i>	850
<i>Alkalinity</i>	500

Untuk menghemat air, maka air pendingin yang telah digunakan didinginkan kembali dalam *cooling tower* sehingga perlu sirkulasi air pendingin. Untuk itu, disediakan pengganti sebanyak 20% kebutuhan.

Tabel 6.3 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	CW (kg/jam)	CW (lb/jam)
1.	<i>Silica tower</i>	22.500,15	49.604,33
2.	<i>Coke tower</i>	90.795,2	200.169,18
3.	<i>Cooling conveyer</i>	1.076,2	2.372,661
TOTAL		114.371,61	252.146,16

6.1.3 Air Proses

Air proses digunakan pada proses yang membutuhkan tambahan air, seperti pengenceran konsentrasi larutan. Berdasarkan perhitungan pada Lampiran D, kebutuhan air proses sebanyak 41,5290 m³/hari. Untuk air proses itu sendiri dapat diperoleh dari WTP yang sudah tersedia dikawasan, lalu dipompa menuju bak air proses dan dialirkan ke alat proses.

6.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini, yaitu sebesar 81,09 kWh yang dipenuhi oleh PLN daerah setempat sebagai sumber listrik utama. Sementara itu, disediakan pula generator pabrik sebagai pemasok listrik cadangan jika terjadi pemutusan atau gangguan listrik. Kebutuhan listrik dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan pabrikasi/proses, penerangan, alat control, bengkel, dan lainnya.

6.3 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan diperoleh dari PT Pertamina. Bahan bakar ini digunakan untuk generator dan bahan bakar *furnace*. Kebutuhan bahan bakar solar untuk *Generator Set* sebanyak 8,76 lb/jam dan kebutuhan bahan bakar untuk *furnace* sebanyak 86,6613 lb/jam.

6.4 Unit Pengolahan Limbah

Limbah adalah hasil pembuangan dari proses produksi. Limbah yang memiliki konsentrasi melebihi batas standar yang telah ditetapkan perlu diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer. Hal ini dikarenakan limbah tersebut mengandung berbagai zat yang bisa merusak lingkungan dan kesehatan manusia. Untuk menjaga kelestarian lingkungan, sebaiknya setiap pabrik harus memiliki unit pengolahan limbah.

Dalam kegiatan industri, air limbah mengandung zat-zat atau kontaminan yang dihasilkan dari sisa bahan baku, sisa pelarut atau bahan aditif, produk terbuang atau gagal, pencucian dan pembilasan peralatan, *blowdown* beberapa peralatan seperti *kettle boiler* dan sistem air pendingin, serta *sanitary wastes*. Upaya yang harus

dilakukan agar suatu industri dapat memenuhi baku mutu, maka perlu diterapkan prinsip pengendalian limbah secara cermat dan terpadu baik di dalam proses produksi (*in-pipe pollution prevention*) dan setelah proses produksi (*end-pipe pollution prevention*).

Pengendalian dalam proses produksi bertujuan untuk meminimalkan volume limbah yang ditimbulkan, konsentrasi, dan toksisitas kontaminannya. Sementara itu, pengendalian setelah proses produksi dimaksudkan untuk menurunkan kadar bahan pencemar sehingga pada akhirnya air tersebut memenuhi baku mutu yang sudah ditetapkan. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah (Hidayat, 2008).

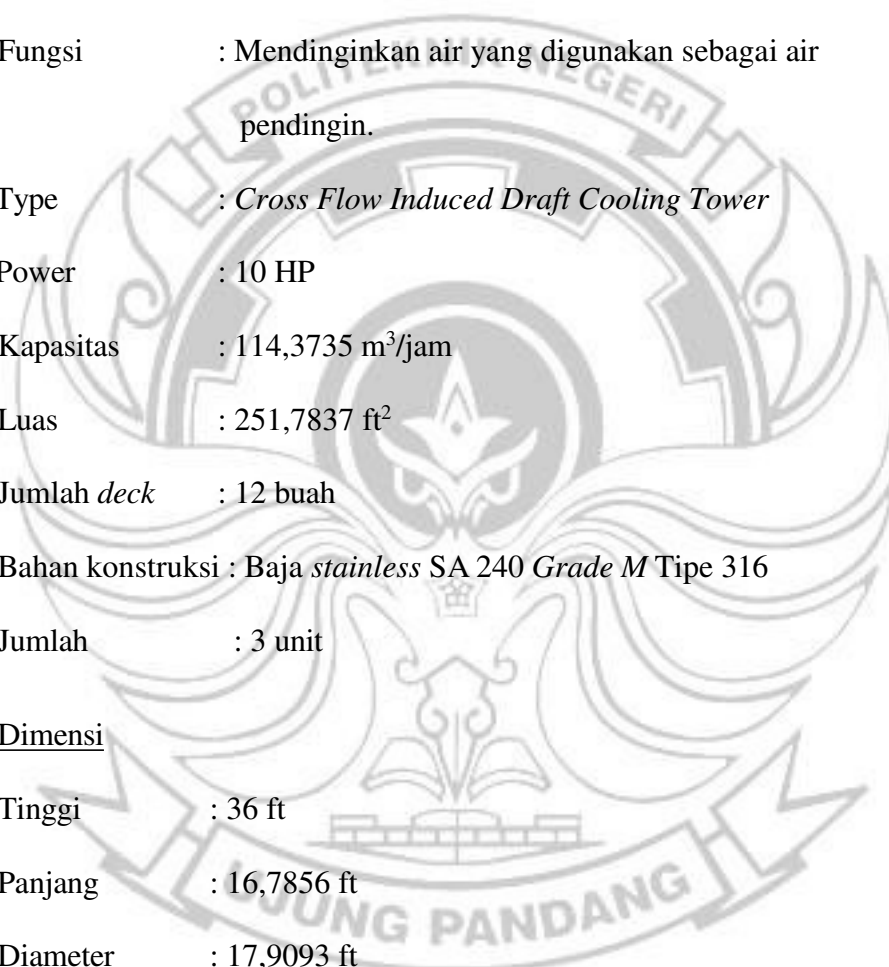
Pengontrolan air limbah (*wastewater*) harus dimulai dengan suatu pengertian terhadap sumber dan efek yang terjadi dengan adanya polutan yang terdapat didalamnya. Kemudian, dilanjutkan dengan langkah penganalisaan sumber polutannya (Pohan, 2008). Pada pabrik pembuatan HCl, unit pengolahan limbah *Waste Water Treatment Plant* (WWTP) telah difasilitasi oleh Kawasan Industri JIPE dengan fasilitas instalasi pengolahan air limbah teknologi canggih (MBR) 25.00 m³/hari. Sumber-sumber limbah cair pabrik ini meliputi:

- a. Limbah proses dari *scrubber*.
- b. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik yang mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.
- c. Limbah domestik yang mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair.

- d. Limbah laboratorium yang mengandung bahan-bahan kimia saat menganalisa mutu bahan baku dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

6.5 Spesifikasi Alat Utilitas

6.5.1 Cooling Tower (CW-01)



Fungsi	: Mendinginkan air yang digunakan sebagai air pendingin.
Type	: <i>Cross Flow Induced Draft Cooling Tower</i>
Power	: 10 HP
Kapasitas	: 114,3735 m ³ /jam
Luas	: 251,7837 ft ²
Jumlah <i>deck</i>	: 12 buah
Bahan konstruksi	: Baja <i>stainless</i> SA 240 <i>Grade M</i> Tipe 316
Jumlah	: 3 unit
<u>Dimensi</u>	
Tinggi	: 36 ft
Panjang	: 16,7856 ft
Diameter	: 17,9093 ft
Lebar	: 12 ft

6.5.2 Bak Penampung Air Bersih (BB-01)

Fungsi	: Menampung air bersih dari bak penampung air bersih
Bentuk	: Bak berbentuk persegi panjang terbuat dari beton.

Waktu tinggal : 1 hari (24 jam)

Kapasitas : 136,9528 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 unit

Dimensi

Panjang (P) : 8,1823 m

Lebar (L) : 4,0912 m

Tinggi (H) : 4,0912 m

6.5.3 Bak Penampung Air Sanitasi (BS-01)

Fungsi : Menampung air bersih dari bak penampung air bersih untuk keperluan sanitasi dan tempat menambahkan desinfektan (*chlorin*).

Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang terbuat dari beton.

Waktu tinggal : 1 hari (24 jam)

Kapasitas : 8,64 m³

Dimensi

Panjang (P) : 3,2573 m

Lebar (L) : 1,6287 m

Tinggi (H) : 1,6287 m

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 Unit

6.5.4 Bak Penampung Air Proses (BP-01)

Fungsi : Menampung kebutuhan air proses
Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang terbuat dari beton
Waktu tinggal : 1 hari (24 jam)
Kapasitas : 24,4288 m³

Dimensi

Panjang (P) : 4,6060 m
Lebar (L) : 2,3030 m
Tinggi (H) : 2,3030 m
Bahan konstruksi : Beton
Jumlah : 1 unit

6.5.5 Bak Penampung Air Pendingin (BD-01)

Fungsi : Menampung air pendingin sebelum digunakan di pabrik
Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang terbuat dari beton.
Waktu tinggal : 1 jam
Kapasitas : 115,8457 m³

Dimensi

Panjang (P) : 7,7383 m
Lebar (L) : 3,8692 m
Tinggi (H) : 3,8692 m
Bahan konstruksi : Beton
Jumlah : 1 unit

6.5.6 Pompa Bak Penampung Air Sanitasi (PU-01)

Fungsi	: Mengalirkan Air dari bak penampung air bersih ke bak penampung air sanitasi.
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Rate Volumetrik	: 10,7551 cuft/jam
Kecepatan aliran	: 4,1362 ft/detik
<i>Dynamic head</i>	: 86,7669 ft lbf/lbm
Efisiensi motor	: 80%
Efisiensi pompa	: 20%
Power	: 0,18363 HP
BHP	: 0,14690 HP
Jumlah	: 1 unit

6.5.7 Pompa Bak Penampung Air Pendingin (PU-02)

Fungsi	: Mengalirkan Air dari bak penampung air bersih ke bak penampung air pendingin.
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Rate volumetrik	: 10,7551 cuft/jam
Kecepatan aliran	: 4,1362 ft/detik
<i>Dynamic head</i>	: 86,7669 ft lbf/lbm
Efisiensi motor	: 80%
Efisiensi pompa	: 20%

Power : 0,18363 HP
BHP : 0,14690 HP
Jumlah : 1 unit

6.5.8 Pompa Bak Penampung Air Proses (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan Air dari bak penampung air bersih ke bak penampung air pendingin.

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Rate volumetrik : 10,7551 cuft/jam

Kecepatan aliran : 4,1362 ft/detik

Dynamic head : 86,7669 ft.lbf/lbm

Efisiensi motor : 80%

Efisiensi pompa : 20%

Power : 0,18363 HP

BHP : 0,14690 HP

Jumlah : 1 unit

6.5.9 Pompa Air Pendingin (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan Air dari bak air bersih ke bak air pendingin

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Rate volumetrik : 1.004,9808 cuft/jam

Kecepatan aliran : 5,4405 ft/detik
Dynamic head : 130,6096 ft.lbf/lbm
Efisiensi motor : 84%
Efisiensi pompa : 70%
Power : 2,0756 HP
BHP : 1,7435 HP
Jumlah : 1 unit

6.5.10 Pompa Air Proses (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak air proses.
Type : *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
Rate Volumetrik : 12,1636 cuft/jam
Kecepatan Aliran : 4,6779 ft/detik
Dynamic Head : 90,8065 ft lbf/lbm
Efisiensi Motor : 80%
Efisiensi Pompa : 20%
Power : 0,217 HP
BHP : 0,174 HP
Jumlah : 1 unit

6.5.11 Pompa *Recycle* Air Pendingin (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan bekas air pendingin ke *cooling tower*
Type : *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Rate Volumetrik	: 1.004,9808 cuft/jam
Kecepatan Aliran	: 5,4405 ft/detik
<i>Dynamic Head</i>	: 153,8287 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	: 84%
Efisiensi Pompa	: 68%
Power	: 3 HP
BHP	: 2 HP
Jumlah	: 1 unit

6.5.12 Pompa *Cooling Tower* (PU-06)

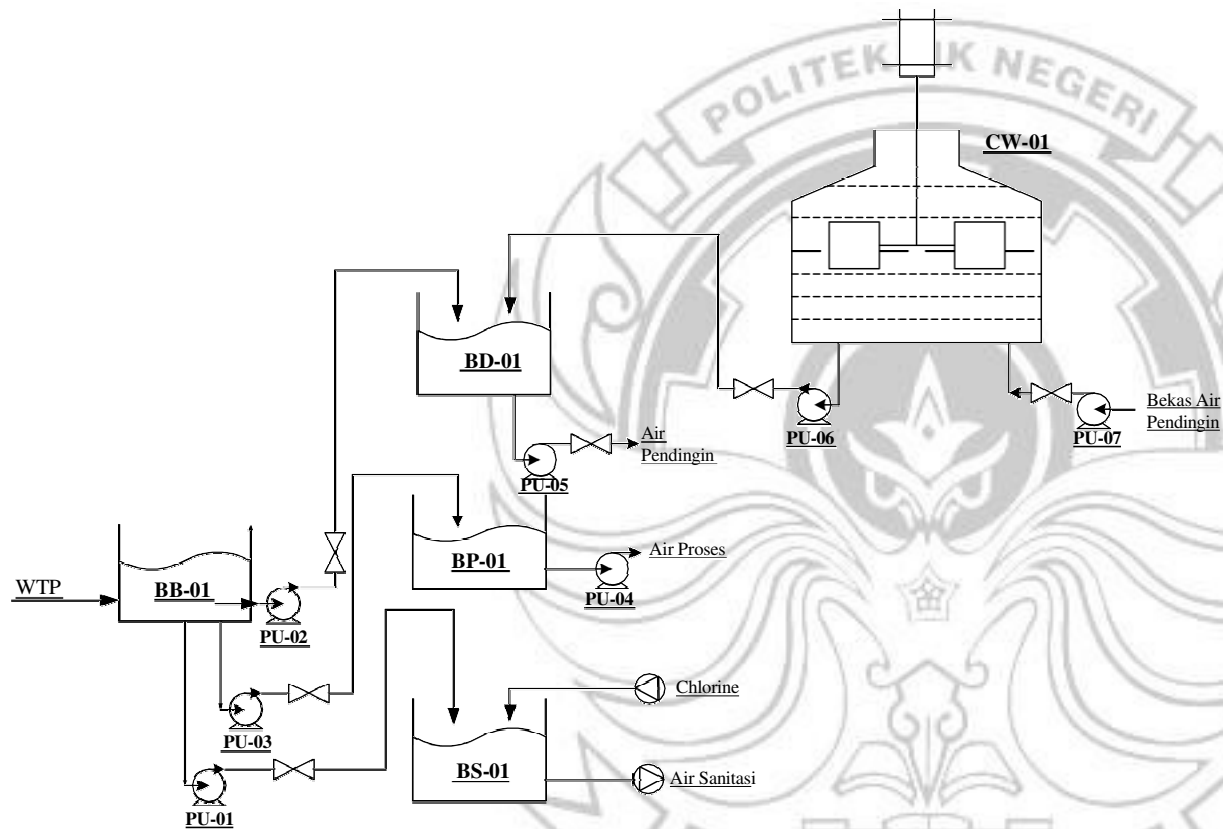
Fungsi	: Mengalirkan bekas air pendingin dari <i>cooling tower</i> menuju bak penampung air pendingin.
<i>Type</i>	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Rate Volumetrik	: 1.004,9808 cuft/jam
Kecepatan Aliran	: 11,9835 ft/detik
<i>Dynamic Head</i>	: 554,6059 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	: 87%
Efisiensi Pompa	: 68%
Power	: 7,6826 HP
BHP	: 6,6839 HP
Jumlah	: 1 unit

6.5.13 *Generator Set*

Fungsi	: Pembangkit tenaga listrik
Kapasitas	: 48,8772 kWh
Power faktor	: 0,8
Frekuensi	: 50 Hz
Bahan bakar	: Minyak diesel
Kebutuhan bahan bakar	: 109,5560 L/jam
Jumlah	: 1 unit

6.5.14 Tangki Penyimpan Bahan Bakar

Fungsi	: Menyimpan bahan bakar fuel oil untuk kebutuhan <i>burner</i>
Type	: Tangki silinder vertikal dengan plat datar (<i>flat bottom</i>) dan atap <i>torispherical dished Standard Vessel API^{12-D} (100,101)</i>
Kapasitas	: 58,2264 cuft
Diameter	: 4,2015 ft
Tinggi	: 4,2015 ft
Tebal <i>shell</i>	: 4/9
Tebal tutup	: 3/8
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit



NO	KODE	NAMA PERALATAN
1.	(CW-01)	COOLING TOWER
2.	(BB-01)	BAK PENAMPUNG AIR BERSIH
3.	(BS-01)	BAK PENAMPUNG AIR SANITASI
4.	(BP-01)	BAK PENAMPUNG AIR PROSES
5.	(BD-01)	BAK PENAMPUNG AIR PENDINGIN
6.	(PU-01)	POMPA BAK PENAMPUNG AIR SANITASI
7.	(PU-02)	POMPA BAK PENAMPUNG AIR PENDINGIN
8.	(PU-03)	POMPA BAK PENAMPUNG AIR PROSES
9.	(PU-04)	POMPA AIR PROSES
10.	(PU-05)	POMPA AIR PENDINGIN
11.	(PU-06)	POMPA COOLING TOWER
12.	(PU-07)	POMPA RECYCLE AIR PENDINGIN

Gambar 6.1 Flow Chart Utilitas

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua faktor yang sangat penting untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan. Instrumentasi digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan jalannya proses produksi agar tetap optimal. Sementara itu, keselamatan kerja digunakan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, serta sarana dan prasana pabrik yang dapat terjadi.

7.1 Instrumentasi

Instrumentasi merupakan peralatan yang sangat penting dalam mengamati, mengontrol, dan mengendalikan proses produksi suatu industri. Pemasangan alat-alat instrumentasi bertujuan sebagai pengontrol jalannya proses produksi dari peralatan-peralatan pada awal sampai akhir produksi sehingga aktivitas setiap unit sesuai dengan kondisi operasi yang dikehendaki. Dalam hal ini dapat ditentukan nilai *numeric variable* pada suatu besaran proses sehingga dapat dikendalikan dalam batas tertentu (*set point*).

Alat instrumentasi juga dapat memberikan sinyal apabila terjadi penyimpangan selama proses produksi berlangsung. Pengontrolan atau pengendalian proses dipasang pada unit pabrik yang benar-benar memerlukan pengendalian secara cermat dan akurat agar kapasitas produksi sesuai dengan yang diharapkan. Beberapa hal yang dapat disederhanakan mengenai alat instrumentasi sebagai berikut:

- a. Proses produksi dapat berjalan sesuai dengan kondisi yang telah ditentukan sehingga diperoleh hasil yang optimum.

- b. Proses produksi berjalan sesuai dengan efisiensi yang telah ditentukan dan kondisi proses tetap terjaga pada kondisi yang sama.
- c. Membantu mempermudah pengoperasian alat.
- d. Bila terjadi penyimpangan selama proses produksi, maka dapat diketahui dan ditangani segera.

Pemilihan dan penempatan alat pengendali ini sangat penting karena menyangkut harga alat yang cukup mahal. Instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain:

1. Manual atau *indicator*, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dengan kondisi proses yang tidak memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).
2. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dengan kondisi proses yang memerlukan ketelitian. Perubahan kondisi proses sedikit saja dapat memengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga perlu dipasang alat pengendali (*controller*) pada alat proses. Adapun fungsi utama dari alat instrumentasi otomatis sebagai berikut:
 - a. Melakukan pengukuran
 - b. Sebagai pembanding hasil pengukuran dengan kondisi yang ditentukan
 - c. Melakukan perhitungan
 - d. Melakukan koreksi

Adapun variabel proses yang diukur dapat dibagi menjadi 3 bagian, antara lain:

1. Variabel yang berhubungan dengan energi, seperti temperatur, tekanan, dan radiasi.
2. Variabel yang berhubungan dengan kuantitas dan laju, seperti pada kecepatan aliran fluida, ketinggian *liquid*, dan ketebalan.
3. Variabel yang berhubungan dengan karakteristik fisika dan kimia, seperti densitas dan kandungan air.

Adapun yang harus diperhatikan di dalam pemilihan alat instrumentasi sebagai berikut:

- a. Level, *range*, dan fungsi dari alat instrumentasi
- b. Akurasi hasil pengukuran
- c. Bahan konstruksi material
- d. Pengaruh yang ditimbulkan terhadap kondisi operasi proses yang berlangsung
- e. Mudah diperoleh di pasaran
- f. Mudah dipergunakan dan mudah diperbaiki jika terjadi kerusakan

Instrumentasi yang ada dipasaran dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, yaitu alat instrumentasi manual dan otomatis. Pada dasarnya alat-alat kontrol yang otomatis lebih diminati karena pengontrolannya tidak terlalu sulit, kontinyu, dan efektif sehingga menghemat tenaga kerja dan waktu. Namun, mengingat faktor-faktor ekonomis dan investasi modal yang ditanamkan pada alat instrumentasi berjenis otomatis ini. Untuk itu, pada perencanaan pabrik ini sebisa mungkin menggunakan kedua jenis alat instrumentasi tersebut.

Alat instrumentasi otomatis dapat dibagi menjadi 3 jenis, yaitu:

1. *Sensing / Primary Element / Sensor*

Alat kontrol ini langsung merasakan adanya perubahan pada variabel yang diukur, misalnya temperatur. *Primary Element* mengubah energi yang dirasakan dari media yang sedang dikontrol menjadi sinyal yang bisa dibaca (misalnya dengan tekanan fluida).

2. *Receiving Element / Elemen Pengontrol*

Alat kontrol ini mengevaluasi sinyal yang didapat dari *sensing element* dan diubah menjadi data yang bisa dibaca (perubahan data *analog* menjadi *digital*). Sinyal digambarkan dan dibaca oleh *error detector*. Dengan demikian, sumber energi bisa diatur sesuai dengan perubahan-perubahan yang terjadi.

3. *Transmitting Element*

Alat kontrol ini berfungsi sebagai pembawa sinyal dari *sensing element* ke *receiving element*. Alat kontrol ini mempunyai fungsi untuk mengubah data bersifat *analog* (tidak terlihat) menjadi data *digital* (dapat dibaca).

Selain dari ketiga jenis yang diuraikan masih terdapat peralatan pelengkap yang lain, yaitu *Error Detector Element*. Alat ini membandingkan besarnya harga terukur pada variabel yang dikontrol dengan harga yang diinginkan serta mengirimkan sinyal *error* jika terdapat perbedaan. *Amplifier* digunakan sebagai penguat sinyal yang dihasilkan oleh *error detector* jika sinyal yang dikeluarkan lemah. *Motor Operator Sinyal Error* yang dihasilkan harus diubah sesuai dengan kondisi yang diinginkan, yaitu dengan penambahan variabel manipulasi. Kebanyakan sistem kontrol memerlukan operator atau motor untuk menjalankan *Final Control*

Element. Final Control Element itu sendiri untuk mengoreksi harga variabel manipulasi.

Adapun beberapa jenis instrumentasi pada suatu perencanaan pabrik antara lain:

1. *Flow Controller* (FC) : Mengontrol laju alir setelah keluar dari alat
2. *Flow Indicator* (FI) : Menunjukkan laju aliran cairan suatu alat
3. *Flow Ratio Controller* (FCR) : Mengontrol *ratio* aliran yang bercabang
4. *Level Controller* (LC) : Mengontrol ketinggian *liquid* dalam tangki
5. *Level Indicator* (LI) : Menunjukkan ketinggian *liquid* suatu tangki
6. *Weight Controller* (WC) : Mengontrol berat *solid* yang dikeluarkan dari suatu alat
7. *Pressure Controller* (PC) : Mengontrol tekanan pada suatu aliran/alat
8. *Pressure Indicator* (PI) : Menunjukkan tekanan operasi suatu alat
9. *Temperature Controller* (TC) : Mengontrol suhu pada suatu aliran/alat
10. *Temperature Indicator* (TI) : Menunjukkan temperatur dari suatu alat
11. *Analysis Indicator* (AI) : Menunjukkan konsentrasi komponen fluida
12. *Analysis Controller* (AC) : Mengontrol konsentrasi tertentu suatu fluida
13. *Analysis Relay Controller* (AYC) : Mengontrol *relay* yang berfungsi sebagai saklar otomatis dalam menghubungkan atau memutus aliran.

Tabel 7.1 Instrumentasi pada Alat Proses Pabrik

No.	Nama Alat	Kode	Instrumentasi
1.	Tangki H ₂ SO ₄ 98%	(T-01)	(LI)
2.	Pompa-1	(P-01)	(FC)
3.	Tangki Pengencer H ₂ SO ₄	(M-01)	(AYC)
4.	Silo Garam	(SL-01)	(WC)
5.	<i>Mannheim Furnace</i>	(F-01)	(FC; TC)
6.	<i>Silica Tower</i>	(ST-01)	(TC)
8.	<i>Coke Tower</i>	(CT-01)	(TC)
9.	Pompa-3	(P-03)	(LC)
10.	Tangki H ₂ SO ₄ 70%	(T-02)	(LI)
11.	Kolom <i>Absorber</i>	(AB-01)	(FC)
12.	Kolom <i>Scrubber</i>	(SB-01)	(FC)
13.	Pompa-4	(P-04)	(LC)
14.	Tangki HCl 32%	(T-03)	(LI)

Hal-hal yang diharapkan tercapai dengan penggunaan alat-alat kontrol ini sebagai berikut:

- a. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat
- b. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki
- c. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman
- d. Kualitas produksi lebih terjamin
- e. Kondisi-kondisi yang berbahaya dapat diketahui lebih awal melalui *alarm* peringatan sehingga keselamatan kerja lebih terjamin.
- f. Efisiensi lebih meningkat

7.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja harus mendapat perhatian yang besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran kerja. Secara psikologis, memperhatikan keselamatan kerja dapat meningkatkan konsentrasi

pekerja sehingga produktivitas dan efisiensi kerja semakin meningkat pula. Keselamatan kerja tidak hanya ditujukan pada faktor manusia saja, tetapi juga pada peralatan pabrik sehingga memperpanjang masa pakai peralatan pabrik karena terpeliharanya peralatan proses.

Unsur Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan salah satu aspek yang mendapat perhatian dalam pembangunan ketenagakerjaan. Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 23 tahun 1992, pasal 23 (ayat 1) menyatakan bahwa kesehatan kerja diselenggarakan agar setiap pekerja dapat bekerja secara sehat tanpa membahayakan diri sendiri dan masyarakat sekelilingnya sehingga diperoleh produktivitas kerja yang optimal sejalan dengan program perlindungan tenaga kerja. Berdasarkan hal tersebut, diketahui bahwa pemerintah mendorong pelaksanaan program keselamatan dan kesehatan kerja di industri serta mengusahakan agar keselamatan dan kesehatan kerja dapat menjadi naluri dan budaya masyarakat. Salah satu upaya yang telah dilakukan pemerintah ditunjukkan melalui perundang-undangan, seperti Undang-Undang Keselamatan Kerja Nomor 1 Tahun 1970 yang mewajibkan setiap perusahaan melaksanakan usaha-usaha keselamatan dan kesehatan kerja. Terlaksananya keselamatan kerja dengan baik dapat memberikan perasaan aman kepada para pekerja sehingga meningkatkan efisiensi kerjanya.

Penyebab bahaya-bahaya yang terjadi pada suatu pabrik dikarenakan terjadinya kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, dan kebakaran. Usaha untuk mengurangi dan mencegah terjadinya bahaya yang timbul di dalam pabrik antara lain:

1. Bangunan Pabrik

- a. Bahan konstruksi gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar.
- b. Kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah perlu diperhatikan dengan baik, seperti bangunan yang tinggi dipasangkan penangkal petir ataupun penangkal bahaya alamiah lain seperti angin dan gempa. Untuk itu, perusahaan perlu melakukan kerja sama yang baik dengan Badan Meteorologi dan Geofisika agar dapat mengetahui lebih awal tentang bahaya alamiah tersebut.

2. Ventilasi

Pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik sehingga dapat terhindar dari gangguan pernapasan dan senantiasa memberikan rasa segar kepada karyawan.

3. Perpipaan

Jalur proses sebaiknya terletak di atas tanah atau pada atap lantai pertama jika di dalam gedung dan setinggi 4,5 m jika di luar Gedung. Hal tersebut jauh lebih baik dibandingkan jika letaknya dibawah permukaan tanah karena mempermudah pendeteksian terjadinya kebocoran dan tidak menghalangi kendaraan yang lewat.

4. Alat-alat penggerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup, cukup lebar, dan tidak menghambat pekerjaan karyawan. Hal ini untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

5. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan sehingga para pekerja dapat terjamin keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan sebagai berikut:

- a. Setiap instalasi listrik harus diamankan dengan pemakaian sekring atau pemutus arus listrik otomatis lainnya.
 - b. Sistem perkabelan listrik harus dirancang secara baik untuk menjaga keselamatan dan kemudahan saat melakukan perbaikan.
 - c. Penempatan dan pemasangan motor-motor listrik tidak boleh mengganggu lalu lintas pekerja.
 - d. Pemasangan sumber listrik di bawah tanah atau daerah dengan sumber tegangan tinggi harus diberikan secara jelas tanda-tanda tertentu.
 - e. Isolasi kawat hantar listrik harus disesuaikan dengan keperluan.
 - f. Sebaiknya disediakan pembangkit listrik tenaga cadangan.
 - g. Semua bagian pabrik harus diberi penerangan yang cukup.
 - h. Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan yang lain.
 - i. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus.
6. Pencegahan kebakaran dan penanggulangan bahaya kebakaran.
- a. Pencegahan bahaya kebakaran
 - 1) Penempatan peralatan utilitas yang cukup jauh dari *power plant*, tetapi praktis dari unit proses.

- 2) Bangunan seperti *workshop*, laboratorium, dan kantor sebaiknya diletakkan agak jauh dari unit proses.
- 3) Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada.
- 4) Memberikan tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran, seperti tanda larangan merokok.
- 5) Menyediakan alat pemadam api ringan (APAR) di setiap unit pabrik, seperti unit proses, *workshop*, laboratorium, dan lain-lain.

b. Pengamanan dan pengontrolan kebakaran

Letak pemadam kebakaran sesuai dengan tata letak pabrik yaitu dekat dengan bengkel, daerah bahan baku, serta daerah utilitas. Penyedia alat pemadam api ringan (APAR) di setiap ruangan/unit pabrik juga perlu dilakukan untuk mencegah terjadinya kebakaran. Terdapat beberapa jenis APAR yaitu alat pemadam api air, alat pemadam api busa, alat pemadam api serbuk, dan alat pemadam api karbondioksida.

7. Karyawan

Semua karyawan terutama karyawan proses perlu diberikan bimbingan, pelatihan, studi banding serta kursus agar dapat melaksanakan tugas dengan baik. Hal ini dikarenakan pertimbangan penempatan posisi karyawan sesuai dengan keahlian dan latar belakang pendidikan ataupun pengalamannya sehingga mereka diharapkan dapat bekerja dengan tidak membahayakan dirinya sendiri maupun orang lain.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik yaitu Alat Pelindung Diri (APD).

Perlindungan tenaga kerja melalui usaha-usaha teknis pengaman tempat, peralatan,

dan lingkungan kerja sangat perlu diutamakan. Namun, terkadang keadaan bahaya masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri. Penggunaan alat pelindung diri merupakan salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja. Pada saat alat-alat proteksi diri tidak memadai atau tenaga kerja tidak memakainya sama sekali dapat memberikan peluang terjadinya kecelakaan kerja yang sangat besar pada daerah kepala, mata, kaki, dan lain-lain. Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik ini untuk menjaga keselamatan sebagai berikut:

a. Pakaian Kerja

Pakaian kerja merupakan salah satu alat pelindung terhadap bahaya-bahaya kecelakaan sehingga perusahaan perlu menyediakan jenis pakaian kerja yang cocok. Pakaian kerja mungkin cepat rusak karena sifat pekerjaan yang berat, keadaan udara lembab, dan pekerjaan penuh kotoran. Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, sedikit longgar pada dada dan punggung, tidak berdasi, serta tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya.

b. Kacamata

Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam. Banyak pekerja yang tidak ingin menggunakan alat pelindung tersebut karena merasa mengganggu pelaksanaan pekerjaan dan mengurangi kenikmatan kerja. Untuk itu, hal ini perlu menjadi perhatian khusus bagi para pangawas untuk menghindari kecelakaan kerja pada karyawan.

c. Sepatu Pengaman

Sepatu pengaman seharusnya dapat melindungi tenaga kerja dari kecelakaan yang disebabkan oleh bahan-bahan berat yang menimpa kaki, seperti paku atau benda tajam lainnya. Selain itu, sepatu pengaman juga harus bisa melindungi kaki dari bahaya terbakar karena logam cair, bahan kimia korosif, kemungkinan tersandung atau tergelincir.

d. Sarung Tangan

Fungsinya melindungi tangan dan jari-jari dari api panas, dingin, radiasi elektromagnetik, listrik, bahan kimia, benturan, lecet, infeksi, dan bahaya lainnya. Jenis sarung tangan yang dipakai tergantung dari tingkat kecelakaan yang dicegah.

e. Helm Pengaman

Helm pengaman harus dipakai tenaga kerja yang mungkin tertimpa benda jatuh, melayang atau benda lainnya yang bergerak. Jenis APD ini selayaknya cukup keras dan kokoh, tetapi tetap ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan.









f. Pelindung Telinga

Telinga harus dilindungi dari kebisingan dengan cara menyumbatnya atau menutup telinga saat berada di daerah bising.

g. Masker

Paru-paru harus dilindungi dari udara tercemar. Bahan-bahan pencemar dapat berbentuk gas, uap logam, kabut, dan debu yang bersifat racun. Sementara itu, kekurangan oksigen mungkin terjadi di tempat-tempat yang memiliki sistem pertukaran udara buruk seperti tangki atau pada area boiler.

Tabel 7.2 Alat Pengaman yang Digunakan

No.	Nama Alat Pengaman	Pekerja yang Dilindungi	Gambar Alat Pengaman
1.	Masker	Petugas yang bekerja pada area proses, laboratorium, dan bengkel.	
2.	Helm pengaman	Petugas yang bekerja pada area proses dan bengkel.	
3.	Sepatu <i>safety</i>	Petugas yang bekerja pada area proses dan bengkel.	
4.	Sarung tangan	Petugas yang bekerja pada area proses, bengkel, dan laboratorium	
5.	Pakaian Kerja	Petugas yang bekerja pada Laboratorium, area proses pabrik dan Bengkel	
6.	Kacamata	Petugas yang bekerja pada areal bengkel	
7.	Pelindung Telinga (<i>Ear Plug</i>)	Petugas yang bekerja pada areal proses	
8.	<i>Safety Belt</i>	Petugas yang bekerja untuk perbaikan alat proses dan pembersihan gedung	

BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

8.1 Umum

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi	: Manyarejo Kec. Manyar, Kab. Gresik, Jawa Timur
Lapangan Usaha	: Memproduksi larutan HCl 32%
Kapasitas Produksi	: 45.000 ton/tahun

8.2 Bentuk Perusahaan

Tujuan didirikannya setiap organisasi perusahaan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan Perusahaan sehingga dicapai sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Bentuk perusahaan yang pada pra rancangan Pabrik HCl ini yaitu Perseroan Terbatas (PT). PT merupakan suatu badan usaha yang dilindungi oleh hukum dengan modal yang terbagi dalam bentuk saham. PT mempunyai kekayaan yang terpisah dari kekayaan pribadi para pemegang saham. Modal dasar perusahaan didapat dengan cara menjual saham. Dasar pertimbangan dari pemilihan bentuk perusahaan ini sebagai berikut:

- a. Mudah mendapatkan modal yang dapat diperoleh baik dari bank maupun penjualan saham kepada masyarakat
- b. Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena tidak bergantung pada satu pihak saja sebab kepemilikan dapat berganti.

- c. Kekayaan perseroan terpisah dari kekayaan setiap pemegang saham.
- d. Efisiensi manajemen, yaitu para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- e. Tanggung jawab setiap pemegang saham dipegang oleh pimpinan perusahaan demi kelancaran produksi
- f. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin kerana tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi, ataupun karyawan.

8.3 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan susunan bagian dan posisi dalam perusahaan yang menjelaskan pembagian aktivitas kerja, memperlihatkan hubungan fungsi dan aktivitas sampai batas-batas tertentu, serta memperhatikan tingkat spesialisasi aktivitas tersebut (Umar, 2003). Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah sistem organisasi yang digunakan karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi sehingga mampu memengaruhi kinerja perusahaan. Menurut Darmastuti, et a., 2022 terdapat beberapa jenis struktur organisasi yaitu:

1. organisasi garis;
2. organisasi garis dan staf;
3. organisasi fungsional;
4. organisasi komite; dan
5. organisasi matrik

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih pada pra rancangan pabrik ini yaitu sistem garis dan staff (*line and staff organization*). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugasnya. Menurut Fuad, et al. (2006), organisasi ini bawahannya hanya menerima perintah dari seorang atasan dan harus bertanggung jawab atas pelaksanaan pekerjaannya. Selain itu Darmastuti, et al. (2022) menyatakan bahwa pimpinan (atasan) mendapat bantuan dari para staf (staf ahli) dalam memberikan pemikiran, nasihat, data, dan informasi untuk menetapkan suatu keputusan atau kebijaksanaan. Naja, 2004 menyatakan bahwa terdapat 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

1. Garis atau lini, yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok suatu organisasi dalam rangka pencapaian tujuan.
2. Staf, yaitu orang-orang yang menjalankan tugas sesuai keahlian yang dimilikinya. Orang ini hanya bertugas untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Adapun beberapa kelebihan struktur organisasi garis dan staf, yaitu:

- a. Adanya pengelompokan wewenang, yaitu wewenang lini dan wewenang staf.
- b. Adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas antara pimpinan staf dan pelaksana.
- c. Koordinasi lebih mudah dilaksanakan karena sudah ada pembagian tugas yang jelas.
- d. Keuntungan dari spesialisasi dapat diperoleh secara optimal.

- e. Pengambilan keputusan dapat dilakukan dengan cepat walaupun banyak orang yang berdiskusi karena pimpinan perusahaan dapat mengambil keputusan yang mengikat.
- f. Kedisiplinan dan moral karyawan tinggi karena tugas-tugasnya sesuai dengan bakat, keahlian, dan pengalamannya.

Struktur organisasi pada pra rancangan ini meliputi pemegang saham sebagai pemilik perusahaan. Namun, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris. Sementara itu, tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang direktur yang dibantu oleh *general manager* dan *manager* bidang beserta bawahannya. Bagan struktur organisasi dapat di lihat pada Gambar 8.1.

8.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

8.4.1 Direktur utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang bertanggung jawab penuh atas pengurusan perusahaan sesuai dengan visi misi perusahaan dan mewakili perusahaan baik di dalam maupun di luar pengadilan. Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Menyusun dan melaksanakan kebijakan umum pabrik sesuai dengan kebijakan RUPS.
3. Membuat daftar pemegang saham, daftar khusus, risalah RUPS, dan risalah rapat direksi.
4. Membuat laporan tahunan dan dokumen keuangan perusahaan.
5. Memelihara kekayaan Perseroan Terbatas (PT).

6. Mewakili perusahaan mengadakan perjanjian-perjanjian, merencanakan, dan mengawasi pelaksanaan tugas personalia yang bekerja pada perusahaan.
7. Menetapkan besarnya dividen perusahaan.
8. Mengangkat dan memberhentikan karyawan.

8.4.2 Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam memberikan saran, data, dan informasi kepada pimpinan sebagai bahan pertimbangan untuk menetapkan suatu keputusan. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli, yaitu:

1. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat serta pengembangan produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja.

8.4.3 Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat, kearsipan, dan lainnya sehingga membantu direktur utama dalam menangani administrasi perusahaan.

8.4.4 P & E Manager

P & E manager merujuk pada *Planning and Engineering Manager* di sektor manufaktur, konstruksi, atau infrastruktur. Tugas dan wewenang dari seorang P&E

Manager umumnya melibatkan perencanaan, pelaksanaan, pengawasan, serta pengelolaan proyek yang berkaitan dengan bidang teknik dan operasional.

8.4.5 Supervisor

8.4.5.1 Supervisor Produksi

Tugas dan wewenang Supervisor produksi, yaitu:

1. Memantau setiap tahap proses produksi agar berjalan sesuai dengan standar perusahaan.
2. Mengelola dan mengawasi karyawan produksi, memberikan arahan dan tugas harian kepada anggota tim.
3. Memastikan produk yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan.
4. Menyusun laporan produksi harian, mingguan, atau bulanan terkait output, downtime, dan efisiensi produksi.
5. Mengidentifikasi masalah operasional atau teknis yang muncul selama proses produksi dan mengambil langkah cepat untuk menyelesaikannya.
6. Memantau ketersediaan bahan baku dan mengatur penggunaan material secara efisien.
7. Memastikan setiap anggota tim mengikuti prosedur keselamatan kerja yang berlaku di tempat kerja.
8. Memberikan pelatihan kepada karyawan baru dan mengembangkan keterampilan tim produksi agar sesuai dengan kebutuhan perusahaan.

8.4.5.2 Supervisor Riset

Tugas dan wewenang Supervisor Riset teknik, yaitu:

1. Mengatur tujuan dan sasaran riset serta menetapkan timeline proyek riset yang realistis.
2. Mengelola dan membimbing tim peneliti dalam melaksanakan tugas riset mereka.
3. Mengatur alokasi anggaran, waktu, dan sumber daya lainnya yang dibutuhkan dalam proyek riset.
4. Memantau dan mengevaluasi kemajuan riset secara berkala, memastikan bahwa proyek berjalan sesuai dengan rencana.
5. Bekerja sama dengan tim lain, seperti pengembangan produk atau pemasaran, untuk mengintegrasikan hasil riset ke dalam produk atau strategi perusahaan.

8.4.5.3 Supervisor QC

Tugas dan wewenang Supervisor QC (*Quality Control*), yaitu:

1. Mengawasi dan memastikan bahwa semua tahap inspeksi dan pengujian kualitas dilakukan sesuai dengan prosedur yang telah ditetapkan.
2. Mengarahkan, mengawasi, dan memberikan bimbingan kepada tim QC dalam menjalankan tugas sehari-hari.
3. Memastikan kepatuhan terhadap standar kualitas, baik internal maupun eksternal, misalnya, ISO, SNI, atau standar lainnya.
4. Memeriksa dan memantau kualitas bahan baku, proses produksi, hingga produk jadi untuk memastikan semuanya memenuhi spesifikasi yang telah ditentukan.

5. Menyusun laporan terkait hasil inspeksi dan pengujian kualitas, termasuk catatan tentang produk cacat, perbaikan yang dilakukan, dan hasil uji.
6. Mengidentifikasi penyebab utama dari masalah kualitas (*root cause analysis*) dan mengembangkan tindakan korektif serta pencegahan (*corrective and preventive actions*).

8.4.5.4 Supervisor Administrasi

Tugas dan wewenang Supervisor Administrasi, yaitu:

1. Mengawasi kegiatan administrasi sehari-hari, termasuk pengelolaan dokumen, korespondensi, dan jadwal dan memastikan bahwa semua tugas administratif dilakukan dengan efisien dan tepat waktu.
2. Mengelola dan menyimpan dokumen penting, termasuk kontrak, laporan, dan catatan perusahaan dan memastikan sistem arsip yang efisien dan kepatuhan terhadap kebijakan pengelolaan dokumen.
3. Menyediakan bantuan dalam proyek atau inisiatif khusus yang memerlukan dukungan administratif.

8.4.5.5 Supervisor Corporate Finance

Tugas dan wewenang Supervisor Corporate Finance, yaitu:

1. Mengelola proses perencanaan keuangan, termasuk pembuatan anggaran tahunan dan proyeksi keuangan dan mengawasi pengembangan rencana keuangan strategis untuk mendukung tujuan jangka panjang perusahaan.
2. Mengawasi penyusunan laporan keuangan bulanan, kuartalan, dan tahunan, termasuk laporan laba rugi, neraca, dan laporan arus kas.

3. Melakukan analisis keuangan untuk mendukung keputusan manajerial, termasuk analisis varians, analisis biaya, dan analisis profitabilitas.

8.4.5.6 Supervisor *Human Resource Development*

Tugas dan wewenang Supervisor *Resource Development*, yaitu:

1. Mengembangkan dan menerapkan strategi untuk pengembangan sumber daya manusia, material, atau finansial yang mendukung tujuan perusahaan.
2. Mengidentifikasi kebutuhan sumber daya yang ada di organisasi, termasuk tenaga kerja, teknologi, dan peralatan.
3. Mengelola proyek-proyek yang terkait dengan pengembangan sumber daya, termasuk perencanaan, pelaksanaan, dan pemantauan proyek.

8.4.5.7 Supervisor Hubungan Masyarakat

Tugas dan wewenang Supervisor Hubungan Masyarakat, yaitu:

1. Mengembangkan dan melaksanakan strategi komunikasi publik untuk mempertahankan citra positif.
2. Mengelola hubungan dengan media termasuk pers, jurnalis, dan *blogger*.
3. Mengembangkan dan mengimplementasikan rencana komunikasi krisis untuk menangani situasi darurat atau masalah yang dapat mempengaruhi citra perusahaan.

8.4.5.8 Supervisor Keamanan

Tugas dan wewenang Supervisor Keamanan, yaitu:

1. Mengawasi dan memimpin tim keamanan, termasuk penugasan tugas, pelatihan, dan evaluasi kinerja.

2. Menyusun jadwal kerja dan memastikan bahwa semua area dan shift dijaga dengan baik.
3. Mengembangkan dan menerapkan kebijakan serta prosedur keamanan untuk melindungi aset perusahaan dan memastikan kepatuhan terhadap peraturan yang berlaku.
4. Mengawasi sistem keamanan, seperti kamera CCTV, alarm, dan kontrol akses, untuk memastikan bahwa semua peralatan berfungsi dengan baik.

8.4.5.9 Supervisor *Marketing*

Tugas dan wewenang Supervisor *Marketing*, yaitu:

1. Mengembangkan dan menerapkan strategi pemasaran untuk mencapai tujuan bisnis perusahaan, termasuk analisis pasar dan pengembangan posisi pasar.
2. Merencanakan, melaksanakan, dan mengawasi kampanye pemasaran, termasuk iklan, promosi, dan acara.
3. Merencanakan, melaksanakan, dan mengawasi kampanye pemasaran, termasuk iklan, promosi, dan acara dan mengumpulkan dan menganalisis data pasar untuk mengidentifikasi peluang dan tantangan serta menginformasikan strategi pemasaran.

8.4.6 *Shift Leader*

8.4.6.1 *Shift Leader* Produksi

Tugas dan wewenang *Shift Leader* Produksi, yaitu:

1. Memastikan semua peralatan dan tenaga kerja beroperasi dengan baik selama *shift* berlangsung.

2. Memantau proses produksi untuk memastikan bahwa target kuantitas dan kualitas tercapai.
3. Memberikan arahan dan tugas harian kepada anggota tim produksi dan Membantu dalam memecahkan masalah yang dihadapi oleh anggota tim di lantai produksi.
4. Memberikan laporan kepada supervisor atau manajemen mengenai kinerja tim selama shift berlangsung.

8.4.6.2 *Shift Leader* Pengendalian

Tugas dan wewenang *Shift Leader* Pengendalian, yaitu:

1. Memantau dan memastikan setiap langkah pengendalian proses (misalnya, kontrol kualitas, keamanan, atau pengelolaan sistem) berjalan sesuai standar yang telah ditetapkan.
2. Mengarahkan dan membimbing tim pengendalian untuk menjalankan tugas mereka dengan baik selama shift dan memberikan instruksi teknis atau arahan operasional yang diperlukan kepada anggota tim.
3. Mengumpulkan, menganalisis, dan melaporkan data pengendalian untuk memastikan bahwa semua proses sesuai dengan standar yang telah ditetapkan.

8.4.6.3 *Shift Leader* Laboratorium

Tugas dan wewenang *Shift Leader* Laboratorium, yaitu:

1. Memastikan seluruh aktivitas laboratorium seperti pengujian, analisis, dan eksperimen dilakukan sesuai dengan prosedur standar operasional (SOP) dan memantau penggunaan alat dan bahan kimia agar proses pengujian berjalan lancar dan aman.

2. Mengarahkan dan mengelola tim teknisi laboratorium atau analis selama shift, memastikan setiap anggota tim memahami tugasnya.
3. Mengawasi setiap proses pengujian dan analisis untuk memastikan akurasi dan validitas hasil dan memastikan bahwa setiap sampel ditangani dengan benar dan sesuai dengan protokol yang telah ditetapkan.

8.4.6.4 *Shift Leader* Riset

Tugas dan wewenang *Shift Leader* Riset, yaitu:

1. Memantau dan mengarahkan kegiatan riset dan pengembangan yang dilakukan oleh tim, memastikan proses penelitian berjalan sesuai dengan rencana.
2. Mengelola anggota tim riset selama shift, memberikan arahan dan bimbingan dalam pelaksanaan proyek penelitian.
3. Mengidentifikasi dan menyelesaikan masalah teknis atau eksperimen yang muncul selama proses penelitian.

8.4.6.5 *Shift Leader* K3 & Lingkungan

Tugas dan wewenang *Shift Leader* K3 & Lingkungan, yaitu:

1. Mengidentifikasi potensi bahaya di tempat kerja dan memastikan prosedur keselamatan diikuti oleh seluruh pekerja.
2. Mengawasi penggunaan alat pelindung diri (APD) oleh pekerja, memastikan bahwa setiap pekerja mengenakan peralatan yang sesuai dengan jenis pekerjaan.
3. Bertindak sebagai pemimpin dalam situasi darurat seperti kecelakaan kerja, kebakaran, atau tumpahan bahan kimia berbahaya.

8.4.6.6 *Shift Leader Maintenance*

Tugas dan wewenang *Shift Leader Maintenance*, yaitu:

1. Memantau dan mengawasi semua kegiatan pemeliharaan rutin dan perbaikan mesin dan peralatan selama *shift*.
2. Mengatur jadwal dan prioritas pekerjaan pemeliharaan berdasarkan kebutuhan operasional dan kondisi peralatan.
3. Mengelola tim teknisi pemeliharaan selama *shift*, memberikan arahan, bimbingan, dan supervisi dalam melakukan pekerjaan pemeliharaan.
4. Menangani dan menyelesaikan masalah teknis atau kerusakan mesin yang terjadi selama *shift* dan mengidentifikasi penyebab kerusakan dan menerapkan solusi perbaikan untuk menghindari masalah serupa di masa depan.

8.4.6.7 *Shift Leader Utilitas*

Tugas dan wewenang *Shift Leader Utilitas*, yaitu:

1. Memantau dan mengelola semua sistem utilitas seperti pembangkit energi, distribusi air, sistem udara bertekanan, dan sistem lainnya yang penting untuk operasional fasilitas.
2. Mengelola dan memimpin tim teknisi utilitas selama *shift*, memberikan arahan dan bimbingan dalam melakukan pemeliharaan dan perbaikan.
3. Menangani dan menyelesaikan masalah atau gangguan pada sistem utilitas yang terjadi selama *shift*.

8.4.7 *Manager Umum & Keuangan*

Manager Umum dan Keuangan bertanggung jawab atas pengelolaan operasional sehari-hari serta pengawasan aspek keuangan dari suatu organisasi.

Posisi ini biasanya mencakup berbagai tugas yang berkaitan dengan manajemen umum, perencanaan keuangan, dan pengendalian anggaran.

8.4.8 R & D *Manager*

Tugas dan wewenang R & D *Manager*, yaitu:

1. Mengembangkan dan menerapkan strategi penelitian dan pengembangan sesuai dengan visi dan tujuan jangka panjang perusahaan dan menyusun rencana proyek R&D, termasuk anggaran, sumber daya, dan jadwal.
2. Mengawasi dan mengelola berbagai proyek R&D dari tahap konsepsi hingga peluncuran produk dan mengatur prioritas proyek dan memastikan bahwa mereka selesai tepat waktu, sesuai anggaran, dan memenuhi spesifikasi teknis.
3. Memimpin dan mengelola tim R&D, termasuk penugasan tugas, pelatihan, dan pengembangan profesional dan memotivasi anggota tim untuk mencapai tujuan proyek dan mengatasi tantangan teknis.

8.4.9 HR dan Umum

Tugas dan wewenang HR dan Umum, yaitu:

1. Mengelola semua aspek HR, termasuk rekrutmen, pelatihan, pengembangan, dan manajemen kinerja karyawan.
2. Mengawasi proses rekrutmen dan seleksi untuk memastikan penempatan kandidat yang tepat untuk posisi yang ada.
3. Mengidentifikasi kebutuhan pelatihan dan pengembangan serta menyusun program pelatihan untuk meningkatkan keterampilan karyawan.

8.4.10 Pelaksana / Staf

Karyawan pelaksana bertugas melakukan pekerjaan sesuai dengan bidangnya dan rencana kerja yang telah diatur oleh senior *manager* masing-masing sehingga diperoleh hasil yang efektif dan efisien selama berlangsungnya proses produksi. Setiap pelaksana bertanggung jawab terhadap *managernya* masing-masing sesuai dengan seksinya.

8.5 Sistem Kerja

Pra rancangan ini beroperasi secara kontinyu selama 24 jam dalam sehari dan hari kerja selama 330 hari per tahun. Selain hari libur, sisa hari lainnya digunakan untuk perbaikan atau perawatan alat. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan ke dalam dua golongan, yaitu karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*. Hari minggu dan hari besar adalah hari libur yang ditetapkan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

8.5.1 Karyawan Non-Shift

Karyawan *non-shift* yaitu karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung, misalnya direktur, para manager, dan karyawan lainnya. Karyawan *non-shift* bekerja selama 6 hari dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu yaitu 45 jam dan jam kerja selebihnya dianggap lembur. Perincian jam kerja *non-shift*, yaitu:

Senin – Kamis

Waktu kerja = Pukul 08.00 – 12.00 WITA

Waktu istirahat = Pukul 12.00 – 13.00 WITA

Waktu kerja = Pukul 13.00 – 17.00 WITA

Jum'at

Waktu kerja = Pukul 08.00 – 12.00 WITA

Waktu istirahat = Pukul 12.00 – 14.00 WITA

Waktu kerja = Pukul 14.00 – 17.00 WITA

Sabtu

Waktu kerja = Pukul 08.00 – 14.00 WITA

8.5.2 Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi, seperti operator, produksi, sebagian dari bagian teknik, karyawan produksi, dan karyawan bagian gudang, serta *security*. Karyawan ini bekerja secara bergantian sesuai waktunya dan setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari. Kelompok shift ini dibagi menjadi 3 shift sehari dan masing-masing bekerja selama 8 jam per hari sehingga dibentuk 4 kelompok. Setiap hari 3 kelompok bekerja dan 1 kelompok libur. Perincian jam kerja shift, yaitu:

Shift I (pagi) = 08.00 – 16.00 WITA

Shift II (sore) = 16.00 – 24.00 WITA

Shift III (malam) = 24.00 – 08.00 WITA

Tabel 8.1 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Kelompok	Hari Ke-											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	I	I	I	L	II	II	II	L	III	III	III	L
B	L	II	II	II	L	III	III	III	L	I	I	I
C	II	L	III	III	III	L	I	I	I	L	II	II
D	III	III	L	I	I	I	L	II	II	II	L	III

*Jadwal ini berlanjut hingga seterusnya

8.6 Kualifikasi Karyawan

Penggolongan jabatan pada sistem organisasi pabrik ini digolongkan berdasarkan kualifikasi pendidikannya yang dapat dilihat pada Tabel 8.2.

Tabel 8.2 Kualifikasi Karyawan

Jabatan	Pendidikan	Disiplin Ilmu
1	2	3
Direktur Utama	S2	Manajemen
Sekertaris	S1	Administrasi Perkantoran
Staf Ahli	S1	Teknik Kimia/ Teknik Industri
<i>Manager</i> Produksi	S1	Teknik Kimia
<i>Manager</i> Umum & Keuangan	S1	Manajemen/ Akuntansi
<i>R&D Manager</i>	S1	Teknik Industri/ Teknik Mesin / Teknik Elektro
HR & Umum	S1	Psikologi / Administrasi Bisnis
<i>Supervisor</i> Produksi	S1	Teknik Kimia
<i>Supervisor Quality Control</i> (QC)	S1	Teknik Kimia/ Analisis Kimia
<i>Supervisor</i> Riset	S1	Kimia/ Teknik Kimia/ Analisis Kimia
<i>Supervisor</i> Administrasi	S1	Administrasi
<i>Supervisor Corporate Finance</i>	S1	Akuntansi/ Ekonomi
<i>Supervisor</i> HRD	S1	Psikologi / Administrasi Bisnis
<i>Supervisor</i> Humas	S1	Ilmu Komunikasi
<i>Supervisor</i> Keamanan	S1	Pensiunan ABRI
<i>Supervisor Marketing</i>	S1	Manajemen / Akuntansi
<i>Shift Leader</i> Proses	S1	Teknik Kimia
<i>Shift Leader</i> Pengendalian	S1	Teknik Mesin/ Teknik Industri/ Teknik Elektro
<i>Shift Leader</i> Laboratorium	S1	Analisis Kimia/ MIPA Kimia
<i>Shift Leader</i> Riset	S1	Kimia/ Teknik Kimia/ Analisis Kimia
<i>Shift Leader</i> K3 & Lingkungan	S1	Teknik Kimia/ Lingkungan
<i>Shift Leader Maintenance</i>	S1	Teknik Mesin/ Teknik Elektro
<i>Shift Leader</i> Utilitas	S1	Teknik Kimia/ Mesin/ Elektro
Staf Proses	S1/D3	Teknik Kimia
Staf Laboratorium	S1/D3	Analisis Kimia/ MIPA Kimia
Staf Utilitas	S1/D3	Teknik Kimia/ Mesin/Elektro
Staf K3 & Lingkungan	S1/D3	Kesehatan Masyarakat/ Teknik Lingkungan/ Teknik Kimia
Staf <i>Maintenance</i>	S1/D3	Teknik Mesin

1	2	3
Staf Pengendalian	S1/D3	Teknik Mesin/ Teknik Industri/ Teknik Elektro
Staf Riset	S1/D3	MIPA Kimia/ Teknik Kimia/ Analisis Kimia
Staf <i>Marketing</i>	S1/D3	Manajemen/ Akuntansi
Staf <i>Corporate Finance</i>	S1/D3	Akuntansi/ Ekonomi
Staf Administrasi	S1/D3	Administrasi
Staf Hubungan Masyarakat	S1/D3	Ilmu Komunikasi
Staf <i>Human Resource Development</i>	S1/D3	Psikologi / Administrasi Bisnis
Dokter	S1	Kedokteran
Perawat	S1/D3	Keperawatan
Sopir	SMU/SMK	IPA/IPS
<i>Security</i>	SMU/SMK	IPA/IPS
Petugas Kebersihan	SMU/SMK	IPA/IPS

8.7 Gaji Karyawan

Gaji karyawan diberikan berdasarkan jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian, resiko kerja, dan upah minimum. Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1 dan jika tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pemberian gaji dilakukan sehari sebelumnya. Perincian gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 8.4.

Tabel 8.4 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah Orang	Gaji/Bulan/Orang
1	2	3
Direktur Utama	1	Rp 50.000.000,00
Sekretaris	1	Rp 20.000.000,00
Staf Ahli	3	Rp 20.000.000,00
<i>Manager</i> Produksi	1	Rp 10.000.000,00
<i>Manager</i> Umum & Keuangan	1	Rp 10.000.000,00
<i>R&D Manager</i>	1	Rp 10.000.000,00
HR & Umum	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor</i> Produksi	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor Quality Control (QC)</i>	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor</i> Riset	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor</i> Administrasi	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor Corporate Finance</i>	1	Rp 8.000.000,00

1	2	3
<i>Supervisor HRD</i>	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor Humas</i>	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor Keamanan</i>	1	Rp 8.000.000,00
<i>Supervisor Marketing</i>	1	Rp 8.000.000,00
<i>Shift Leader Proses</i>	1	Rp 7.500.000,00
<i>Shift Leader Pengendalian</i>	1	Rp 7.500.000,00
<i>Shift Leader Laboratorium</i>	1	Rp 7.500.000,00
<i>Shift Leader Riset</i>	1	Rp 7.500.000,00
<i>Shift Leader K3 & Lingkungan</i>	1	Rp 7.500.000,00
<i>Shift Leader Maintenance</i>	1	Rp 7.500.000,00
<i>Shift Leader Utilitas</i>	1	Rp 7.500.000,00
Staf Proses	60	Rp 6.000.000,00
Staf Laboratorium	6	Rp 6.000.000,00
Staf Utilitas	5	Rp 6.000.000,00
Staf K3 & Lingkungan	3	Rp 5.500.000,00
Staf Maintenance	6	Rp 5.500.000,00
Staf Pengendalian	3	Rp 5.500.000,00
Staf Riset	3	Rp 6.000.000,00
Staf Marketing	3	Rp 5.500.000,00
Staf Corporate Finance	3	Rp 5.500.000,00
Staf Administrasi	3	Rp 5.500.000,00
Staf Hubungan Masyarakat	3	Rp 5.500.000,00
Staf Human Resource Development	3	Rp 5.500.000,00
Dokter	2	Rp 8.500.000,00
Perawat	3	Rp 5.000.000,00
Sopir	3	Rp 10.000.000,00
Security	5	Rp 4.500.000,00
Petugas Kebersihan	5	Rp 4.500.000,00
Total	144	Rp 347.000.000,00

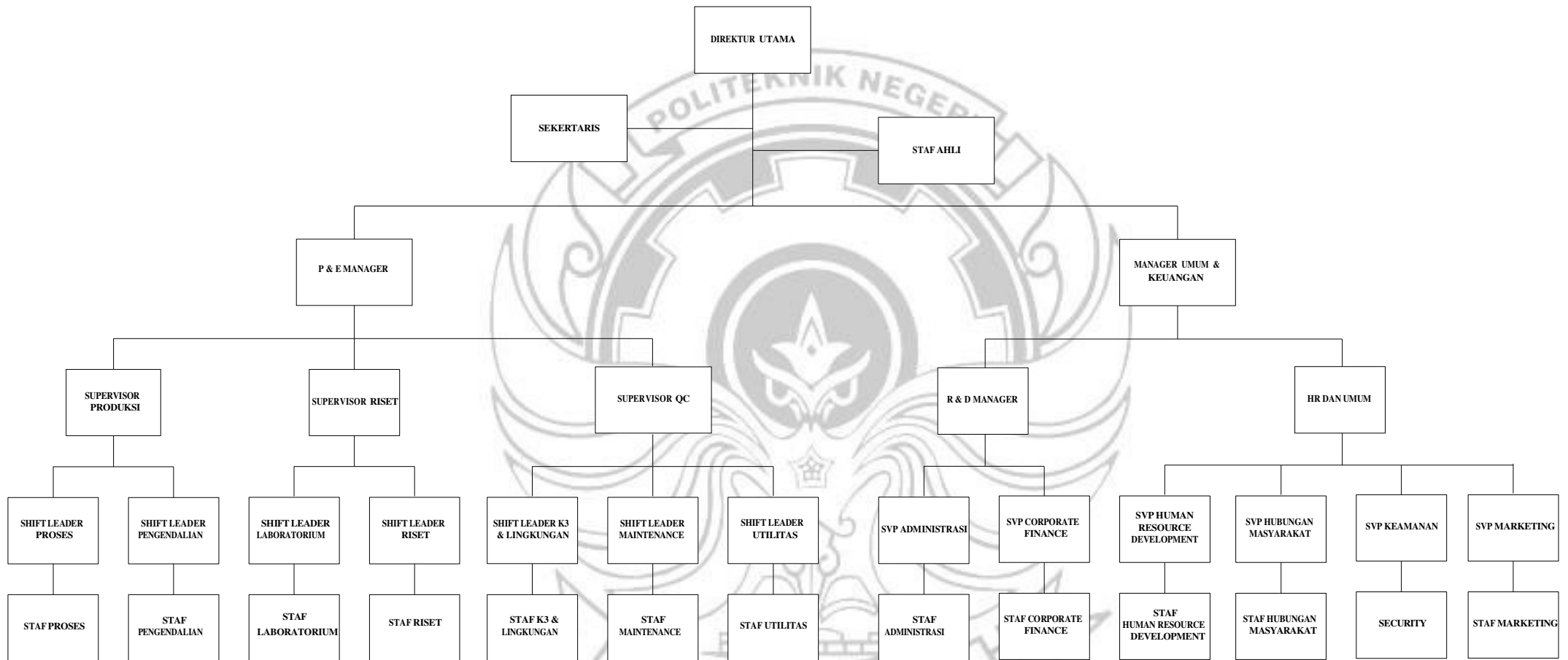
8.8 Jaminan Sosial dan Fasilitas Tenaga Kerja

Jaminan social tenaga kerja (JAMSOSTEK merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya. Sesuai dengan Undang-undang No. 3 Tahun 1992 termasuk peraturan pelaksanaannya, perusahaan mengikutsertakan setiap

karyawannya dalam program JAMSOSTEK, meliputi jaminan kesehatan kerja, jaminan kematian, dan jaminan hari tua. Perusahaan menyediakan jaminan kesehatan karyawan melalui Program Bantuan Kesehatan.

Selain gaji secara resmi, perusahaan juga memberikan beberapa fasilitas kepada setiap tenaga kerja antara lain:

- a. Cuti berupa cuti tahunan dan cuti sakit. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun, sedangkan cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- b. Tunjangan berupa tunjangan hari raya (THR) dan tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerjanya.
- c. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian yang diberikan kepada keluarga/ahli waris tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja maupun di luar tempat kerja.
- d. Pelayanan kesehatan secara gratis.
- e. Penyediaan sarana transportasi/ bus karyawan.
- f. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan klinik
- g. Penyediaan seragam dan alat pelindung diri, seperti sepatu, pakaian *safety* seragam, helm, pelindung mata, dan sarung tangan.
- h. *Family Gathering Party*, yaitu acara berkumpul dengan semua karyawan beserta keluarganya masing-masing yang diadakan setiap satu tahun sekali.
- i. Bonus diberikan untuk karyawan yang berprestasi.



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

Tata letak pabrik adalah tata kelola fasilitas-fasilitas pabrik untuk mendukung proses produksi agar lebih efisien, aman, dan ekonomis. Tata letak yang optimal mempermudah interaksi antara tenaga kerja, pergerakan material, dan memungkinkan ekspansi area pabrik jika diperlukan. Pengaturan tata letak pabrik yang baik memberikan beberapa keuntungan sebagai berikut (Peters, 1991):

- a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi sehingga mengurangi material *handling* pula.
- b. Memberikan ruang gerak yang lebih luas sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
- c. Mengurangi biaya produksi.
- d. Meningkatkan keselamatan kerja.
- e. Mempersingkat waktu proses dan mengurangi waktu tunggu.
- f. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan untuk mendapatkan kondisi yang optimum, antara lain:

- a. Bahan baku, tenaga kerja, dan transportasi harus ditangani secara efektif dan efisien.
- b. Bahan yang mudah terbakar dan berbahaya disimpan pada tempat khusus yang jauh dari unit proses dan untuk pengamanannya juga disediakan *hydrant*.
- c. Sistem perpipaan merupakan salah satu bagian terpenting yang memengaruhi operasi pabrik sehingga perlu diletakkan pada posisi yang tepat untuk memudahkan aktifitas kerja, seperti perbaikan, pengosongan, dan lain-lain.

- d. Jarak antar unit proses yang satu dengan yang lainnya diatur sedemikian rupa sehingga memudahkan proses pengendalian dan tidak mengganggu lalu lintas kerja.
- e. Bangunan pabrik diusahakan memenuhi standar bangunan, seperti ventilasi yang cukup, jarak yang cukup antara bangunan yang satu dengan yang lainnya.

Menurut Peters & Timmerhaus (1991), desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan), dan lahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien serta tetap mempertimbangkan beberapa faktor sebagai berikut:

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang datang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik, dan bahan baku.
4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses atau peralatan yang digunakan sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Masalah pembuangan limbah cair ataupun gas.

9. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- a. Area proses

Area ini merupakan tempat proses. Penyusunan perencanaan tata letak peralatan berdasarkan aliran proses. Area proses diletakkan ditengah-tengah pabrik, sehingga memudahkan *supply* bahan baku dari gudang persediaan dan pengiriman produk ke tempat penyimpanan, serta memudahkan pengawasan dan perbaikan alat-alat.

- b. Area penyimpanan (*Storage Area*)

Area ini merupakan tempat penyimpanan hasil produksi yang umumnya dimasukkan ke dalam tangki yang sudah siap dipasarkan.

- c. Area pemeliharaan dan bangunan pabrik

Area ini merupakan tempat melakukan kegiatan perbaikan dan perawatan peralatan, terdiri dari beberapa bengkel untuk melayani permintaan perbaikan dari pabrik dan bangunan.

- d. Area utilitas

Area ini merupakan tempat penyediaan keperluan pabrik yang berhubungan dengan utilitas yaitu air dan listrik.

- e. Area administrasi

Merupakan pusat dari semua kegiatan administrasi pabrik dalam mengatur operasi pabrik serta kegiatan-kegiatan lainnya.

f. Area perluasan

Digunakan untuk persiapan jika pabrik mengadakan perluasan dimasa mendatang. Area perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik.

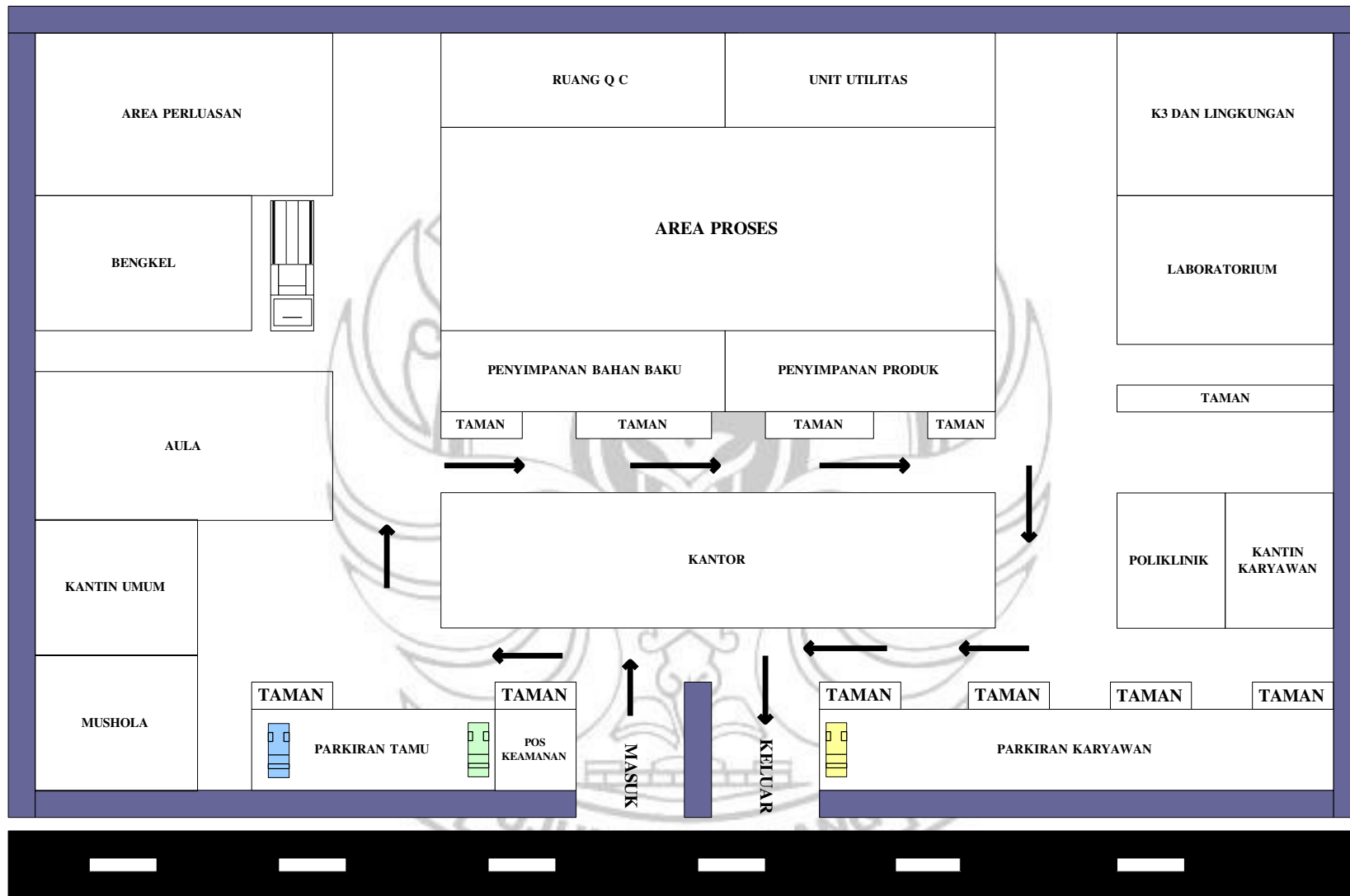
g. *Plant Service*

Area ini meliputi bengkel, kantin, dan fasilitas kesehatan/poliklinik. Bangunan-bangunan ini harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga memungkinkan terjadinya efisiensi yang maksimum.

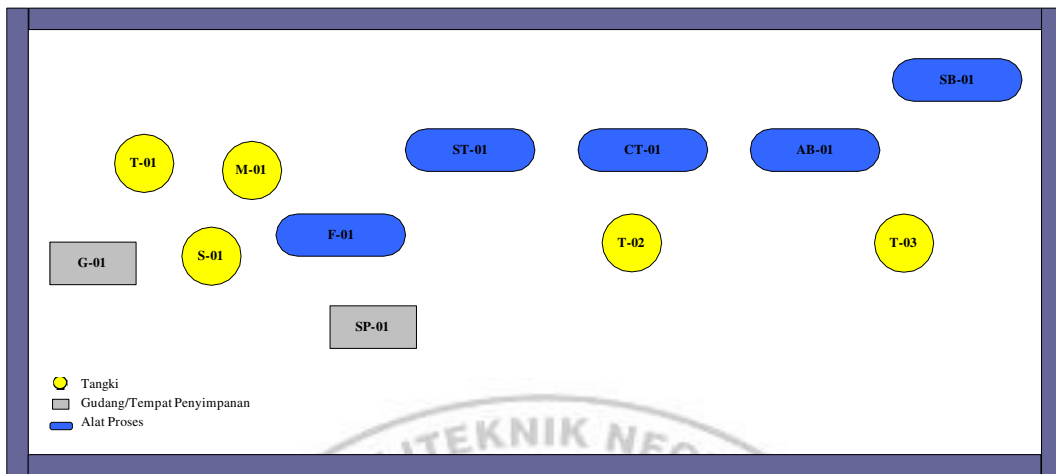
h. Jalan Raya

Untuk memudahkan pengangkutan bahan baku maupun hasil produksi, maka perlu diperhatikan masalah transportasi. Salah satu sarana transportasi yang utama adalah jalan raya.

Setelah mempertimbangkan faktor-faktor di atas, maka luas tanah sebesar 10.000 m² dengan ukuran 200 m x 500 m. Lokasi pendirian pabrik ini dibangun di Manyarejo Kab. Gresik, Jawa Timur.



Gambar 9.1 Tata Letak Pabrik



Gambar 9.2 *Lay out* Peralatan Pabrik

Tabel 9.1 Keterangan *Lay out* Peralatan Pabrik

NAMA ALAT	KODE ALAT
Gudang garam	(G-01)
Silo Garam	(S-01)
Tangki Larutan H_2SO_4 98%	(T-01)
Tangki Pengencer H_2SO_4	(M-01)
<i>Mannheim Furnace</i>	(F-01)
Stockpile Na_2SO_4	(SP-01)
<i>Silica Tower</i>	(ST-01)
<i>Coke Tower</i>	(CT-01)
Tangki Larutan H_2SO_4 70%	(T-02)
Kolom <i>Absorber</i>	(AB-01)
Kolom <i>Scrubber</i>	(SB-01)
Tangki Larutan HCl 32%	(T-03)

BAB X ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik. Tidak hanya ditinjau dari faktor teknis, melainkan juga dari segi ekonominya. Analisa ekonomi juga dapat memberikan pertimbangan kepada pihak *investor* atau Bank saat ingin menginvestasikan uang dalam pembangunan pabrik asam klorida (HCl) ini. Menurut Aries & Newton (1955), parameter-parameter ekonomi yang dapat digunakan sebagai pedoman untuk memperkirakan kelayakan suatu pabrik sebagai berikut:

1. *Profit on Sale* (POS)
2. *Percent Return on Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk mengetahui faktor-faktor tersebut maka perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri / *total capital investment* (TCI) yang terdiri dari modal tetap / *fixed capital investment* (FCI) dan modal kerja / *working capital investment* (WCI).
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*)
3. Laba atau keuntungan

10.1 Kajian Ekonomi

10.1.1 Total *Capital Investment* (TCI)

Total *capital investment* (TCI) atau modal investasi merupakan jumlah biaya yang harus dikeluarkan agar suatu pabrik dapat berdiri dan dapat beroperasi. Secara umum modal investasi terbagi menjadi dua, yaitu:

1. *Fixed capital investment* (FCI) atau modal tetap, yaitu modal yang diperlukan untuk pembelian dan pemasangan peralatan proses serta fasilitas pendukung lainnya. Total biaya FCI yaitu Rp 642.499.307.710 yang terdiri dari biaya langsung (*Direct Cost*, DC) sebesar Rp 573.660.096.169 dan biaya tidak langsung (*Indirect Cost*, IC) sebesar Rp 68.809.211.540 (Lampiran E).
2. *Working capital investment* (WCI) atau modal kerja, yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap beroperasi pada awal masa operasi. Total biaya WCI sebesar Rp Rp 71.388.811.967 (Lampiran E).
3. Total *capital investment* (TCI) merupakan jumlah *fixed capital investment* (FCI) dan *working capital investment* (WCI) sebesar Rp 713.888.119.678. Sumber modal pada pra rancangan ini yaitu berasal dari modal sendiri sebesar 60% dari TCI dan modal pinjaman sebesar 40% dari TCI.

10.1.2 Total *Production Cost* (TPC)

TPC atau biaya produksi merupakan biaya yang harus dikeluarkan selama proses produksi hingga menghasilkan suatu produk. Biaya ini terdiri dari:

1. *Manufacturing cost* (MC), yaitu jumlah semua biaya dipenuhi setiap waktu agar pabrik dapat terus beroperasi. Total MC yaitu sebesar Rp 704.501.497.353 (Lampiran E) yang terdiri dari:

j. *Direct Production Cost (DPC)*

DPC termasuk biaya yang terkait langsung dengan proses produksi.

Tabel 10.1 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw material</i>	382.973.515.397
2.	Gaji karyawan	11.694.000.000
3.	<i>Maintenance</i>	64.249.930.771
4.	<i>Plant supplies</i>	9.637.489.616
5.	Laboratorium	1.169.400.000
6.	Utilitas	18.472.901.906
7.	<i>Royalties & patent</i>	18.721.377.251
	Total	506.918.614.941

k. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

IMC adalah biaya yang dikeluarkan untuk mendukung suatu bisnis dan tidak berkaitan langsung dengan biaya untuk aktivitas produksi.

Tabel 10.2 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	<i>Payroll overhead cost</i>	1.754.100.000
2.	<i>Plant overhead cost</i>	5.847.000.000
3.	<i>Packaging and Transportation</i>	93.606.886.255
	Total	101.207.986.255

l. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

FMC adalah biaya yang tetap konstan dari tahun ke tahun dan tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi. Biaya ini harus dikeluarkan walaupun pabrik tidak memproduksi. Depresiasi, pajak, dan asuransi dikategorikan sebagai biaya tetap.

Tabel 10.3 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	Depresiasi	64.249.930.771
2.	<i>Property taxes</i>	12.849.986.154
3.	Asuransi	19.274.979.231
Total		704.501.497.353

2. *General expenses* (GE), yaitu biaya-biaya pabrik yang perlu dikeluarkan selain biaya manufaktur, meliputi biaya administrasi, distribusi, penelitian dan pengembangan, dan *finance*.

Tabel 10.4 *General Expense*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	Biaya administrasi	12.913.400.000
2.	<i>Sales expense</i>	21.135.044.920
3.	<i>Finance</i>	94.233.231.797
4.	<i>Research and development</i> (R&D)	28.180.059.894
Total		62.228.504.815

10.2 Analisa Kelayakan Ekonomi

10.2.1 Laba / Keuntungan

Laba merupakan hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi dengan total biaya produksi. Terdapat dua jenis laba yaitu laba kotor dan laba bersih. Laba kotor merupakan laba sebelum dipotong pajak, sedangkan laba bersih merupakan laba setelah dipotong pajak. Rata-rata laba kotor dan laba bersih yang diperoleh selama 10 tahun pendirian pabrik yaitu berturut-turut sebesar Rp 169.338.860.384 dan Rp 118.537.202.269.

10.2.2 *Return on Investment (ROI)*

ROI merupakan laju pengembalian modal investasi yang dinyatakan sebagai perbandingan antara laba dengan modal tetap (*fixed capital investment*). Kategori resiko pengembalian modal sebagai berikut:

- $ROI \leq 15$ resiko pengembalian modal rendah
- $15 \leq ROI \leq 45$ resiko pengembalian modal rata-rata
- $ROI \geq 45$ resiko pengembalian modal tinggi

Berdasarkan perhitungan, nilai ROI sebelum pajak yang didapatkan yaitu 26,36% (Lampiran E). Dengan demikian, pabrik ini dapat digolongkan sebagai pabrik dengan resiko pengembalian modal rata-rata.

10.2.3 *Pay Out Time (POT)*

POT adalah lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak dari mulai beroperasi untuk melunasi investasi awal dari pendapatan yang diperoleh. Berdasarkan perhitungan, diperoleh POT selama 3,5 tahun (Lampiran E). Untuk itu, dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan karena syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia resiko rendah adalah maksimum 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

10.2.4 *Internal Rate of Return (IRR)*

IRR didefinisikan sebagai beban *discount* yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value* hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan diperoleh IRR sebesar 18,0389% (Lampiran E). Harga

IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 6,25% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

10.2.5 Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik yang menunjukkan pabrik beroperasi pada kondisi tidak untung dan tidak rugi. Dengan kata lain, harga penjualan sama dengan biaya produksi. Beberapa komponen yang merupakan komponen total *production cost* digunakan untuk mencari BEP yang dinyatakan dalam *Fixed cost* (FC), *Variable cost* (VC), dan *Semi variable cost* (SVC).

a. Fixed Cost (FC)

FC merupakan biaya yang tidak terpengaruh sama sekali oleh volume produksi. Biaya ini memiliki dua karakteristik yaitu tidak berubah oleh periode maupun aktivitas tertentu.

Tabel 10.5 *Fixed Cost*

Jenis	Biaya (Rp)
Depresiasi	64.249.930.771
<i>Property taxes</i> (pajak lokal)	12.849.986.154
Asuransi	19.274.979.231
Total	96.374.896.156

b. Variabel Cost (VC)

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

Tabel 10.6 *Variabel Cost*

Jenis	Biaya (Rp)
Raw Material	382.973.515.397
Utilitas	18.472.901.906
<i>Paten & Royalty</i>	18.721.377.251
<i>Packinging and Shipping</i>	93.606.886.255
Total	513.774.680.809

c. *Semi Variabel Cost (SVC)*

SVC adalah biaya yang sifatnya sebagian tetap dan sebagian lagi variabel. Biaya semi variabel ini berubah tidak sebanding dengan perubahan jumlah produksi. Dikatakan dalam biaya tetap karena sifatnya konstan dalam suatu periode akuntansi tertentu, dikatakan biaya variable karena sifatnya berubah-ubah tanpa adanya hubungan dengan jumlah produksi.

Tabel 10.7 *Semi Variabel Cost*

Jenis	Biaya (Rp)
Gaji karyawan	11.694.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	1.754.100.000
Laboratorium	1.169.400.000
<i>General Expense</i>	62.228.504.815
<i>Plant Supplies</i>	9.637.489.616
<i>Plant Overhead</i>	5.847.000.000
<i>Maintenance</i>	64.249.930.771
Total	156.580.425.201

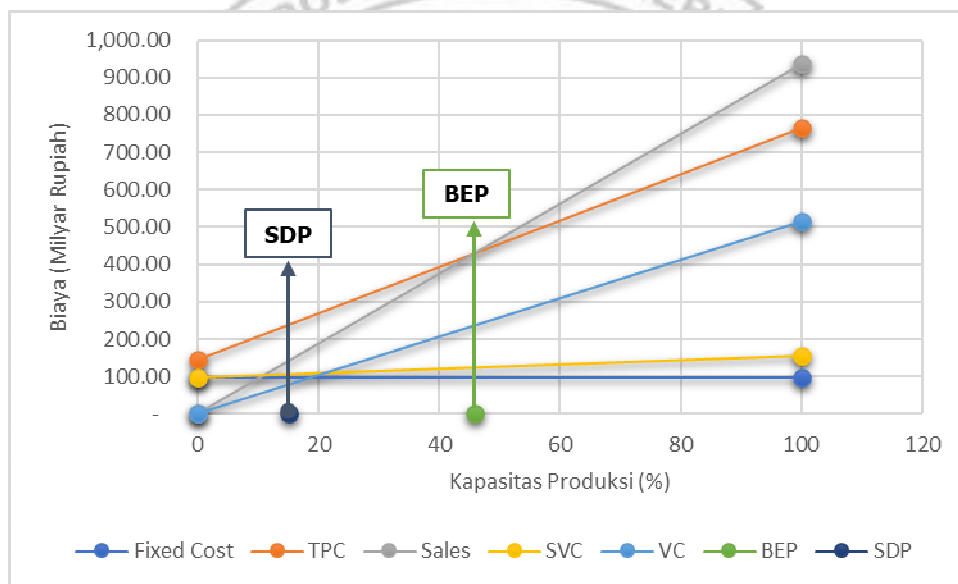
Dari data *feasibilities* (Peters & Timmerhaus, 1991):

- $BEP \leq 50$, pabrik layak (*feasible*)
- $BEP \geq 70$, pabrik kurang layak (*infeasible*).

Berdasarkan perhitungan Lampiran E diperoleh BEP sebesar 45,84% sehingga dapat dikatakan bahwa rancangan pabrik ini layak didirikan.

10.2.6 Shut Down Point (SDP)

SDP adalah kondisi yang menunjukkan jumlah kerugian pada daerah rugi sama dengan pengeluaran tetap atau FMC. Pada kondisi ini, pabrik tidak mendapatkan keuntungan meskipun melanjutkan operasi produksi sehingga lebih baik untuk menutup pabrik. Nilai SDP yang diperoleh yaitu 15,02% pada kapasitas pabrik 6.760,21 ton/tahun (Lampiran E).



Gambar 10.1 Analisa Kelayakan Ekonomi

BAB XI KESIMPULAN

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan pada pra rancangan pabrik asam klorida ini dapat diperoleh kesimpulan dengan meninjau dari beberapa aspek, yaitu:

1. Aspek proses

Proses produksi asam klorida dengan metode *Mannheim Furnace* lebih ekonomis karena kondisi operasi yang digunakan cukup ringan, yaitu pada tekanan atmosfer dan suhu operasi rendah.

2. Aspek lokasi

Lokasi pendirian pabrik di Manyarejo, Kab. Gresik, Jawa Timur merupakan daerah yang strategis karena berada pada daerah dengan ketersediaan bahan baku yang memadai dan letaknya tidak jauh dari ibukota provinsi sehingga memudahkan pemasaran serta sistem transportasi yang mendukung.

3. Aspek struktur Perusahaan

Bentuk perusahaan yaitu Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi garis dan staff serta jumlah karyawan yang dibutuhkan sebanyak 144 orang.

4. Aspek ekonomi

Pabrik ini layak untuk didirikan karena memberikan keuntungan yang ditinjau dari segi ekonomi. Berikut data hasil analisis ekonomi yang diperoleh:

- a. *Return on Investment* (ROI) = 18,45%
- b. *Pay out time* (POT) = 3,5 tahun
- c. *Internal rate of return* (IRR) = 18,0389%
- d. *Break event point* (BEP) = 45,84%

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S & Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York.
- Badan Pusat Statistik, 2023. *Data Ekspor Impor Nasional*. (Online), (<https://www.bps.go.id/id>), diakses 19 Februari 2024.
- Badan Pusat Statistik Kab. Gresik, 2023. *Kabupaten Gresik dalam Angka*. (Online), (<https://gresikkab.bps.go.id/>), diakses 13 Maret 2024.
- Badger's W.L. & Banchero, J.T., 1955. *Introduction to Chemical Engineering*, Int ed, McGraw-Hill Book Company Inc., N.Y.
- Brownell, L. & E.Young. 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons Inc.,N.Y.
- Bhatt, B. I. & Tharoke, S. B., 2010. *Stoichiometry*. 5th ed. New Delhi: Mc Graw Hill.
- Brown, George Grager, 1950. *Unit Operations*. John Wiley & Sons: New Delhi.
- Coulson & Richardson's, 1978. *Chemical Engineering Design*. 4th ed. Elsevier Butterworth-Heineman.
- Dewi, N. R., Putri, Y. A., Ni'mah, H. & Roesyadi, A., 2020. Studi Pendirian Pabrik Natrium Sulfat dengan Proses Mannheim. *Fundamentals and Applications of Chemical Engineering*, I(1), pp. 5-8.
- Darmastuti, I. et al., 2022. *Organisasi dan Manajemen*. Bandung: Media Sains Indonesia.
- Faith, W., Keyes, D. & Clark, R., 1960. *Industrial Chemical*. 4th ed. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Fuad, M. et al., 2006. *Pengantar Bisnis*. Jakarta: PT Gramedia Pustaka Utama.
- Geankoplis, Christie J., 1978. *Transport Processes and Unit Operations*. 3rd ed. New Jersey: Prentice-Hall International Inc.
- Google Earth, 2024. *Peta Lokasi Desa Manyarejo, Manyar, Gresik*. (Online), (<https://earth.google.com>), diakses 12 Maret 2024.
- Haryono, H. E., 2019. *Kimia Dasar*. 1st ed. Yogyakarta: Deepublish.

- Himmelblau, D.M., 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. 5th ed. Prentice-Hall International, Singapore.
- Hidayat, Wahyu. 2008. Teknologi Pengolahan Air Limbah. Majari magazine.com/2008/01/teknologi-pengolahan-air-limbah/. Last Update: 2 Mei 2021.
- Index Box, Inc, 2024. *Market Intelligence Platform*. (Online), (<https://www.indexbox.io/>), diakses 19 Februari 2024.
- Kern, D.Q. , 1965. *Process Heat Transfer*. Int ed. McGraw Hill Book Company Inc., N.Y.
- Kementerian Perdagangan, 2023. *Satu Data Perdagangan*. (Online), (<https://satudata.kemendag.go.id/data-informasi>), diakses 22 Maret 2024.
- Kementerian Perindustrian, 2024. *Daftar Inventarisasi Barang / Jasa Produksi Dalam Negeri*. (Online), (<https://tkdn.kemenperin.go.id/>), diakses 13 Maret 2024.
- Kementerian Perindustrian, 2020. *Analisis Perkembangan Industri Pengolahan Non Migas Indonesia 2020*. 4th ed. Jakarta: Kementerian Perindustrian.
- McCabe,W.L. , 1956. *Unit Operation of Chemical Engineering*. 5th ed. McGraw Hill Book Company Inc. , Tokyo.
- Naja, H. R. D., 2004. *Manajemen Fit & Proper Test*. Yogyakarta: Pustaka Widyatama.
- National Air Pollution Control Programme (NAPCP), 1969. *Atmospheric Emissions From Hydrochloric Acid Manufacturing Processes*, North Carolina: United States Enviromental Protection Agency.
- Nugraheni, S. D. & Khoiriah, U. L., 2022. *Prarancangan Pabrik HCl dari Hidrogen dan Klorin Kapasitas 65.000 Ton/Tahun*, Yogyakarta: Universitas Islam Indonesia.
- Nurhadi, M., 2021. *Gas dan Termodinamika*. 1st ed. Samarinda: Media Nusa Creative.
- Petter, M.S & Timmerhaus, K.D., 1959. *Plant Design and Economi for Chemical Engineering*. 4th ed. New York: McGraw-Hill Book Company Inc.
- Petter, M.S & Timmerhaus, K.D., 2002. *Plant Design and Economi for Chemical Engineering*. 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Company Inc.

- Perry, C., 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 7th ed. New York: McGraw-Hill Book Company Inc.
- PT Garam Persero, 2018. *Informasi Produk*. (Online), (<https://www.ptgaram.com/>), diakses 13 Maret 2024.
- Purnomo, H., 2017. *Manajemen Operasi*. Yogyakarta: CV Sigma.
- Pohan, N, 2008. *Pengolahan Limbah Cair Industri Tahu Dengan Proses Biofilter Aerobik*. Thesis Master, Program Pasca Sarjana USU, Medan.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C. & Abbott, M. M., 1997. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 6th ed. New York: Mc Graw Hill Book Companies.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations*. 3rd ed. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Umar, H., 2003. *Business an Introduction*. 2nd ed. Jakarta: PT Gramedia Pustaka Utama.
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley & Sons.
- Uzair, Q. et al., 2020. *Design Project Production of 95k Metric Tonnes of Hydrochloric Acid per Year*, Malaysia: Universitas Teknologi MARA Shah Alam.
- Weather Spark, 2024. *Iklm dan Cuaca Rata-Rata Sepanjang Tahun di Gresik*. (Online), (<https://id.weatherspark.com/>), diakses 13 Maret 2024.
- Wesley W.E., 1989. *Industrial Water Pollution Control*. 2th ed. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Van Winkle, M. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Yaws, C. L., 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: Mc Graw Hill Book Companies, Inc.

LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 45.000 ton/tahun

Jam Kerja = 24 jam/hari

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Satuan Massa = kg/jam

Konversi Reaksi = 98% mol HCl/mol NaCl

$$\begin{aligned} \text{Laju Produksi} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 5.681,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.1 Berat Molekul Masing-Masing Komponen

Komponen	Nama Senyawa	Berat Molekul (kg/kmol)
HCl	Asam Klorida	36,5
H ₂ SO ₄	Asam Sulfat	98
H ₂ O	Air	18
NaCl	Natrium Klorida	58,5
CaSO ₄	Kalsium Sulfat	136
MgSO ₄	Magnesium Sulfat	120
SO ₃	Sulfur Trioksida	80
Na ₂ SO ₄	Natrium Sulfat	142

Sumber: Perry, 1999

Tabel A.2 Komposisi Garam

Komposisi	% Massa
NaCl	95,45%
CaSO ₄	0,31%
MgSO ₄	0,36%
H ₂ O	3,88%
Total	100,00%

Sumber: PT Garam Persero, 2018

Tabel A.3 Komposisi Asam Sulfat

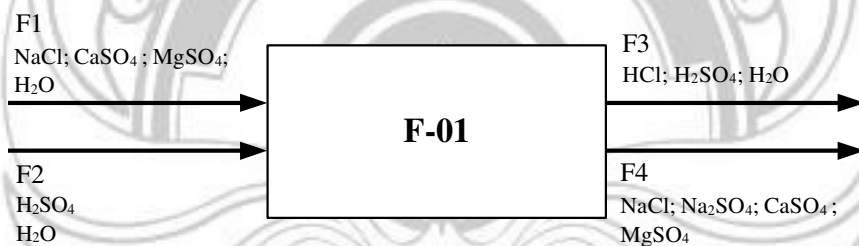
Komposisi	% Massa
H ₂ SO ₄	77,67%
H ₂ O	22,33%
Total	100,00%

A.1 Mannheim Furnace (F-01)

Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan H₂SO₄ untuk membentuk produk utama berupa HCl dan produk samping berupa Na₂SO₄.

Tekanan operasi: 1 atm

Suhu operasi : 175 °C



Reaksi yang terjadi:



Mula-Mula	51,34	28,19	-	-
Bereaksi	50,32	25,16	50,32	25,16
Sisa	1,02	3,03	50,32	25,16

Mol NaCl bereaksi = Mol HCl terbentuk
= 50,32 kmol/jam

Massa NaCl bereaksi = Mol NaCl bereaksi x BM NaCl
= 50,32 kmol/jam x 58,5 kg/kmol
= 2.943,51 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Mol NaCl murni masuk} &= \text{Mol NaCl bereaksi} \times \frac{1}{98\%} \\ &= 50,32 \text{ kmol/jam} \times \frac{1}{98\%} \\ &= 51,34 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl murni masuk} &= \text{Mol NaCl murni masuk} \times \text{BM NaCl} \\ &= 51,34 \text{ kmol/jam} \times 54,5 \text{ kg/kmol} \\ &= 3.003,58 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl sisa reaksi} &= 3.003,58 \text{ kg/jam} - 2.943,51 \text{ kg/jam} \\ &= 60,07 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan massa komponen garam yang masuk:

$$\begin{aligned} \text{Massa CaSO}_4 &= \frac{\% \text{ CaSO}_4}{\% \text{ Total}} \times \text{Massa NaCl masuk} \\ &= \frac{0,31\%}{95,45\%} \times 3.003,58 \text{ kg/jam} \\ &= 9,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.4 Total Massa Garam Masuk

Komposisi	%Massa	Massa (kg/jam)
NaCl	95,45%	3.003,58
CaSO ₄	0,31%	9,75
MgSO ₄	0,36%	11,33
H ₂ O	3,88%	122,09
Total	100,00%	3.146,76

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} &= \frac{50,32 \text{ kmol/jam}}{2} \\ &= 25,16 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Larutan H₂SO₄ yang digunakan berlebih 10%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} &= \left(25,16 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times \frac{100}{98}\right) + \left(25,16 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 10\%\right) \\ &= 28,19 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa reaksi} &= 28,19 \text{ kmol/jam} - 25,16 \text{ kmol/jam} \\ &= 3,03 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} &= \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} \times \text{BM H}_2\text{SO}_4 \\ &= 28,19 \text{ kmol/jam} \times 98 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.762,37 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa reaksi} &= \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa reaksi} \times \text{BM H}_2\text{SO}_4 \\ &= 3,03 \text{ kmol/jam} \times 98 \text{ kg/kmol} \\ &= 296,87 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan massa komponen larutan H₂SO₄ yang masuk:

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \frac{\% \text{H}_2\text{O}}{\% \text{H}_2\text{SO}_4} \times \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} \\ &= \frac{22,33\%}{77,67} \times 2.762,37 \\ &= 794,18 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.5 Total Massa Larutan H₂SO₄ Masuk

Komposisi	% Massa	Massa (kg/jam)
H ₂ SO ₄	77,67%	2.762,37
H ₂ O	22,33%	794,18
Total	100,00%	3.556,55

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} = \text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} = 25,16 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM Na}_2\text{SO}_4 \\ &= 25,16 \text{ kmol/jam} \times 142 \text{ kg/kmol} \\ &= 3.572,46 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.6 Neraca Massa pada *Mannheim Furnace*

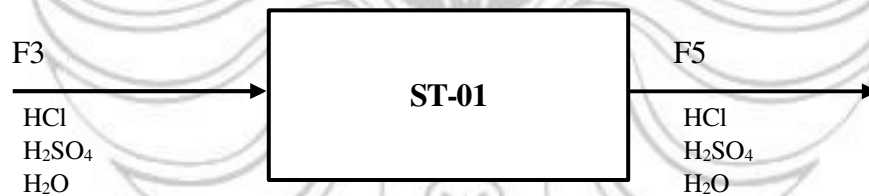
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		%Massa	
	F1	F2	F3	F4	F3	F4
NaCl	3.003,58	-	-	60,07	-	1,64
CaSO ₄	9,75	-	-	9,75	-	0,27
MgSO ₄	11,33	-	-	11,33	-	0,31
H ₂ O	122,09	794,18	916,27	-	30,04	-
H ₂ SO ₄	-	2.762,37	296,87	-	9,73	-
HCl	-	-	1.836,55	-	60,23	-
Na ₂ SO ₄	-	-	-	3.572,46	-	97,78
Subtotal	3.146,75	3.556,55	3.049,69	3.653,61	100,00	100,00
Total	6.703,30		6.703,30			

A.2 *Silica Tower* (ST-01)

Fungsi : Menyerap panas campuran gas dengan media *silica*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 350 °C



Komposisi F3 = Komposisi F5

Tabel A.7 Neraca Massa pada *Silica Tower*

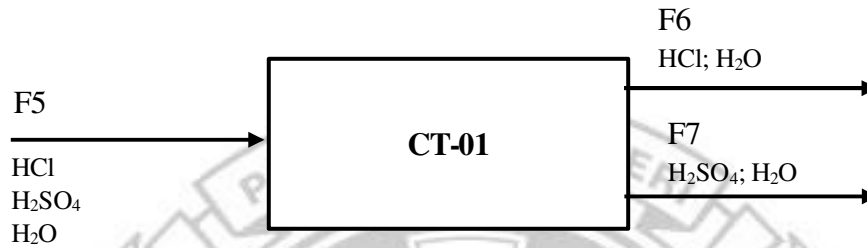
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	%Massa	
	F3	F5	F3	F5
H ₂ O	916,27	916,27	30,04	30,04
H ₂ SO ₄	296,87	296,87	9,73	9,73
HCl	1.836,55	1.836,55	60,23	60,23
Total	3.049,69	3.049,69	100,00	100,00

A.3 Coke Tower

Fungsi : Mengkondensasi H₂SO₄ dengan bantuan *coke*

Tekanan operasi : 1 atm

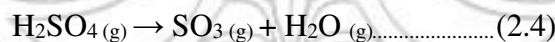
Suhu operasi : 175 °C



Tabel A.8 Komponen Masuk di *Coke Tower*

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
HCl	1.836,55	50,32
H ₂ O	916,27	50,90
H ₂ SO ₄	296,87	3,03
Total	3.049,69	104,25

Pada suhu > 340 °C, H₂SO₄ terdekomposisi menjadi SO₃ dan H₂O karena titik didihnya yaitu 340 °C. Untuk itu, seluruh H₂SO₄ yang tidak bereaksi akan terdekomposisi. Berikut reaksi yang terjadi:



$$\begin{aligned} \text{Mol SO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ tidak bereaksi} \\ &= (1/1) \times 3,03 \text{ kmol/jam} \\ &= 3,03 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \times \text{BM H}_2\text{SO}_4 \\ &= 3,03 \text{ kmol/jam} \times 98 \text{ kg/kmol} \\ &= 296,87 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa SO}_3 = \text{mol SO}_3 \times \text{BM SO}_3$$

$$= 3,03 \text{ kmol/jam} \times 80 \text{ kg/kmol}$$

$$= 242,34 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O terbentuk} = \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ tidak bereaksi}$$

$$= (1/1) \times 3,03 \text{ kmol/jam}$$

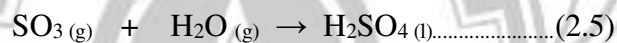
$$= 3,03 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O terbentuk} = \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 3,03 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 54,53 \text{ kg/jam}$$

Mannheim furnace beroperasi pada suhu 843°C sehingga dapat diasumsikan seluruh fase uap akan memisah.



Mula-Mula	3,03	3,03	-
Bereaksi	3,03	3,03	3,03
Sisa	0	0	3,03

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} = \text{mol SO}_3$$

$$= (1/1) \times 3,03 \text{ kmol/jam}$$

$$= 3,03 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} = \text{mol H}_2\text{SO}_4 \times \text{BM H}_2\text{SO}_4$$

$$= 3,03 \text{ kmol/jam} \times 98 \text{ kg/kmol}$$

$$= 296,87 \text{ kg/jam}$$

Kadar H₂SO₄ yang terkondensasi = 70%

H₂SO₄ terkondensasi = Produk reaksi = 296,87 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Massa total H}_2\text{SO}_4 \text{ 70\%} &= 296,87 \text{ kg/jam} \times \frac{100\%}{70\%} \\ &= 424,09 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O pada H}_2\text{SO}_4 \text{ 70\%} &= (424,09 - 296,87) \text{ kg/jam} \\ &= 127,23 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O Output} &= (916,27 - 127,23) \text{ kg/jam} \\ &= 789,04 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.9 Neraca Massa pada *Coke Tower*

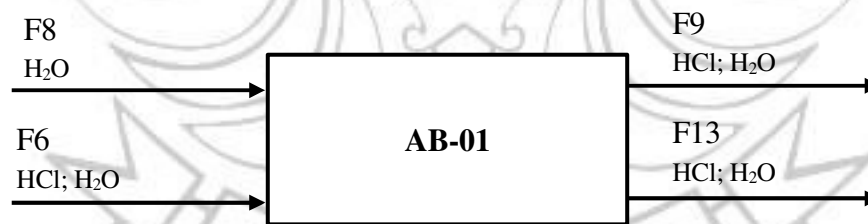
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)		%Massa	
	F5	F6	F7	F6	F7
HCl	1.836,55	1.836,55	-	69,95	-
H ₂ O	916,27	789,04	127,23	30,05	30,00
H ₂ SO ₄	296,87	-	296,87	-	70,00
Subtotal	3.049,69	2.625,59	424,10	100,00	100,00
Total	3.049,69	3.049,69			

A.4 Kolom *Absorber* (AB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 38 °C



HCl terlarut dalam H₂O membentuk larutan dengan kadar HCl 45,2 % (Perry 7ed; T.2-1; Hal. 2.15-56).

Efisiensi penyerapan gas HCl dengan air proses = 99% (Treybal, 1980)

$$\text{Gas HCl pada feed} = 1.836,55 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Gas HCl yang terserap} &= 1.836,55 \text{ kg/jam} \times 99\% \\ &= 1.818,18 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gas HCl yang lolos} &= (1.836,55 - 1.818,18) \text{ kg/jam} \\ &= 18,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Asumsi uap H₂O yang terkondensasi = 98% dari uap H₂O yang masuk

$$\text{Uap H}_2\text{O pada feed} = 789,04 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terkondensasi} &= 789,04 \text{ kg/jam} \times 98\% \\ &= 773,26 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Uap H}_2\text{O yang lolos} &= (789,04 - 773,26) \text{ kg/jam} \\ &= 15,78 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kadar Komersial HCl} = 32\%$$

$$\begin{aligned} \text{Massa total HCl 32\%} &= 1.818,18 \text{ kg/jam} \times \frac{100\%}{32\%} \\ &= 5.681,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O pada HCl 32\%} &= (5.681,82 - 1.818,18) \text{ kg/jam} \\ &= 3.863,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air proses} &= (3.863,64 - 773,26) \text{ kg/jam} \\ &= 3.090,38 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O Output} &= (3.090,38 + 773,26) \text{ kg/jam} \\ &= 3.863,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.10 Neraca Massa pada Kolom *Absorber*

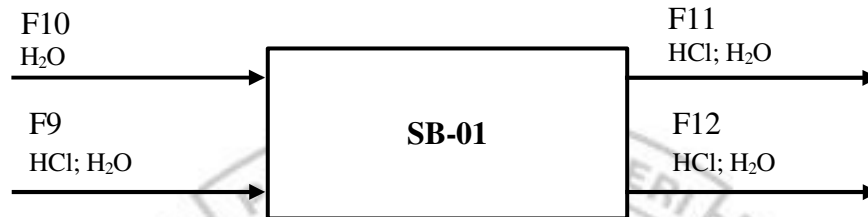
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		% Massa	
	F6	F8	F9	F13	F9	F13
HCl	1.836,55	-	18,36	1.818,18	53,78	32
H ₂ O	789,04	3.090,37	15,78	3.863,64	46,22	68
Subtotal	2.625,59	3.090,37	34,14	5.681,82	100,00	100,00
Total	5.715,96		5.715,96			

A.5 Kolom *Scrubber* (SB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang lolos dari kolom *absorber*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 32 °C



Asumsi penyerapan gas = 99%

Gas HCl pada *feed* = 18,36 kg/jam

Gas HCl yang terserap = 18,36 kg/jam x 99%

= 18,18 kg/jam

Uap H₂O pada *feed* = 15,78 kg/jam

H₂O yang terserap = 15,78 kg/jam x 99%

= 15,63 kg/jam

Kebutuhan air proses = (18,18 + 15,63) kg/jam

= 33,81 kg/jam

Total H₂O pada produk bawah = (33,81 + 15,63) kg/jam

= 49,44 kg/jam

Tabel A.11 Neraca Massa pada Kolom *Scrubber*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		% Massa	
	F9	F10	F11	F12	F11	F12
HCl	18,36	-	0,18	18,18	53,78	26,89
H ₂ O	15,78	33,81	0,16	49,44	46,22	73,11
Subtotal	34,14	33,81	0,34	67,62	100,00	100,00
Total	67,95		67,95			

LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 45.000 ton/tahun

Jam Kerja = 24 jam/hari

Waktu Operasi = 330 hari/ tahun

Satuan massa = kilogram/jam

Satuan panas = kilokalori/jam

Persamaan panas untuk kondisi aliran *steady*; $Q = \Delta H = H_2 - H_1$

$$\Delta H = n \cdot C_p \cdot \Delta T = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT \quad (\text{Himmelblau: 386})$$

Keterangan : H = Panas ; kkal

: n = berat bahan ; kmol

: C_p = specific heat ; kkal/kmol.K

: T_{ref} = suhu reference ; K

: T = suhu bahan ; K

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

Keterangan : C_p = *Specific heat* ; kkal/kmol.K

: A, B, C, D = Konstanta

: T = Suhu bahan ; K

Tabel B.1 Data Konstanta *Heat Capacities*

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D
HCl (l)	36,5	7,235	-0,00172	$2,98 \times 10^{-6}$	$-9,31 \times 10^{-10}$
H ₂ SO ₄ (l)	98	58	-	-	-
H ₂ O (l)	18	92,053	-0,039953	-0,00021103	$5,3469 \times 10^{-7}$
NaCl (s)	58,5	10,79	0,0042	-	-
CaSO ₄ (s)	136	18,52	0,02197	-156.800	-
MgSO ₄ (s)	120	26,7	-	-	-
SO ₃	80	5,697	0,016	-0,00001185	$3,172 \times 10^{-9}$
Na ₂ SO ₄	142	32,8	-	-	-
H ₂ SO ₄ (g)	98	6,709	$5,7854 \times 10^{-11}$	-0,00003281	$1,211 \times 10^{-8}$
HCl (g)	36,5	6,7	0,00084	-	-
O ₂ (g)	32	8,27	0,000258	-187.700	-
N ₂ (g)	28	6,5	0,001	-	-
H ₂ O (g)	18	8,22	0,00015	0,00000134	-
Udara	28,84	6,872	0,000844	-187.700	-

Sumber: Perry, 7^{ed}, T.2-194

B.1. MANNHEIM FURNACE

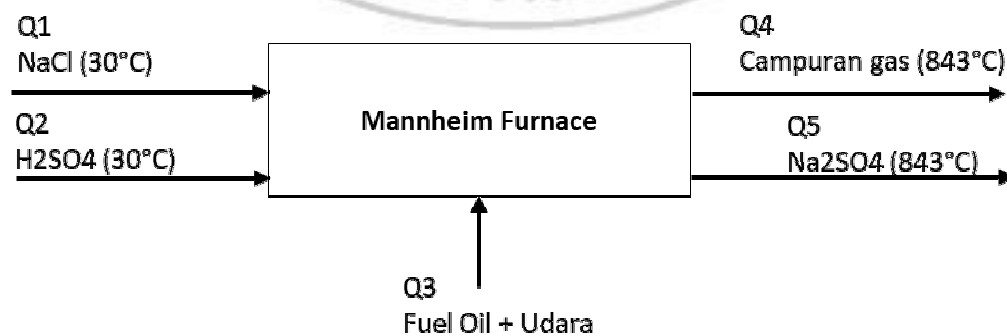
Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan H₂SO₄ untuk membentuk produk utama berupa HCl dan produk samping berupa Na₂SO₄

Kondisi operasi :

Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu operasi = 843 °C

Waktu operasi = kontinyu



Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk + $Q_{supply} = \Delta H$ bahan keluar + ΔH Reaksi

B.1. Entalpi bahan masuk

a. Entalpi garam pada suhu 30°C (303,15 K)

$$Q = n \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT$$

Tabel B.2 Massa Bahan Masuk

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)
NaCl	3.003,58	58,5	51,34322871
CaSO ₄	9,75	136	0,071727533
MgSO ₄	11,33	120	0,094402689
H ₂ O	122,09	18	6,783008005
Total	3.146,76		

Panas bahan pada suhu 30°C ($T = 30^\circ\text{C} + 273,15 = 303,15$ K):

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{NaCl}} &= n \int_{298,1}^{303,15} (A + B.T) dT && \text{(Himmelblau:386)} \\
 &= n \int_{298,1}^{303,15} (10,79 + 0,00420T) dT \\
 &= n \left(10,79T + \frac{0,00420}{2} T^2 \right) \Big|_{298,15}^{303,15} \\
 &= 51,34322871 \left[(10,79(303,15 - 298,15)) + \left(\frac{0,00420}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \right) \right] \\
 &= 3.094,13 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CaSO}_4} &= n \int_{298,1}^{303,15} \left(A + B.T + \frac{C}{T^2} \right) dT && \text{(Perry 7ed, T.2-194)} \\
 &= n \int_{298,1}^{303,15} \left(18,52 + 0,02197.T + \frac{-156800}{T^2} \right) dT \\
 &= 0,2109 \left(18,52T + \frac{0,02197}{2} T^2 - \frac{156800}{T} \right) \Big|_{298,15}^{303,15} \\
 &= 0,0717 \left[(18,52(303,15 - 298,15)) + \left(\frac{0,02197}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \right) - 156800 \left(\frac{1}{303,15} - \frac{1}{298,15} \right) \right] \\
 &= 8,39 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$Q_{MgSO_4} = n \int_{T_{ref}}^{\square} (A) dT$$

$$= n (26,7)_{298,1}^{303,15}$$

$$= 0,0944 [26,7(303,15 - 298,15)]$$

$$= 12,60 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{H_2O} = n \int_{\square}^T (A+B.T+C.T^2 + D.T^3) dT$$

$$= n \int_{298,1}^{303,15} (7,701 + 4,505 \cdot 10^{-4} T^2 + 2,521 \cdot 10^{-6} T^3 - 8,590 \cdot 10^{-10} T^4) dT$$

$$= [7,701 + (\frac{4,505 \cdot 10^{-4}}{2} T^2) + (\frac{2,521 \cdot 10^{-6}}{3} T^3) + (\frac{-8,590 \cdot 10^{-3}}{4} T^4)]_{298,15}^{303,15}$$

$$= 6,7830 (92,053(303,15 - 298,15)) + (\frac{-0,039953}{2} (303,15^2 - 298,15^2)) +$$

$$(\frac{-0,00021103}{3} (303,15^3 - 298,15^3)) + (\frac{5,3469 \cdot 10^{-3}}{4} (303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 3.039,20 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Entalpi total} = 3.094,13 + 8,39 + 12,60 + 3.039,20$$

$$= 6.154,32 \text{ kkal/jam}$$

b. Entalpi H₂SO₄ (T = 30°C + 273,15 = 303,15 K)

$$Q = n \int_{\square}^{\square} C_p dT$$

Tabel B.3 Massa Bahan H₂SO₄

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)
H ₂ SO ₄	10.518,92	98	28,18743256
H ₂ O	2.301,90	18	50,90392283
Total	12.820,82		

Panas bahan pada suhu 30°C (303,15 K):

$$Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = n \int_{T_{\text{ref}}}^{\square} (A) dT \quad (\text{Himmelblau:386})$$

$$= n (58) \frac{303,15}{298,15}$$

$$= 28,1874 [58(303,15 - 298,15)]$$

$$= 8174,3554 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = n \int_{\square}^T (A+B.T+C.T^2 + D.T^3) dT \quad (\text{Himmelblau:386})$$

$$= n \int_{298,1}^{303,15} (7,701 + 4,505 \cdot 10^{-4}T^2 + 2,521 \cdot 10^{-6}T^3 - 8,590 \cdot 10^{-10}T^4) dT$$

$$= 50,9039 \left[(92,053 \{ 303,15 - 298,15 \}) + \left(\frac{-0,039953}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \right) + \right.$$

$$\left. \left(\frac{-0,00021103}{3} (303,15^3 - 298,15^3) \right) + \left(\frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \right) \right]$$

$$= 19.215,54 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Entalpi total} = (8.174,3554 + 19.215,54) \text{ kkal/jam}$$

$$= 27.389,89 \text{ kkal/jam}$$

B.2. Entalpi bahan keluar:

a. Entalpi campuran gas pada suhu 843°C (1.116,15 K)

$$Q = n \int_{\square}^{\square} C_p dT$$

$$Q = n \int_{\square}^T C_p dT + n \cdot \lambda \quad (\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ terjadi perubahan fase } liquid \text{ ke uap})$$

$$Q = n \int_{\square}^T C_p dT + n \cdot \lambda \quad (\text{H}_2\text{O terjadi perubahan fase } liquid \text{ ke uap})$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.4 Entalpi Campuran Gas

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	$\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ (kkal/kmol)	λ (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
HCl	1.836,55	36,5	50,3163	5.966,4969		300.212
H ₂ SO ₄	296,87	98	3,0295	10.162,7027	5830	48.446
H ₂ O	916,27	18	50,9039	7.419,9743	9717	872.339
Total	3.049,68					1.220.997

Cara perhitungan untuk entalpi uap H₂O:

$$Q \text{ uap air} = \int_{T_{ref}}^T C_p dT + n \cdot \lambda \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

$$\text{Massa uap air} = 1.425,3092 \text{ kg}$$

$$= 50,9039 \text{ kmol}$$

$$\Delta Q \text{ H}_2\text{O} = \int_{T_{ref}}^T (A+B \cdot T+C \cdot T^2) dT \quad (\text{Himmelblau:386})$$

$$= \int_{298,1}^{1113,15} (8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2) dT$$

$$= 8,22 (1116,15-298,15) + \frac{0,00015}{2} (1116,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,00000134}{3} (1116,15^3 - 298,15^3)$$

$$= 7.419,9743 \text{ kkal/kmol}$$

$$\lambda \text{ H}_2\text{O} = 9717 \text{ kkal/kmol}$$

Entalpi bahan:

$$Q = \int_{T_{ref}}^T C_p dT + n \cdot \lambda$$

$$Q \text{ H}_2\text{O}_{\text{Uap}} = [50,9039 \text{ kmol} \times 7419,974319 \text{ kkal/kmol}] + [50,9039 \text{ kmol} \times 9717 \text{ kkal/kmol}]$$

$$= 872.339,2182 \text{ kkal/jam}$$

b. Entalpi Na₂SO₄ pada suhu 843°C (1.116,15 K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$$

Hasil Perhitungan:

Tabel B.5 Entalpi Na₂SO₄

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Entalpi (kkal/jam)
Na ₂ SO ₄	3.572,46	142	25,15818207	675.004,0882
NaCl	60,07	58,5	1,026864574	11.558,08425
CaSO ₄	9,75	136	0,071727533	2025,82258
MgSO ₄	11,33	120	0,09	2.061,81
Total	3.653,62			690.649,8064

$$\begin{aligned} \text{Total entalpi bahan keluar} &= (1.220.997,552 + 690.649,8064) \text{ kkal/jam} \\ &= 1.911.647,359 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas reaksi:

Panas reaksi pada suhu 843°C (1.116,15 K)

$$\Delta Q_{R,1116,15K} = \Delta Q_{R,Tref} + (\Delta Q_{Produk} - \Delta Q_{Reaktan})$$

$$\Delta Q_{Reaktan} = \text{Entalpi bahan masuk}$$

$$\Delta Q_{Produk} = \text{Entalpi bahan keluar}$$

$$\Delta Q_{R,Tref} = \text{Panas reaksi pada suhu } reference$$

$$Tref = \text{Suhu } reference$$

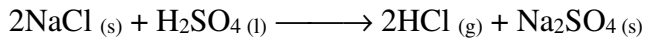
$$= 25^{\circ}\text{C}$$

$$= 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H_{R,298,15K} = \Delta H^{\circ}_F \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}_F \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}_F = \text{Panas pembentukan bahan}$$

Reaksi yang terjadi:



Tabel B.6 Data ΔH°_F komponen

Komponen	H°_F (kkal/mol)	Literatur
NaCl	-98,321	Perry 7ed; T.2-220
H ₂ SO ₄	-193,69	Perry 7ed; T.2-220
HCl	-22,06	Perry 7ed; T.2-220
Na ₂ SO ₄	-330,50	Perry 7ed; T.2-220

Tinjauan panas reaksi:



Dari neraca massa:

$$\text{mol NaCl} = 50,32 \text{ kmol} = 50.316,36414 \text{ gmol}$$

$$\text{mol H}_2\text{SO}_4 = 25,16 \text{ kmol} = 25.158,18207 \text{ gmol}$$

$$\text{mol HCl} = 50,32 \text{ kmol} = 50.316,36414 \text{ gmol}$$

$$\text{mol Na}_2\text{SO}_4 = 25,16 \text{ kmol} = 25.158,18207 \text{ gmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R,298,15K} &= [(2 \times (-22,06)) + (1 \times (-330,50))] - [(2 \times (-98,321)) + (1 \times (193,69))] \\ &= 15,712 \text{ kkal/gmol} \end{aligned}$$

(ΔH positif, reaksi bersifat endotermis, membutuhkan panas)

Mol reaksi:

$$\begin{aligned} \Delta Q_{R,298,15K} &= [(25158,18207 \times (-330,50)) + (50316,36414 \times (-22,06))] - \\ &\quad [(50316,36414 \times (-98,321)) + (25158,18207 \times (-193,69))] \\ &= -8314,779174 + (-1109,978993) - (-4947,155239 + -4872,888285) \\ &= 395.285,36 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{Reaktan}} = 33.544,22 \text{ kkal (Entalpi bahan masuk)}$$

$$Q_{\text{Produk}} = 1.911.647,36 \text{ kkal (Entalpi bahan keluar)}$$

$$\begin{aligned}\Delta Q_{R,1116,15K} &= \Delta Q_{R,Tref} + (Q_{\text{Produk}} - Q_{\text{Reaktan}}) \\ &= 395,2852567 + (1.911.647,36 - 33.544,22) \\ &= 2.273.388,50 \text{ kkal}\end{aligned}$$

(ΔQ positif, maka reaksi bersifat endotermis yang berarti membutuhkan panas)

Neraca energi total:

$$\text{Entalpi bahan masuk} + Q_{\text{supply}} = \Delta H \text{ bahan keluar} + \Delta Q \text{ Reaksi}$$

$$33.544,22 + Q_{\text{supply}} = 1.911.647,36 + 2.273.388,50$$

$$Q_{\text{supply}} = 4.151.491,64 \text{ kkal/jam}$$

Perhitungan Kebutuhan *Fuel Oil*

Jenis: Fuel oil 33° API dengan kandungan sulfur 0,22%

(Perry 7ed; Table 27-6; Hal. 27-10)

Reaksi pembakaran *fuel oil*:



$$\text{Total } \Delta H = 105630 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{supply}} = 4.151.491,64 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Kebutuhan Massa Fuel Oil} = \frac{\text{Total } \Delta H}{\square \square \square \square \square}$$

$$= 39,30220239 \text{ kg}$$

$$= 86,66135628 \text{ lb}$$

Neraca energi:

Tabel B.7 Neraca energi pada *Mannheim Furnace*

Komponen	Input (kkal/jam)			Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3	Q4	Q5
NaCl	3.094,13	-	-	-	11.558,08
CaSO ₄	8,39	-	-	-	2.025,82
MgSO ₄	12,60	-	-	-	2.061,81
H ₂ O	3.039,20	19.215,54	-	872.339,22	-
H ₂ SO ₄	-	8.174,36	-	48.445,90	-
HCl	-	-	-	300.212,43	-
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	675.004,09
Q Supply	-	-	4.151.491,64	-	-
ΔH reaksi	-	-	-	2.273.338,50	-
Total		4.185.035,86		4.185.035,86	

B.2. SILICA TOWER

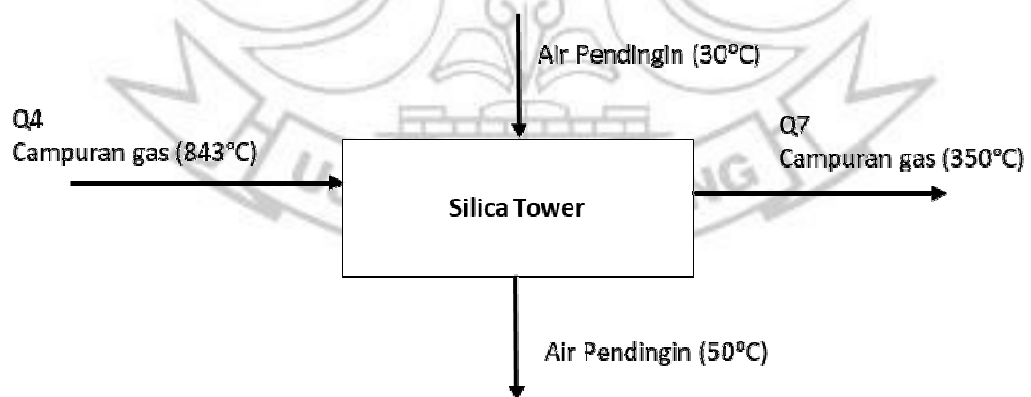
Fungsi : Mendinginkan bahan dengan bantuan *silica* dan air pendingin.

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu operasi = 350 °C (berdasarkan titik didih H₂SO₄)

Waktu operasi = kontinyu



Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk = Entalpi bahan keluar + Q serap

B.2.1 Entalpi bahan masuk:

Entalpi campuran gas pada suhu 843°C (1.116,15K)

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT$$

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT + n \cdot \lambda \text{ (untuk H}_2\text{SO}_4\text{, terjadi perubahan fase liquid ke uap)}$$

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT + n \cdot \lambda \text{ (untuk H}_2\text{O, terjadi perubahan fase liquid ke uap)}$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.8 Entalpi campuran gas pada suhu 843°C (1116,15K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	λ (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
HCl	1,836.55	36,5	50,31636414		300.212,43
H ₂ SO ₄	296,87	98	3,029250494	5830	48.445,90
H ₂ O	916,27	18	50,90392283	9717	872.339,22
Total	3.049,68				1.220.997,55

B.2.2 Entalpi bahan keluar:

Entalpi campuran gas pada suhu 350 °C (623,15K)

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT$$

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT + n \cdot \lambda \text{ (untuk H}_2\text{SO}_4\text{ terjadi perubahan fase liquid ke uap)}$$

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT + n \cdot \lambda \text{ (untuk H}_2\text{O terjadi perubahan fase liquid ke uap)}$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.9 Entalpi Campuran gas pada suhu 350°C (623,15K)

Komponen	Berat (kg/j)	BM	n (kmol/j)	λ (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
HCl	1.836,55	36,5	50,31636414		115.891,54
H ₂ SO ₄	296,87	98	3,029250494	5830	18.437,33
H ₂ O	916,27	18	50,90392283	9717	636.665,67
Total	3.049,68				770.994,54

Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk = Entalpi bahan keluar + Q serap

1.220.997,55 kkal/jam = 770.994,54 + Q serap

Q serap = 450.003,02 kkal/jam

Kebutuhan Air pendingin:

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich; Hal. 427)

Suhu air pendingin keluar = 50°C (berdasarkan titik didih air)

Cp air pendingin = 1 kkal/kg°C (Perry 7th, 1999)

Q serap = (m.Cp.ΔT)

M air pendingin = $\frac{Q_{serap}}{(C_p \cdot \Delta T)}$
 = $\frac{450.003,02}{(1 \times (50 - 30))}$
 = 22.500,15 kg

Tabel B.10 Neraca energi pada *Silica Tower*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q4	Q6	Q7	Q8
HCl	300.212,43	-	115.891,54	-
H ₂ O	872.339,22	-	636.665,67	-
H ₂ SO ₄	48.445,90	-	18.437,33	-
Q Serap	-	112.500,75	-	562.503,77
Total	1.333.498,31		1.333.498,31	

B.3. COKE TOWER

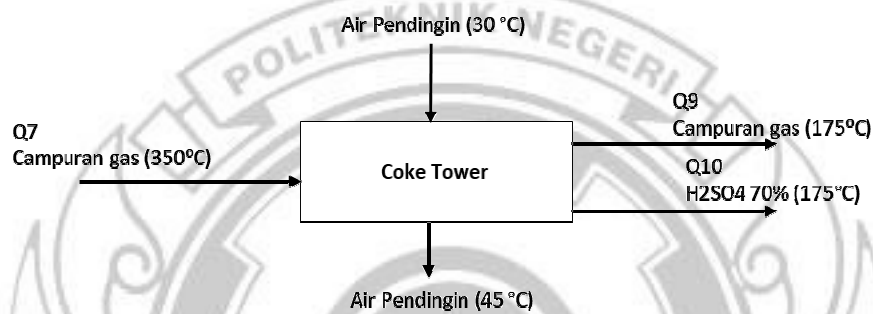
Fungsi : Mengkondensasi H₂SO₄ dengan bantuan *coke*

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu operasi = 350⁰C (berdasarkan titik didih H₂SO₄)

Waktu operasi = kontinu



Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk = Entalpi bahan keluar + Q serap

B.3.1 Entalpi bahan masuk:

a. Entalpi campuran gas pada suhu 350°C (623,15K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} Cp \, dT$$

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} Cp \, dT + n \cdot \lambda \text{ (H}_2\text{SO}_4 \text{ terjadi perubahan fase liquid ke uap)}$$

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} Cp \, dT + n \cdot \lambda \text{ (H}_2\text{O terjadi perubahan fase liquid ke uap)}$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.11 Entalpi Campuran gas pada suhu 350°C (623,15K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	λ (kkal/kmol)	ΔQ (kkal/jam)
HCl	1.836,55	36,5	50,31636414		115.891,5406
H ₂ SO ₄	296,87	98	3,029250494	5830	18.437,32838
H ₂ O	916,27	18	50,90392283	9717	636.665,6055
Total	3.049,68				770.994,4745

B.3.2 Entalpi bahan keluar:

- a. Entalpi campuran gas pada suhu 175°C (448,15K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.12 Entalpi campuran gas pada suhu 175°C (448,15K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	1.836,55	36,5	50,31636414	52.933,66542
H ₂ O	789,04	18	43,83567167	55.660,79016
Total	2,625,59			108.594,4556

- b. Entalpi H₂SO₄ pada suhu 38°C (311,15K) :

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.13 Entalpi campuran gas pada suhu 38°C (311,15K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
H ₂ SO ₄	296,87	98	3,029250494	2.284,054873
H ₂ O	127	18	7,068251153	6.929,915558
Total	424,10			9.213,97043

$$\begin{aligned} \text{Total entalpi bahan keluar} &= (108.594,4556 + 9.213,97043) \text{ kkal/jam} \\ &= 117.808,426 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas Reaksi:

Panas reaksi pada suhu 175°C (448,15 K)

$$\Delta Q_{R,1116,15K} = \Delta Q_{R,Tref} + (\Delta Q_{Produk} - \Delta Q_{Reaktan})$$

$$\Delta Q_{Reaktan} = \text{Entalpi bahan masuk}$$

ΔQ Produk = Entalpi bahan keluar

$\Delta Q_{R,Tref}$ = Panas reaksi pada suhu reference

T_{ref} = Suhu *reference* = 25°C = 298,15 K

$\Delta H_{R, 298,15K} = \Delta H^{\circ}_F \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}_F \text{ Reaktan}$

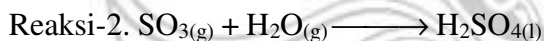
ΔH°_F = Panas pembentukan bahan

Reaksi yang terjadi:



Tabel B.14 Data ΔH°_F komponen

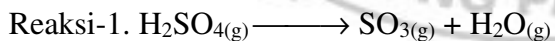
Komponen	H°_F (kkal/mol)	Literatur
$\text{H}_2\text{SO}_4(\text{g})$	-193,69	Perry 7ed; T.2-220
$\text{SO}_3(\text{g})$	-94,47	Perry 7ed; T.2-221
$\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-57,8	Perry 7ed; T.2-222



Tabel B. 15 . Data ΔH°_F komponen

Komponen	H°_F (kkal/mol)	Literatur
$\text{H}_2\text{SO}_4(\text{l})$	-212,03	Perry 7ed; T.2-220
$\text{SO}_3(\text{g})$	-94,47	Perry 7ed; T.2-221
$\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-57,8	Perry 7ed; T.2-222

Tinjauan panas reaksi:



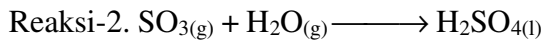
Dari neraca massa diperoleh:

$\text{mol H}_2\text{SO}_4 = 3,029250494 \text{ kmol} = 3.029,250494 \text{ gmol}$

$\text{mol SO}_3 = 3,029250494 \text{ kmol} = 3.029,250494 \text{ gmol}$

$\text{mol H}_2\text{O} = 3,029250494 \text{ kmol} = 3.029,250494 \text{ gmol}$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R,298,15K} &= [(3029,2504 \times (-94,47)) + (3029,2504 \times (-57,8))] - \\ &\quad [(3029,2504 \times (-193,69))] \\ &= 125.471,5555 \text{ kkal}\end{aligned}$$



Dari neraca massa diperoleh:

$$\text{mol H}_2\text{SO}_4 = 3,029250494 \text{ kmol} = 3.029,250494 \text{ gmol}$$

$$\text{mol SO}_3 = 3,029250494 \text{ kmol} = 3.029,250494 \text{ gmol}$$

$$\text{mol H}_2\text{O} = 3,029250494 \text{ kmol} = 3.029,250494 \text{ gmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R,298,15K} &= [(3029,2504 \times (-212,03)) + (3029,2504 \times (-57,8))] - \\ &\quad [(3029,2504 \times (-94,47))] \\ &= -181.028,0095 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\Delta H_{R,298,15K} \text{ Reaksi-1} = 125471,5555 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{R,298,15K} \text{ Reaksi-2} = -181028,0095 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{R,298,15K} = -55556,45406 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{Reaktan}} = 2236761,982 \text{ kkal (Entalpi bahan masuk)}$$

$$Q_{\text{Produk}} = 258942,4288 \text{ kkal (Entalpi bahan keluar)}$$

$$\begin{aligned}\Delta Q_{R,448,15K} &= \Delta H_{R,298,15K} + (Q_{\text{Produk}} - Q_{\text{Reaktan}}) \\ &= -55556,45406 + (117808,426 - 770994,4745) \\ &= -708742,5025 \text{ kkal}\end{aligned}$$

(ΔH negatif, maka reaksi bersifat eksotermis yang berarti melepaskan panas)

Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk = Entalpi bahan keluar + Q serap

$$770994,4745 = 117808,426 + Q \text{ serap}$$

$$Q \text{ serap} = 1.361.928,55 \text{ kkal/jam}$$

Kebutuhan Air pendingin:

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich: 427})$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C} \text{ (berdasarkan titik didh air)}$$

$$\text{Cp air pendingin} = 1 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C} \quad (\text{Perry 7}^{\text{th}}, 1999)$$

$$Q \text{ serap} = (m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T)$$

$$M \text{ air pendingin} = \frac{Q}{(\text{Cp} \cdot \Delta T)} = \frac{1.361.928,55}{[1 \times (45-30)]} = 90.795,24 \text{ kg}$$

Tabel B. 16 . Neraca Energi *Coke Tower*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q7	Q9	Q10	Q11
HCl	115.891,54	52.933,67	-	-
H ₂ O	636.665,67	55.660,79	6.929,92	-
H ₂ SO ₄	18.437,33	-	2.284,05	-
Q Serap	-	-	-	1.361.928,55
ΔH reaksi	708.742,50	-	-	-
Total	1.479.736,98		1.479.736,98	

B.4. KOLOM ABSORBER

Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu operasi = 38⁰C (Suhu kamar)

Waktu operasi = kontinyu



Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk + $\Delta H_{\text{Solution}}$ = Entalpi bahan keluar + Q serap

B.4.1 Entalpi bahan masuk:

- a. Entalpi campuran gas dari D-230 pada suhu 175°C (448,15 K)

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.17 Entalpi Campuran gas suhu 175°C (448,15 K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	1.836,55	36,5	50,3164	52.933,67
H ₂ O	789,04	18	43,8357	55.660,79
Total	2.625,59			108.594,46

- b. Entalpi air proses dari utilitas pada suhu 30°C (303,15 K)

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.18 Entalpi air proses dari utilitas

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
H ₂ O	3.090,38	18	171,6875	64.809,69
Total	3.090,38			64.809,69

$$\begin{aligned} \text{Total entalpi bahan masuk} &= (108.594,46 + 64.809,69) \text{ kkal/jam} \\ &= 173.404,15 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

B.4.2 Entalpi bahan keluar:

- a. Entalpi campuran gas pada suhu 105°C (378,15 K)

$$Q = n \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.19 Entalpi Campuran gas pada suhu 105°C (378,15 K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	18,37	36,5	0,5032	281,1294
H ₂ O	15,78	18	0,8767	590,8810
Total	34,15			872,0104

- b. Entalpi larutan HCl pada suhu 38°C (311,15 K):

$$Q = n \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.20 Entalpi larutan HCl

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	1.818,18	36,5	49,8132	4.507,69
H ₂ O	3.863,64	18	214,6465	210.445,53
Total	5.681,82			214.953,22

$$\begin{aligned} \text{Total entalpi bahan keluar} &= (872,0104 + 214.953,22) \text{ kkal/jam} \\ &= 215.825,2304 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas pelarutan $\Delta H_{\text{Solution}}$

$$\Delta H_{\text{Solution}} = \Delta H_S^\circ \times \text{mol bahan}$$

$$\Delta H_S^\circ = \Delta H_f^\circ \text{ HCl}_{(\text{aq})} - \Delta H_f^\circ \text{ HCl}_{(\text{g})}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ HCl (aq)} = -39,952 \text{ kcal/gmol} \quad (\text{Perry 7ed; T.2-220})$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ HCl (g)} = -22,062 \text{ kcal/gmol} \quad (\text{Perry 7ed; T.2-220})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_s^\circ &= (-39,952 - (-22,062)) \\ &= -17,89 \text{ kcal/gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl terlarut} &= 49,8132005 \text{ kmol} \\ &= 49.813,2005 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Solution} &= \Delta H_s^\circ \times \text{mol bahan} \\ &= -17,89 \text{ kcal/gmol} \times 49813,2005 \text{ mol} \\ &= -891.158,1569 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca energi total:

$$\text{Entalpi bahan masuk} + \Delta H \text{ Solution} = \text{Entalpi bahan keluar} + Q \text{ serap}$$

$$173.404,1511 + 891.158,1569 = 215.825,2336 + Q \text{ serap}$$

$$Q \text{ serap} = 848.737,0745 \text{ kkal/jam}$$

Tabel B.21 Neraca Energi Kolom *Absorber*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)		
	Q9	Q12	Q13	Q14	Q15
HCl	52.933,67	-	281,13	4.507,69	-
H ₂ O	56.660,79	64.809,70	590,8810099	210.445,53	-
$\Delta H \text{ Solution}$	891.158,16	-	-	-	-
Q Serap	-	-	-	-	848.737,07
Total	1.064.562,31			1.064.562,31	

B.5. KOLOM SCRUBBER

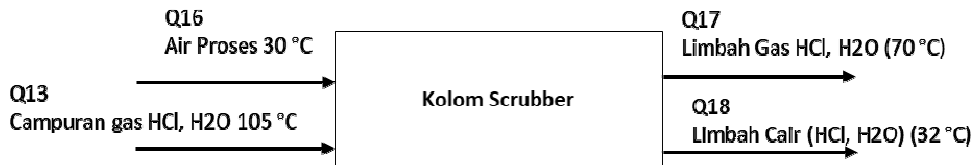
Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu operasi = 38°C (Suhu kamar)

Waktu operasi = kontinyu



Neraca energi total:

Entalpi bahan masuk + ΔH Solution = Entalpi bahan keluar + Q serap

B.5.1 Entalpi bahan masuk:

a. Entalpi campuran gas pada suhu 105°C (378,15 K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{\square} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.22 Entalpi campuran gas pada suhu 105°C (378,15 K)

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	18,36547291	36,5	0,503163641	281,1294414
H ₂ O	15,7808418	18	0,876713433	590,8810099
Total	34,14631471			872,0104512

b. Entalpi air proses dari utilitas pada suhu 30°C (303,15 K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{\square} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.23 Entalpi air proses dari utilitas

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
H ₂ O	33,80485157	18	1,878047309	708,9372832
Total	33,80485157			708,9372832

$$\begin{aligned} \text{Total entalpi bahan masuk} &= (872,0104512 + 708,9372832) \text{ kkal/jam} \\ &= 1.580,95 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

B.5.2 Entalpi bahan keluar

- a. Entalpi limbah gas pada suhu 70°C (343,15 K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.24 Entalpi limbah gas

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	0,18	36,5	0,005031636	1,57802468
H ₂ O	0,16	18	0,008767134	3,316382422
Total	0,35			4,894407103

- b. Entalpi limbah cair pada suhu 32°C (305,15 K)

$$Q = n \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$$

Hasil perhitungan:

Tabel B.25 Entalpi limbah cair

Komponen	Berat (kg/jam)	BM	n (kmol/jam)	Q (kkal/jam)
HCl	18,18	36,5	0,498132005	24,27391136
H ₂ O	49,43	18	2,745993608	1.450,800992
Total	67,61			1.475,074903

$$\begin{aligned} \text{Total Entalpi bahan keluar} &= 4,894407103 + 1.475,074903 \\ &= 1.479,97 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas pelarutan ($\Delta H_{\text{Solution}}$)

$$\Delta H_{\text{Solution}} = \Delta H_s^\circ \times \text{mol bahan}$$

$$\Delta H_s^\circ = -17,89 \text{ kkal/gmol}$$

$$\text{HCl terlarut} = 0,498132005 \text{ kmol}$$

$$= 498,132005 \text{ mol}$$

$$\Delta H \text{ Solution} = \Delta H_s^\circ \times \text{mol bahan}$$

$$= -17,89 \text{ kcal/gmol} \times 498,132005 \text{ mol}$$

$$= -8.911,581569 \text{ kkal}$$

Neraca energi total:

$$\text{Entalpi bahan masuk} + \Delta H \text{ Solution} = \text{Entalpi bahan keluar} + Q \text{ serap}$$

$$1.580,947734 + 8.911,581569 = 1.479,96931 + Q \text{ serap}$$

$$Q \text{ serap} = 9.012,56 \text{ kkal/jam}$$

Tabel B.26 Neraca Energi Kolom *Scrubber*

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)		
	Q13	Q16	Q17	Q18	Q19
HCl	281,13	-	1,58	24,27	-
H ₂ O	590,88	708,94	3,32	1.450,80	-
$\Delta H \text{ Solution}$	8911,5816		-		-
Q Serap	-		-		9.012,56
Total	10.492,53			10.492,53	

LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

C.1 Gudang Garam (G-01)

Fungsi : Tempat menyimpan *stock* garam dari *supplier*

Dasar pemilihan : Bahan baku berbentuk padat (kristal)

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton dan porselen

Kondisi operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)

Waktu operasi = 24 jam

Waktu tinggal = 7 hari



G-01

Perhitungan:

Tabel C.1 Komposisi Garam

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa	Densitas (gr/cm ³)
NaCl	3.003,58	0,9545	2,1700
CaSO ₄	9,75	0,0031	2,9600
MgSO ₄	11,33	0,0036	2,6600
H ₂ O	122,09	0,0388	0,9970
Total	3.146,75	1,0000	

a. Menentukan Volume Gudang

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{1}{\sum \rho_{\text{fraksi berat}}} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{2,1700} + \frac{1}{2,960} + \frac{1}{2,660} + \frac{1}{0,9970}} \\ &= 2,0782 \text{ gr/cm}^3 \end{aligned}$$

$$= 129,7438 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate massa} = 3.146,75 \text{ kg/jam} = 6.938,60 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate Massa}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{6.938,60 \text{ lb/jam}}{129,7438 \text{ lb/cuft}} \\ &= 53,4792 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rencana penyimpanan} &= 7 \text{ hari} \\ &= 168 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 53,4792 \text{ cuft/jam} \times 7 \times 24 \text{ jam} \\ &= 8.984,51 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih } \textit{overdesign} = 10\% \text{ (faktor keamanan)}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Gudang} &= (100\% + 10\%) \times 8.984,51 \text{ cuft} \\ &= 9.882,96 \text{ cuft} \\ &= 279,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Gudang

Dipilih ukuran Gudang:

$$\text{Panjang (L) : Lebar (W)} = 3 : 2$$

$$\text{Panjang (L)} = 1,5 \text{ Lebar (W)}$$

$$\text{Tinggi (H)} = \text{Lebar (W)}$$

maka, dapat ditentukan dimensi gudang sebesar:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Gudang} &= L \times W \times H \\
 279,85 \text{ m}^3 &= 1,5 W \times W \times W \\
 W &= \sqrt[3]{\frac{279,85}{1,5}} \\
 W &= 5,7141 \text{ m} \\
 L &= 1,5 \times W \\
 &= 1,5 \times 5,7141 \text{ m} \\
 &= 8,5711 \text{ m} \\
 H &= W \\
 &= 5,7141 \text{ m}
 \end{aligned}$$

C.2 Silo Garam (S-01)

Fungsi : Menampung kebutuhan garam untuk produksi dari gudang

Type : Bin

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas datar dan bawah *conis*

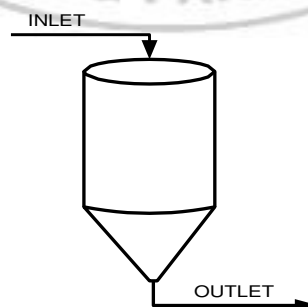
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk menampung bahan padatan

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



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

(Brownell; Hal. 253)

Ketentuan tangki :

Waktu tinggal = 8 jam

Range suhu = -20 – 40 °C

(Ulrich; Tabel 4-27; Hal. 248)

Perhitungan:

a. Menentukan Volume Silo

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}} \\ &= \frac{1}{\frac{0,9545}{2,1700} + \frac{0,0031}{2,960} + \frac{0,0036}{2,660} + \frac{0,0388}{0,9970}} \\ &= 2,0782 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 129,7438 \text{ lb/cuft} \\ \text{Rate massa} &= 3.146,75 \text{ kg/jam} \\ &= 6.938,60 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate Massa}}{129,7438 \text{ lb/cuft}} \\ &= \frac{6.938,60 \text{ lb/jam}}{129,7438 \text{ lb/cuft}} \\ &= 53,4792 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Rencana : penyimpanan hanya dilakukan selama 8 jam pada 1 buah alat agar mempermudah pengisian dan pengosongan bahan.

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 3.146,75 \text{ kg/jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 25.174,05 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume garam dalam silo} &= 53,4792 \text{ cuft/jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 427,8339 \text{ cuft} \\ &= 12,1148 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipilih *overdesign* sebesar 10% untuk faktor keamanan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume Silo} &= (100\% + 10\%) \times 427,8339 \text{ cuft} \\ &= 470,6173 \text{ cuft} \\ &= 13,3263 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Silo

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 2 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-27; Hal. 248})$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$470,6173 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$D = 6,6914 \text{ ft}$$

$$= 80,2966 \text{ in}$$

$$= 2,0395 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 6,6914 \text{ ft}$$

$$= 13,3828 \text{ ft}$$

$$= 160,5932 \text{ in}$$

$$= 4,0791 \text{ m}$$

c. Menentukan Diameter *Opening* Silo

Persamaan yang digunakan sebagai berikut:

$$m = \frac{\rho \times D_o^n}{(6,288 \text{ tg } \alpha + 23,16)(D_p + 1,899) - 44,9}$$

(Mc. Cabe Smith; Pers. 26.25)

Keterangan:

m = *solid flow rate*; lb/min

Do = *opening diameter*; in

□ = *angle of internal friction of solids*

= 30° (dianggap *free flowing*)

n = 2,9 (diambil dari 2,8 – 3,1)

Dp = Diameter partikel; in

= 20-100 *mesh*

(PT Garam Persero)

maka,

Dipilih Dp = 20 mesh

= 0,841 mm

= 0,0331 in

$$m = \frac{\rho \times D_o^n}{(6,288 \operatorname{tg} \alpha + 23,16) (D_p + 1,899) - 44,9}$$
$$= \frac{129,7438 \text{ lb/cuft} \times D_o^{2,9}}{(6,288 \operatorname{tg} 30^\circ + 23,16) (0,0331 + 1,899) - 44,9}$$

maka, Do = 2,0268 in

= 5,1481 cm

C.3 *Bucket Elevator* (BE-01)

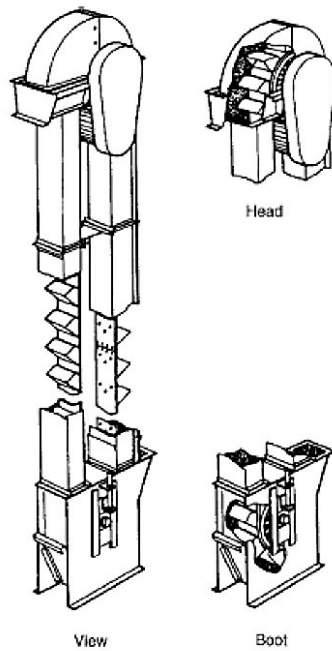
Fungsi : Memindahkan garam dari G-01 ke S-01

Type : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Meleable Iron*



Perhitungan:

a. Menentukan Dimensi Alat

$$\text{Rate massa} = 3.146,75 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,7603 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Tinggi bucket} = 25 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang bucket} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Lebar bucket} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Kedalaman bucket} = 4\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bucket spacing} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan} = 225 \text{ ft/min}$$

(Perry 7^{ed}; T.21-8; Hal. 21-15)

b. Menentukan *Power*

$$\text{Kapasitas maksimum} = 14 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Power pada head shaft} = 1 \text{ HP}$$

Power tambahan = 0,02 HP/ft
 = 0,02 HP/ft x 25 ft
 = 0,5 HP (minimum 0,5 hp)

Power = 1 HP + 0,5 HP
 = 1,5 HP

Efisiensi motor = 80%

Power total = 1,5 HP x (100/80)
 = 1,875 HP

Dipilih motor standar = 2 HP (Standar NEMA)

Ukuran *feed* (maksimum) = 3/4 in
 = 0,75 in

Putaran *head shaft* = 43 rpm
 (Perry 7^{ed}; T.21-8)

C.4 Tangki Larutan H₂SO₄ 98% (T-01)

Fungsi : Menyimpan larutan H₂SO₄ 98% dari *supplier*

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah datar dan atas tutup
 berbentuk *dish*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk *liquid* pada tekanan atmosfer

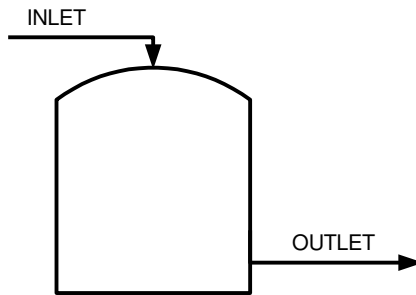
Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless steel* 316 (Perry 7^{ed}; T.28-11)

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Waktu tinggal = 7 hari

Waktu operasi = 24 jam

Perhitungan:

Tabel C.2 Komposisi Larutan H₂SO₄ 98%

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa	Densitas (gr/cm ³)
H ₂ SO ₄	2.762,37	0,98	1,8330
H ₂ O	56,37	0,02	0,9970
Total	2818,74	1,0000	

a. Menentukan Volume Tangki

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\sum \frac{fraksi\ berat}{\rho}}$$

$$= \frac{1}{\frac{0,98}{1,8330} + \frac{0,02}{0,9970}}$$

$$= 1,8028 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 112,5467 \text{ lb/cuft}$$

Rate massa = 2.818,74 kg/jam = 6.215,33 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate Massa}}{\rho}$$

$$= \frac{6.215,33 \text{ lb/jam}}{112,5467 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 55,2244 \text{ cuft/jam}$$

Pada alat ini direncanakan penyimpanan dilakukan selama 7 hari dalam 1 buah tangki agar mempermudah pengisian dan pengosongan bahan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 55,2184 \text{ cuft/jam} \times 7 \times 24 \text{ jam} \\ &= 9.277,70 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Asumsi: bahan sebanyak 20% untuk faktor keamanan (80% vol. cairan)

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= (100\% + 20\%) \times 9.277,70 \text{ cuft} \\ &= 11.133,24 \text{ cuft} \\ &= 315,2554 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 2 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-27; Hal. 248})$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$11.133,24 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$D = 19,2088 \text{ ft}$$

$$= 230,5058 \text{ in}$$

$$= 5,8548 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 19,2088 \text{ ft}$$

$$= 38,4176 \text{ ft}$$

$$= 461,0116 \text{ in}$$

$$= 11,7097 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t = \frac{PR}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki ($1/2 D$); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable*

f = 36000 psi (bahan konstruksi *Stainless Steel 316*)

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

= 38,4176 ft x 80%

= 30,7341 ft

P operasi = P hidrostatik

P hidrostatik = $\frac{\rho \times H_s}{144}$

= 24,0209 psi

P *design* = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P *design* = (100% + 10%) x 24,0209 psi

= 26,4231 psi

D = 230,5058 in

OD = 240 in (Brownell; Tabel 5.7; Hal. 91)

R = $1/2 D$

$$= (1/2) \times 240 \text{ in}$$

$$= 120 \text{ in}$$

$$= 10 \text{ ft}$$

maka, t_{\min} = 0,1101 in

Dipilih t = 1,125 in = $1 \frac{1}{8}$ in

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer, maka tebal tutup atas sebesar $1 \frac{1}{8}$ in.

C.5 Pompa-1 (P-01)

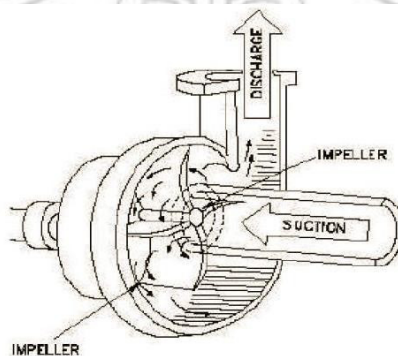
Fungsi : Mengalirkan larutan H_2SO_4 98% ke M-01

Type : *Centrifugal Pump, single stage, single suction, radial flow impeller*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah



Perhitungan:

a. Menentukan *Rate Volumetrik*

$$\text{Rate massa} = 2.818,74 \text{ kg/jam} = 6.215,33 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho_i}}$$

$$= \frac{1}{\frac{0,98}{1,8330} + \frac{0,02}{0,9970}}$$

$$= 1,8028 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 112,5467 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate Massa}}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$= \frac{6.215,33 \text{ lb/jam}}{112,5467 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 55,2244 \text{ cuft/jam}$$

$$= 0,9236 \text{ cuft/menit}$$

$$= 6,9092 \text{ gpm}$$

$$= 0,01539 \text{ cfs}$$

b. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)

Asumsi jenis aliran: turbulen

Di_{optimum} untuk aliran turbulen (Nre > 2100) dapat digunakan persamaan:

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters 4^{ed}; Pers. 15; Hal. 496)

Keterangan:

qf = Rate volumetrik; cuft/ dtk

ρ = Densitas campuran; lb/cuft

maka,

$$\text{Di optimum} = 3,9 \times (0,0154 \text{ cfs})^{0,45} \times (112,56 \text{ lb/cuft})^{0,13}$$

$$= 1,1016 \text{ in}$$

Dipilih:

Pipa (NPS) = 1¼ in

No. *Schedule* = 40

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in

= 0,115 ft

(Geankoplis; App. 5-1 Hal. 892)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times D_p^2 \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times (0,115 \text{ ft})^2 \\ &= 0,0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{\square \square \square / \square \square \square}{\square \square \square \times \text{ft}^2} \times \frac{1}{60 \square \square} \\ &= 1,4820 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{sg bahan} &= \frac{\square \text{ bahan}}{\square \square \square \square \square \square \square \square} \times \text{sg reference} \\ &= \frac{112,5467 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square \square / \square \square \square} \times 1 \\ &= 1,8028 \end{aligned}$$

Viskositas (□) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned} \square \text{ bahan} &= \frac{\text{sg bahan}}{\square \square} \times \square \text{ reference} \\ &= \frac{1,8028}{0,996} \times 0,00085 \\ &= 0,0015 \text{ lb/ft.dt} \end{aligned}$$

$$\text{Nre} = \frac{\square \cdot \square \cdot \square}{\square}$$

$$= \frac{0,115 \text{ ft} \times 1,4820 \text{ ft/dt} \times 112,5467 \text{ lb/cuft}}{0,0015 \text{ lb/ft.dt}}$$

$$= 12.467,81 \quad > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}$$

Dipilih pipa *Commercial Steel*:

$$\square = 0,046 \text{ mm}$$

$$= 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Coulson; Tabel 5.2; Hal. 202})$$

$$\square/\square = 0,0013$$

$$f = 0,0032 \quad (\text{Coulson; Fig. 5.7; Hal. 203})$$

$$a = 1 \text{ (aliran turbulen)} \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 485})$$

$$k = 0,4 \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 484})$$

c. Menentukan Jumlah Energi yang Hilang (*Friction Loss*)

Persamaan bernoulli yang digunakan sebagai berikut:

$$Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \sum F$$

Asumsi panjang pipa lurus = 60 ft

Tabel C.3 Panjang Ekuivalen *Suction* (Le/D) P-01

<i>Fitting Valve</i>	Jumlah	ID (ft)	*Le/D	Panjang Pipa (ft)
<i>Elbow 90°</i>	3	0,115	32	11,04
<i>Globe Valve</i>	1	0,115	300	34,5
<i>Gate Valve</i>	1	0,115	7	0,805
TOTAL				106,345

*Sumber: Peters 4^{ed}; Tabel 1; Hal. 484-485

Adapun friksi yang terjadi:

$$gc = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf}$$

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$\begin{aligned}
 F_1 &= \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} \\
 &= \frac{2(0,0032) \times 1,4820^2}{\times 106,345 \quad 32,174 \times 0,115} \times \frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\frac{ft.lbm}{\square^2} \times ft} \\
 &= 0,4040 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_2 &= \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} \\
 &= \frac{0,4 \times 1,4820^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,0136 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi karena *enlargement* (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_3 &= \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} \\
 &= \frac{1,4820^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,0341 \text{ ft.lbf/lbm} \quad (V_1 < V_2, \text{ maka } V_1 \text{ dianggap } 0)
 \end{aligned}$$

4. Friksi karena *Elbow* 90°

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,75 \quad (\text{Perry } 7^{\text{ed}}; \text{ Tabel 6-4})$$

$$\begin{aligned}
 F_4 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{3 \times 0,75 \times 1,4820^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0768 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

5. Friksi karena *Globe Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 6 \quad (\text{Perry } 7^{\text{ed}}; \text{ Tabel 6-4})$$

$$F_5 = \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{1 \times 6 \times 1,4820^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,2048 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6. Friksi karena *Gate Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,17 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$F_6 = \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{1 \times 0,17 \times 1,4820^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0058 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\sum F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5 + F_6 = 0,7392 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\rho_{\text{bahan}} = 112,5467 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_1 = P_2$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,696 \text{ psi}$$

$$= 2.116,224 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho_{\text{bahan}}} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$gc = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2 \cdot \text{lbf} \quad (\text{konstanta gravitasi})$$

$$g = 32,2 \text{ ft/dt}^2 \quad (\text{percepatan gravitasi})$$

$$Z_2 = 20 \text{ ft}$$

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = 20 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran *fluida* tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V_1 - V_2$$

$$= 0$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = \frac{0^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d. Menghitung *Power* Pompa

$$W_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} + \sum F$$

$$W_f = (0 + 20 + 0 + 0,7392) \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 20,7392 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{sg bahan} = 1,8028$$

$$\text{Rate volumetrik} = 6,9092 \text{ gpm}$$

$$\text{Daya Pompa} = \frac{W_f \times \text{rate volumetrik} \times \text{sg}}{3960}$$

$$= 0,0652 \text{ hp} \quad (\text{Perry } 6^{\text{ed}}; \text{ Pers. 6-11; Hal. 6-5})$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\square) = 37\%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{hp}}{\square \square \square \square \square} \quad (\text{Peters } 5^{\text{ed}}; \text{ Fig. 12-17; Hal. 516})$$

$$= 0,1763 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\square) = 80\%$$

$$(\text{Peters } 5^{\text{ed}}; \text{ Fig. 12-18; Hal. 516})$$

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\square\square\square\square\square}$$

$$= 0,0308 \text{ hp}$$

Dipilih power = 0,5 hp

Pemilihan pompa:

$$Q_f = 6,9092 \text{ Gpm} < 3.000 \text{ (single suction)}$$

$$W_f = 20,7392 \text{ ft.lbf/lbm} < 300 \text{ (single stage)}$$

maka, dipilih pompa *sentrifugal, single stage, single suction* dengan n sebesar 3.600 rpm.

C.6 Tangki Pengencer H₂SO₄ (M-01)

Fungsi : Mengencerkan larutan H₂SO₄ menjadi konsentrasi 77,67%

Type : *Mixed flow*

Bentuk : Silinder tegak, tutup atas dan bawah berbentuk *elliptical dished*, serta dilengkapi pengaduk

Dasar pemilihan : Untuk memudahkan dan mempercepat proses pengenceran karena bahan baku merupakan fase *liquid*

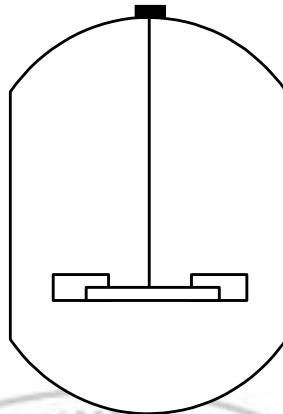
Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless steel 316* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Tabel C.4 Komposisi Larutan H₂SO₄ 77,67%

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa	Densitas (gr/cm ³)
H ₂ SO ₄	2.762,37	0,7767	1,833
H ₂ O	794,18	0,2233	0,997
Total	3556,55	1,0000	

a. Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{\sum \text{fraksi berat}} \\
 &= \frac{1}{0,7767} + \frac{1}{0,2233} \\
 &= \frac{1}{1,833} + \frac{1}{0,997} \\
 &= 1,5439 \text{ gr/cm}^3
 \end{aligned}$$

$$= 96,39 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate massa} = 3556,55 \text{ kg/jam} = 7842,18 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{7842,18 \text{ lb/jam}}{96,39 \text{ lb/cuft}}
 \end{aligned}$$

$$= 81,3616 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 60 \text{ menit}$$

$$= 1 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 81,3616 \text{ cuft/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 81,3616 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Asumsi: bahan sebanyak 20% untuk faktor keamanan (80% vol. cairan)

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= (100\% + 20\%) \times 81,3616 \text{ cuft} \\ &= 97,6339 \text{ cuft} \\ &= 2,7647 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 2 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-27; Hal. 248})$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$97,6339 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$D = 3,9612 \text{ ft}$$

$$= 47,5344 \text{ in}$$

$$= 1,2074 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 3,9612 \text{ ft}$$

$$= 7,9224 \text{ ft}$$

$$= 95,0689 \text{ in}$$

$$= 2,4147 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Minimum Shell

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{PR}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki ($1/2 D$); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable*

f = 36000 psi (bahan konstruksi *Stainless Steel 316*)

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

H_s = tinggi total material dalam tangki

= 7,9224 ft x 80%

= 6,3379 ft

= 1,9317 m

P hidrostatik = $\frac{\rho \times H_s}{144}$

= 4,2423 psi

P atmosfer = 1 atm

= 14,696 psi

P operasi = P hidrostatik + P atmosfer

= 4,2423 psi + 14,696 psi

= 18,9383 psi

P design = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P design = (100% + 10%) x 18,9383 psi

= 20,8321 psi

D = 47,5344 in

$$\text{OD} = 48 \text{ in} \quad (\text{Brownell; Tabel 5.7; Hal. 90})$$

$$\begin{aligned} R &= 1/2 D \\ &= (1/2) \times 48 \text{ in} \\ &= 24 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{maka, } t_{\min} = 0,1424 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } t = 0,1875 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer, maka tebal tutup atas sebesar $\frac{3}{16}$ in.

d. Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah (*Standard Dished*)

$$\text{Untuk } D = 47,5344 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD} = 48 \text{ in}$$

$$\text{maka, } r_c = 48 \text{ in} \quad (\text{Brownell; Tabel 5.7; Hal. 90})$$

e. Menentukan Tebal *Standard Torispherical Dished* (atas)

$$t_h = \frac{0,885 \times P \times r_c}{fE - 0,1P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-12; Hal. 258)

Keterangan:

t_h = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_c = *crow*n radius; in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

$$E = 0,8$$

f = stress allowable

$$f = 36000 \text{ psi (bahan konstruksi Stainless Steel 316)}$$

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

maka,

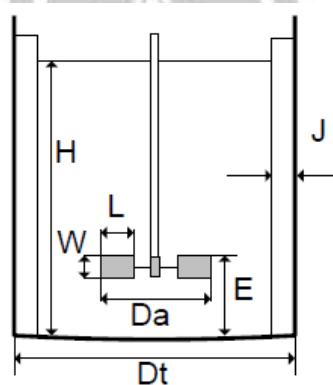
$$t_h = 0,1557 \quad (\text{digunakan } t = 0,1875 \text{ in})$$

$$h = rc - \sqrt{rc^2 - \frac{D^2}{4}}$$

$$= 6,430 \text{ in}$$

$$= 0,5359 \text{ ft}$$

f. Perencanaan Sistem Pengaduk



Volume bahan yang diaduk = 81,3616 cuft

$$\text{sg bahan} = \frac{\square \text{ bahan}}{\square \square \square \square \square \square \square \square} \times \text{sg reference}$$

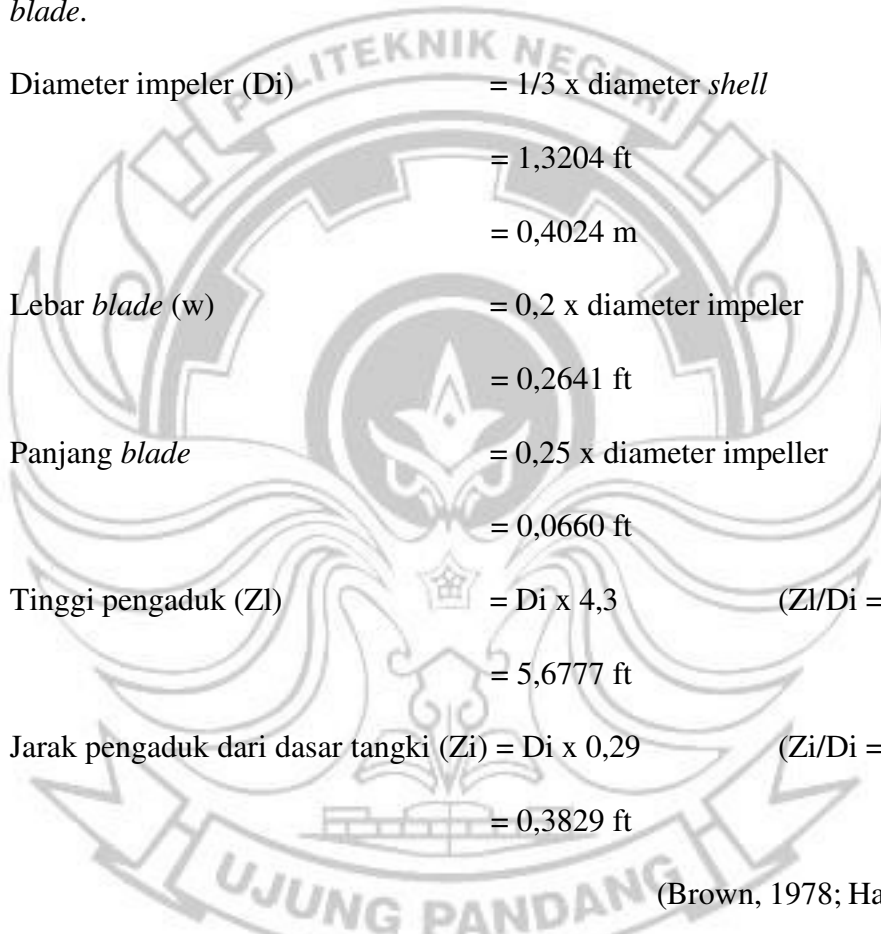
$$= \frac{96,49 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square \square / \square \square \square \square} \times 1$$

$$= 1,5439$$

Viskositas (\square) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned} \square \text{bahan} &= \frac{\text{sg bahan}}{\square} \times \square \text{reference} \\ &= \frac{1,5439}{0,996} \times 0,00085 \\ &= 0,0013 \text{ lb/ft.dt} \end{aligned}$$

Pada sistem ini akan digunakan impeler jenis turbin dengan 6 buah *flat blade*.



$$\begin{aligned} \text{Diameter impeler (Di)} &= 1/3 \times \text{diameter shell} \\ &= 1,3204 \text{ ft} \\ &= 0,4024 \text{ m} \\ \text{Lebar blade (w)} &= 0,2 \times \text{diameter impeler} \\ &= 0,2641 \text{ ft} \\ \text{Panjang blade} &= 0,25 \times \text{diameter impeller} \\ &= 0,0660 \text{ ft} \\ \text{Tinggi pengaduk (Zl)} &= \text{Di} \times 4,3 \quad (\text{Zl/Di} = 4,3) \\ &= 5,6777 \text{ ft} \\ \text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)} &= \text{Di} \times 0,29 \quad (\text{Zi/Di} = 0,29) \\ &= 0,3829 \text{ ft} \end{aligned}$$

(Brown, 1978; Hal. 507)

$$\begin{aligned} \text{WELH (Water Equivalen Liquid High)} &= \text{Zl} \times \text{sg bahan} \\ &= 8,7659 \text{ ft} \\ &= 2,6717 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = \frac{600}{\pi \times \text{Di}} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \times \text{Di}}}$$

$$= 263,5279 \text{ rpm}$$

$$= 4,3921 \text{ rps}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\square\square\square\square}{\square\square}$$

$$= 2,2129 \text{ buah}$$

$$\approx 2 \text{ buah}$$

$$\text{Jarak pengaduk} = 1,5 \times D_i$$

$$= 1,5 \times 1,3204 \text{ ft}$$

$$= 1,9806 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan reynolds (Nre)} &= \frac{D_i^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(1,3204 \text{ ft})^2 \times 4,3921 \text{ rps} \times 96,3867}{0,0013} \\ &= 560.171,21 \end{aligned}$$

Diperoleh Nre sebesar 560.171,21 > 10.000, maka digunakan *baffle*.

Untuk Nre > 10.000 diperlukan 4 *baffle* dengan sudut 90°.

(Perry 6^{ed}; Hal. 19-8)

$$\text{Lebar } \textit{baffle} \text{ (J)} = 1/12 \times 3,9612 \text{ ft} \quad (J / D_{\text{tangki}} = 1/12)$$

$$= 0,3301 \text{ ft}$$

$$\text{Power Pengaduk (Pa)} = N_p \times \rho \times N i^3 \times D_i^5$$

Keterangan:

$$N_p = \text{Power Number} = 6,1$$

(Mc.Cabe; Fig. 9.12; Hal. 250)

- ρ = Densitas campuran = 96,3867 lb/cuft
- Di = Diameter Pengaduk = 0,4024 m
- Ni = Kecepatan putar pengaduk = 4,3921 rps

maka, Pa = $N_p \times \rho \times Ni^3 \times Di^5$
 = 525,8611 watt
 = 0,5259 kW
 = 0,7052 HP

Efisiensi motor = 80% (Peter 5^{ed}; Fig. 12-18; Hal. 516)

Daya motor = $\frac{Pa}{\eta}$
 = $\frac{0,7052}{0,80}$
 = 0,8815 HP

Dipilih = 1 HP

C.7 Pompa-2 (P-02)

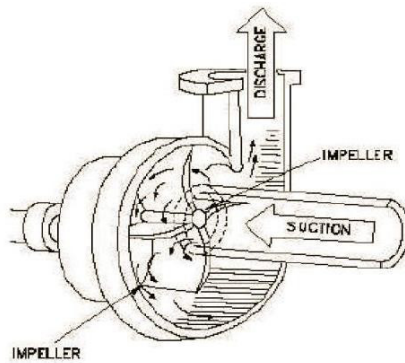
Fungsi : Mengalirkan larutan H₂SO₄ 77,67% ke F-01

Type : *Centrifugal pump, single stage suction, radial flow impeller*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah



Perhitungan:

a. Menentukan *Rate Volumetrik*

$$\text{Rate massa} = 3.556,55 \text{ kg/jam}$$

$$= 7.842,18 \text{ lb/jam}$$

$$\square \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \text{Frakst berat}}$$

$$\square \text{ } = \frac{1}{\frac{0,7767}{1,833} + \frac{0,2233}{0,997}}$$

$$= 1,5439 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 96,39 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate Massa}}{\square}$$

$$= \frac{7.842,18 \text{ lb/jam}}{96,39 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 81,3616 \text{ cuft/jam}$$

$$= 10,1792 \text{ gpm}$$

$$= 0,0227 \text{ cuft/dtk}$$

b. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)

Asumsi jenis aliran: turbulen

Di_{optimum} untuk aliran turbulen (Nre > 2100) dapat digunakan persamaan:

$$\text{Diameter optimum} = 3.9 \times qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

(Peters 4^{ed}; Pers. 15; Hal. 496)

Keterangan:

qf = Rate volumetrik; cuft/ dtk

r = Densitas campuran; lb/cuft

maka,

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3,9 \times (0,0227 \text{ cfs})^{0,45} \times (96,39 \text{ lb/cuft})^{0,13} \\ &= 1,2853 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih:

Pipa (NPS) = 1½ in

No. *Schedule* = 40

OD = 1,99 in

ID = 1,61 in

= 0,1342 ft

(Geankoplis; App. 5-1 Hal. 892)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times Dp^2 \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times (0,1342 \text{ ft})^2 \\ &= 0,0141 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = \frac{\text{cuft}}{\text{dt}} \times \frac{1}{60} \times \frac{1}{\text{ft}^2}$$

$$= 1,6042 \text{ ft/dt}$$

$$\text{sg bahan} = \frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}} \times \text{sg reference}$$

$$= \frac{96,3867 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$= 1,5439$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned} \mu_{\text{bahan}} &= \frac{\text{sg bahan}}{\mu_{\text{reference}}} \times \mu_{\text{reference}} \\ &= \frac{1,5439}{0,996} \times 0,00085 \\ &= 0,0013 \text{ lb/ft.dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{v \cdot \rho \cdot D}{\mu} \\ &= \frac{0,1342 \text{ ft} \times 1,6042 \text{ ft/dt} \times 96,3867 \text{ lb/cuft}}{0,0013 \text{ lb/ft.dt}} \\ &= 15.744,61 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)} \end{aligned}$$

Dipilih pipa *Commercial Steel*:

$$\begin{aligned} \mu &= 0,046 \text{ mm} \\ &= 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Coulson; Tabel 5.2; Hal. 202}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,00112 \\ f &= 0,0035 \quad (\text{Coulson; Fig. 5.7; Hal. 203}) \end{aligned}$$

$$a = 1 \text{ (aliran turbulen)} \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 485})$$

$$k = 0,4 \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 484})$$

c. Menentukan Jumlah Energi yang Hilang (*Friction Loss*)

Asumsi panjang pipa lurus = 60 ft

Tabel C.5 Panjang Ekuivalen *Suction* (L_e/D) P-02

<i>Fitting Valve</i>	Jumlah	ID (ft)	* L_e/D	Panjang Pipa (ft)
<i>Elbow 90°</i>	3	0,1342	32	17,1733
<i>Globe Valve</i>	1	0,1342	300	40,25
<i>Gate Valve</i>	1	0,1342	7	0,9392
TOTAL				118,3625

*Sumber: Peters 4^{ed}; Tabel 1; Hal. 484-485

Persamaan bernoulli yang digunakan sebagai berikut:

$$Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \sum F$$

Adapun friksi yang terjadi:

$$gc = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf}$$

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$\begin{aligned} F_1 &= \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} \\ &= \frac{2(0,0035) \times 1,6042^2 \times 118,3625}{32,174 \times 0,1342} \times \frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\frac{ft.lbm}{\square^2.\square\square} \times ft} \\ &= 0,4939 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned} F_2 &= \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= \frac{0,4 \times 1,6042^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0159 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi karena *enlargement* (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned} F_3 &= \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= \frac{1,6042^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0399 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

(V1 < V2, maka V1 dianggap 0)

4. Friksi karena *Elbow* 90°

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,75 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$\begin{aligned}
 F_4 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{4 \times 0,75 \times 1,6042^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,1199 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

5. Friksi karena *Globe Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 6 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$\begin{aligned}
 F_5 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{1 \times 6 \times 1,6042^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,2399 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

6. Friksi karena *Gate Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,17 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$\begin{aligned}
 F_6 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{1 \times 0,17 \times 1,6042^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0068 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\Sigma F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5 + F_6 = 0,9166 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\square \text{ bahan} = 112,5467 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_1 = P_2$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,696 \text{ psi}$$

$$= 2.116,224 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho \text{ bahan}} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$g_c = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf} \quad (\text{konstanta gravitasi})$$

$$g = 32,2 \text{ ft/dt}^2 \quad (\text{percepatan gravitasi})$$

$$Z_2 = 20 \text{ ft}$$

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{\square}{\square} = 20 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran *fluida* tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V_1 - V_2$$

$$= 0$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = \frac{0^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d. Menghitung *Power* Pompa

$$W_f = \frac{\Delta P}{\square} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} + \sum F$$

$$W_f = (0 + 20 + 0 + 0,9166) \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 20,9166 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{sg bahan} = 1,5439$$

$$\text{Rate volumetrik} = 10,1792 \text{ gpm}$$

$$\text{Daya Pompa} = \frac{W_f \times \text{rate volumetrik} \times \text{sg}}{3960}$$

$$= 0,0830 \text{ HP} \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}, 1991)$$

Efisiensi pompa (η) = 38%

(Peters 5^{ed}; Fig. 12-17; Hal. 516)

$$\text{BHP} = \frac{hp}{\eta}$$
$$= 0,2184 \text{ HP}$$

Efisiensi motor (η) = 80%

(Peters 5^{ed}; Fig. 12-18; Hal. 516)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta}$$
$$= 0,2731 \text{ HP}$$

Dipilih *power* = 0,5 HP

Pemilihan pompa:

Q_f = 10,1792 Gpm < 3.000 (*single suction*)

W_f = 20,9166 ft.lbf/lbm < 300 (*single stage*)

maka, dipilih pompa *sentrifugal, single stage, single suction* dengan n sebesar 3.600 rpm.

C.8 Blower-1 (BL-01)

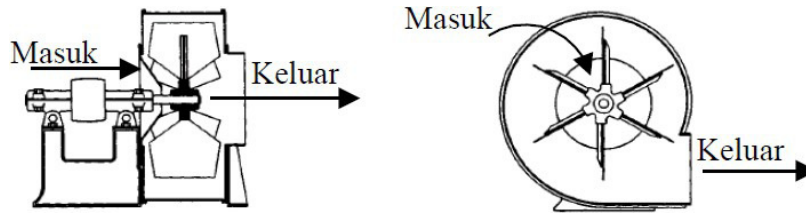
Fungsi : Memindahkan udara dari udara bebas ke F-01 sebagai bahan bakar

Type : *Centrifugal blower*

Dasar pemilihan : Sesuai dengan jenis bahan yang akan dipindahkan dan membutuhkan efisiensi tinggi

Jumlah : 1 unit-*multistage*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*



Perhitungan:

a. Menentukan *Rate Udara*

$$\rho = \frac{492}{1} \times \frac{1}{35} \times \frac{35}{9} = \dots \quad (\text{Himmelblau; Hal. 249})$$

$$m \text{ udara} = 3.122,4874 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.885,0848 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM udara} = 28,84 \text{ kg/kmol}$$

Pada kondisi operasi:

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

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

$$= 545,67 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\rho = \frac{49}{2} \times \frac{1}{545,67} \times \frac{28,84}{359}$$

$$= 0,0724 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate Massa}}{\rho}$$

$$= \frac{6.885,0848 \text{ lb/jam}}{0,0724 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 95.054,67 \text{ cuft/jam}$$

$$= 1.589,78 \text{ cuft/menit}$$

b. Perhitungan *Power*

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,696 \text{ psi (lb/in}^2\text{)} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih } P = 1 \text{ lb/in}^2 \quad (P > 1,5 \text{ lb/in}^2)$$

$$\text{HP} = 1,5 \times 0,001 \times Q \times P$$

(Perry 7^{ed}; Pers. 10-88; Hal. 10-46)

Keterangan:

Q = volumetrik gas; cuft/menit

P = total *discharge pressure*; psi

maka,

$$\text{Power blower} = 2,4959 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi} = 82\% \quad (\text{Peters 5}^{\text{ed}}; \text{Fig. 14-38; Hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= (100/82) \times 2,4959 \text{ HP} \\ &= 3,0438 \text{ HP} \end{aligned}$$

C.9 *Mannheim Furnace* (F-01)

Fungsi : Mereaksikan bahan baku untuk membentuk produk utama berupa HCl dan produk samping berupa Na₂SO₄.

Type : *Rotary Hearth Furnace* (*Furnace Broker Inc.*)

Bentuk : Silinder tegak, tutup atas dan bawah *dished* serta dilengkapi Pengaduk

Dasar pemilihan : Penanganan otomatis dan sesuai dengan bahan

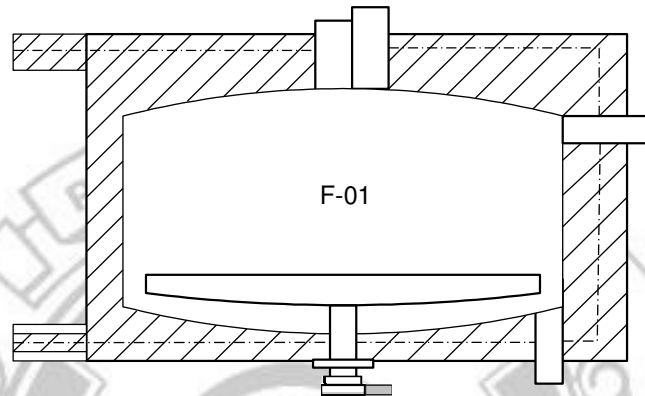
Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 843 °C

Waktu tinggal = 3 jam



Perhitungan:

a. Menentukan Volume Berdasarkan Waktu Tinggal

$$\square\square = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\square\square\square\square\square\square}}$$

Densitas campuran garam = 2,0782 gr/cm³ = 129,7438 lb/ft³

Densitas campuran H₂SO₄ = 1,5439 gr/cm³ = 96,3867 lb/ft³

Densitas campuran bahan masuk = $\frac{\square\square\square\square}{\square\square\square\square}$

= 1,7558 gr/cm³

= 109,6164 lb/ft³

= 1.755,83 kg/m³

Rate massa garam = 3.146,76 kg/jam = 6.938,59 lb/jam

Rate massa H₂SO₄ = 3.556,54 kg/jam = 7.842,18 lb/jam

Total Rate massa = 6.703,30 kg/jam

= 14.780,78 lb/jam

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{134,8409 \text{ ft}^3/\text{jam}}{3} \\ &= 44,94697 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,2763 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{Waktu tinggal} \times \text{Rate Volumetrik} \\ &= 3 \text{ jam} \times 44,94697 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 134,8409 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Overdesign} &= 30\% \\ \text{maka, volume shell} &= (100\% + 30\%) \times 134,8409 \text{ m}^3 \\ &= 175,2932 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Konstanta Kinetika Reaksi

Diasumsikan orde 1 dari Levenspiel sehingga diperoleh persamaan:

$$\frac{-r_A}{C_A} = k C_A$$

Keterangan:

n = orde reaksi

$$-r_A = k C_A$$

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt} = k C_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = k \int_0^t dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = kt$$

$$-dC_A = C_{A0} dX_A$$

$$\frac{dC_A}{C_A} = -k (1 - X_A) dt$$

$$-\ln(1-X_A) = kt$$

$$-\ln(1-0,98) = k \cdot 3 \text{ jam}$$

$$k = 0,4997 / \text{jam}$$

c. Menentukan Dimensi Reaktor

Dirancang diameter dan tinggi *shell* = 1 : 2

$$\text{Diameter tangki (D)} = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$= 6,3199 \text{ ft}$$

$$= 75,8397 \text{ in}$$

$$= 1,9263 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 78 \text{ in}$$

$$= 1,9812 \text{ m}$$

(Brownell; Tabel 5.7; Hal. 90)

$$V_{\text{dist}} = 0,000049 \times D^3$$

(Brownell; Pers. 5.11; Hal. 88)

Keterangan:

D = Diameter *shell*; in

V_{dist} = Volume; ft³

$$Sf = 2 \text{ in}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

(Brownell; Tabel 5.6; Hal. 88)

$$\text{Volume head} = 2 \times (V_{\text{tangki}} + V_{\text{sf}})$$

$$= 2 \times \left[(0,000049 \times D^3) + \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{Sf}{144} \right) \right]$$

$$= 0,0029 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \text{Volume shell} + \text{volume head} \\ &= 14,8940 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

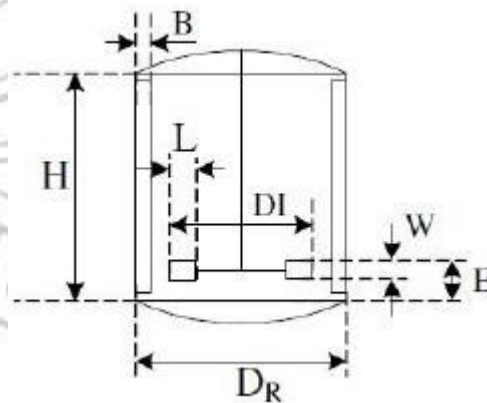
$$\begin{aligned} \text{Tinggi} &= 156 \text{ in} \\ &= 3,9624 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bottom} &= 0,5 \times \text{volume head} \\ &= 0,0015 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= \text{Volume shell} - \text{Volume bottom} \\ &= 14,8911 \text{ m}^3 - 0,0015 \text{ m}^3 \\ &= 14,8896 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam shell (h)} &= \frac{4 \times V_{\text{cairan}}}{\pi \times D^2} \\ &= 4,8299 \text{ m} \\ &= 15,8468 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan Dimensi Pengaduk



$$\text{Diameter reaktor (DR)} = 1,9812 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = 0,6604 \text{ m} \quad (\text{Di/DR} = 3)$$

$$= 2,1668 \text{ ft}$$

$$\text{Pengaduk dari dasar (E)} = 0,6604 \text{ m} \quad (\text{E} = \text{Di} = 1)$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi pengaduk (W)} &= 0,1321 \text{ m} && (\text{Di}/5) \\ \text{Lebar pengaduk (L)} &= 0,1651 \text{ m} && (\text{Di}/4) \\ \text{Lebar } \textit{baffle} \text{ (B)} &= 0,1981 \text{ m} && (\text{DR}/10) \end{aligned}$$

e. Menentukan Dimensi Pengaduk

$$\begin{aligned} \text{sg bahan} &= \frac{\rho_{\text{bahan}}}{\rho} \times \text{sg reference} \\ &= \frac{109,5670 \text{ lb/cuft}}{62,43} \times \frac{\rho_{\text{bahan}}}{\rho} \end{aligned}$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned} \mu_{\text{bahan}} &= \frac{\mu_{\text{sg bahan}}}{\mu} \times \mu_{\text{reference}} \\ &= \frac{1,7558}{0,996} \times 0,00085 \\ &= 0,0015 \text{ lb/ft.dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH (Water Equivalen Liquid High)} &= \text{Tinggi bahan} \times \text{sg bahan} \\ &= 4,8299 \text{ m} \times 1,7558 \\ &= 8,4804 \text{ m} \\ &= 27,8243 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = \frac{600}{\pi \times \text{Di}} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \times \text{Di}}}$$

$$= 123,3032 \text{ rpm}$$

$$= 2,0550 \text{ rps}$$

Jumlah *impeller*

$$= \frac{\text{□□□□}}{\text{□□}}$$

$$= 4,2804 \text{ buah} \approx 4 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan reynolds (Nre)} &= \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} \\ &= \frac{109,6164 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \times 2,0550 \text{ rps} \times (2,1668 \text{ ft})^2}{0,0015 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \cdot \text{dt}} \\ &= 705.805,61 \end{aligned}$$

Nre = 705.805,61 > 10.000, maka akan digunakan *baffle*

Untuk Nre > 10.000 diperlukan 4 *baffle* dengan sudut 90°

(Perry 6^{ed}; Hal. 19-8)

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle (J)} &= 1/12 \times 1,9812 \text{ m} \quad (J / D_{\text{tangki}} = 1/12) \\ &= 0,1651 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell; Pers. 5.11; Hal. 88)

f. Menentukan *Power* Pengaduk

$$\text{Power Pengaduk (Pa)} = Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} Np &= \text{Power Number} &&= 9 \\ \rho &= \text{Densitas campuran} &&= 109,5670 \text{ lb/cuft} \\ Di &= \text{Diameter Pengaduk} &&= 0,6604 \text{ m} \\ Ni &= \text{Kecepatan putar pengaduk} &&= 2,0551 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\text{maka, Pa} = 1.075,54 \text{ watt}$$

$$= 1,0755 \text{ kW}$$

$$= 1,4423 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 82\% \quad (\text{Peter 5}^{\text{ed}}; \text{Fig. 12-18; Hal. 516})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\square\square}{\square} \\ &= 1,7589 \text{ HP} \\ \text{Dipilih} &= 2 \text{ HP} \end{aligned}$$

g. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$\square\square\square = \frac{\square\square\square}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki (1/2 D); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable* (tekanan maksimal yang diinginkan)

f = 18750 psi

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

$$\begin{aligned} \text{P cairan} &= \frac{\rho \times h \times g}{\square\square} \\ &= 1.737,0485 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 12,0628 \text{ lb/in}^2 \text{ (psi)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P reaktor} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,696 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{cairan}} + P_{\text{reaktor}} \\ = 26,7588 \text{ psi}$$

$$OD = 78 \text{ in}$$

$$R = 1/2 D \\ = (1/2) \times 78 \text{ in} \\ = 39 \text{ in}$$

$$t_{\text{min}} = 0,1946 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } t = 5/16 \text{ in} \\ = 0,3125 \text{ in}$$

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer, maka tebal tutup atas sebesar 5/16 in.

h. Menentukan Tebal *Head* (t_h)

$$\text{Untuk OD} = 78 \text{ in}$$

$$\text{maka, } r = 78 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 4,75 \text{ in}$$

$$= 4\frac{3}{4} \text{ in}$$

(Brownell; Tabel 5.7; Hal. 90)

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_{icr}})$$

$$= 1,7233 \text{ in}$$

Tebal *Standard Torispherical Dished* (atas):

$$t_h = \frac{\square\square\square\square}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell; Pers. 13-12; Hal. 258})$$

Keterangan:

t_h = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable*

f = 18.750 psi

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

maka,

$$t_h = 0,2449$$

$$\text{Dipilih } t_h = 5/16 \text{ in}$$

$$= 0,3125 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } sf = 2$$

(Brownell; Tabel 5.8; Hal. 93)

$$a = \frac{\square}{2}$$

$$= 39 \text{ in}$$

$$AB = \frac{OD}{2} - icr$$

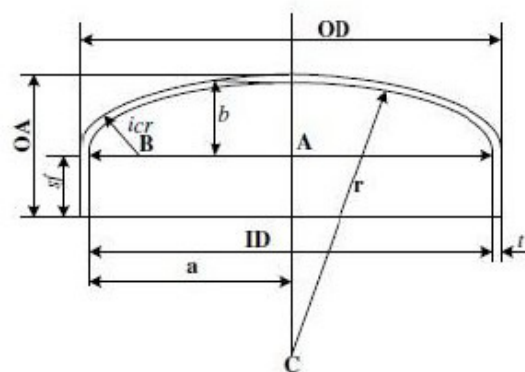
$$= 34,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 73,25 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 64,7495 \text{ in}$$



$$b = r - AC$$

$$= 13,2505 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= 0,3125 + 13,2505 + 2$$

$$= 15,5629 \text{ in}$$

$$= 0,3953 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = (2 \times \text{tinggi head}) + \text{tinggi shell}$$

$$= 4,7530 \text{ m}$$

i. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan yang dipilih = *Stainless steel* TP-304

(Perry 7^{ed}; Table 10-49; Hal. 10-110)

Adapun beberapa pertimbangannya sebagai berikut:

1. Bahan yang bereaksi bersifat korosif
2. Tahan terhadap suhu tinggi
3. *Maximum allowable stress* cukup besar = 1,4 kip/in² = 1.400 psi

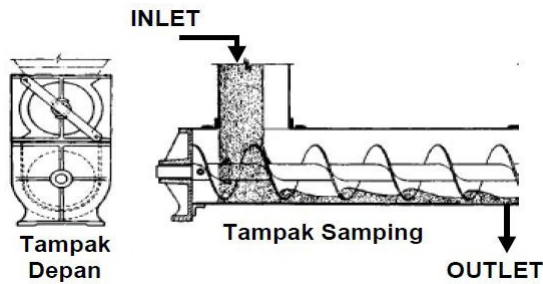
C.10 *Cooling Conveyor* (CC-01)

Fungsi : Mendinginkan bahan padatan saat dipindahkan dari F-01 ke SP-01

Type : *Plain spouts or chutes*

Dasar pemilihan: Umum digunakan untuk memindahkan bahan padatan dengan sistem tertutup

Bahan konstruksi: *Carbon steel*



Perhitungan:

Tabel C.6 Komposisi Produk Samping

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa	Densitas (gr/cm ³)
Na ₂ SO ₄	3.572,46	0,9778	2,7
CaSO ₄	9,75	0,0027	2,96
MgSO ₄	11,33	0,0031	2,66
NaCl	60,07	0,0164	2,163
Total	3.653,61	1,0000	

a. Menentukan *Rate Volumetrik*

$$\begin{aligned}
 & \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\text{densitas}}} \\
 & = \frac{1}{0,9778/2,7 + 0,0027/2,96 + 0,0031/2,66 + 0,0164/2,163} \\
 & = 2,6897 \text{ gr/cm}^3 \\
 & = 167,9204 \text{ lb/cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} & = 3.653,62 \text{ kg/jam} \\
 & = 8.056,23 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric} & = \frac{\text{Rate Massa}}{\text{Densitas}} \\
 & = \frac{8.056,23 \text{ lb/jam}}{167,9204 \text{ lb/cuft}} \\
 & = 47,9764 \text{ cuft/jam} \\
 & = 0,8024 \text{ cuft/menit}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan *Power Motor*

Asumsi:

Panjang *screw* (L) = 50 ft
= 600 in
= 15,2400 m

$$P = \frac{C \times L \times W \times F}{33000}$$

(Badger, 1955; Pers. 16-4; Hal. 713)

Keterangan:

C = Kapasitas; cuft/menit (cfm)

L = Panjang; ft

W = Densitas bahan; lb/cuft

F = Faktor bahan

Dipilih *overdesign* = 20% (faktor keamanan)

Kapasitas desain = (100% + 20%) x 0,8024 cuft/menit
= 0,9629 cuft/menit

\square = 167,9093 lb/cuft

maka, F = 3 (bahan termasuk kelas D)

(Badger, 1955; T.16-6; Hal. 711)

$$\text{Power motor} = \frac{0,9629 \text{ cuft/menit} \times 50 \text{ ft} \times 167,909 \text{ lb/cuft} \times 3}{33000}$$

$$= 0,7349 \text{ HP} \times 2$$

$$= 1,4699 \text{ HP} \quad (\text{power motor} \leq 2, \text{ maka dikalikan } 2)$$

(Badger, 1955; Hal. 713)

□ motor = 82% (Peter 5^{ed}; Fig. 12-18; Hal. 516)

Daya motor = 1,4699 HP x (100/82)

= 1,7925 HP

Dipilih = 2 HP

Untuk kapasitas sebesar 47,9796 cuft/jam, maka diperoleh:

Diameter = 9 in

Kecepatan putaran = 12 rpm

(Badger, 1955; Fig. 16-20; Hal. 712)

C.11 *Stockpile* Na₂SO₄ (SP-01)

Fungsi : Menampung produk samping Na₂SO₄

Dasar pemilihan : Bahan baku berbentuk padatan (kristal)

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Perhitungan:

a. Menentukan Volume Gudang

$$\square \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \text{Fraksi berat}} \square \square \square \square \square \square \square \square$$

$$\begin{aligned} &= \frac{1}{2,700} + \frac{1}{2,9600} + \frac{1}{2,6600} + \frac{1}{2,1700} \\ &= 2,6897 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 167,9204 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

Rate massa = 3.653,62 kg/jam = 8.056,22 lb/jam

Rate volumetrik = $\frac{\text{Rate Massa}}{\text{Density}}$

$$\begin{aligned} &= \frac{8.056,22 \text{ lb/jam}}{167,9093 \text{ lb/cuft}} \\ &= 47,9764 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Rencana penyimpanan = 7 hari = 168 jam

Volume bahan = 53,6245 cuft/jam x 7 x 24 jam

$$= 8.060,04 \text{ cuft}$$

Dipilih *overdesign* = 20% (faktor keamanan)

Volume Gudang = (100% + 20%) x 8.060,04 cuft

$$\begin{aligned} &= 9.672,05 \text{ cuft} \\ &= 273,8795 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Gudang

Asumsi ukuran gudang:

Panjang (P) : Lebar (L) = 2 : 1

Tinggi (T) = 7 m

maka, dapat ditentukan dimensi gudang sebesar:

Volume gudang = P x L x T

273,8795 m³ = P x 0,5 P x 7 m

$$P = \sqrt{\frac{273,8795 \text{ m}^3}{0,5 \times 7 \text{ m}}}$$

$$P = 8,8459 \text{ m}$$

$$L = \frac{\text{Volume gudang}}{P \times T}$$

$$= \frac{273,8795 \text{ m}^3}{8,8459 \text{ m} \times 7 \text{ m}}$$

$$= 4,4229 \text{ m}$$

C.12 Blower-2 (BL-02)

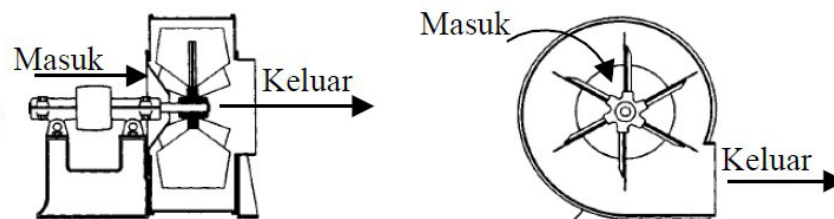
Fungsi : Memindahkan campuran gas dari F-01 ke ST-01

Type : *Centrifugal blower*

Dasar pemilihan: Sesuai dengan jenis bahan yang akan dipindahkan dan membutuhkan efisiensi tinggi

Jumlah : 1 unit-*multistage*

Bahan konstruksi : *Commercial steel*



Perhitungan:

a. Menentukan *Rate Udara*

$$\square = \frac{492}{\square} \times \frac{\square}{1 \square} \times \frac{\square}{359} = \dots \frac{\square}{\square}$$

(Himmelblau; Hal. 249)

$$m \text{ campuran} = 3.049,68 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.724,55 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM campuran} = 29,2537 \text{ kg/kmol}$$

Pada kondisi:

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

$$T = 843 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 2.009,07 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\square \square \square \square \square \square \square \square = \frac{492}{2.009,07} \frac{1}{1} \frac{29,253}{359}$$

$$= 0,0199 \text{ lb/cuft}$$

Rate volumetrik

$$= \frac{\text{Rate Massa}}{\square \square \square \square \square \square \square \square}$$

$$= \frac{6.724,55 \text{ lb/jam}}{0,0199 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 336.982,34 \text{ cuft/jam}$$

$$= 5.636,0044 \text{ cuft/menit}$$

b. Perhitungan *Power*

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,696 \text{ psi (lb/in}^2\text{)}$$

$$\text{Dipilih } P = 1 \text{ lb/in}^2 \quad (P > 1,5 \text{ lb/in}^2)$$

$$\text{HP} = 1,5 \times 0,001 \times Q \times P$$

(Perry 7^{ed}; Pers. 10-88; Hal. 10-46)

Keterangan:

$$Q = \text{volumetrik gas; cuft/menit}$$

$P = \text{total discharge pressure; psi}$

maka,

Power blower = 8,8485 HP

Efisiensi = 87% (Peters 5^{ed}; Fig. 14-38; Hal. 521)

Daya = $(100/87) \times 8,8485 \text{ HP}$

= 10,1707 HP

C.13 *Silica Tower* (ST-01)

Fungsi : Menyerap panas campuran gas dengan media *silica*

Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas *dish* dilengkapi dengan *packing silica* dan *sparger*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel 316* (Perry 7^{ed}; Tabel 28-1)

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan

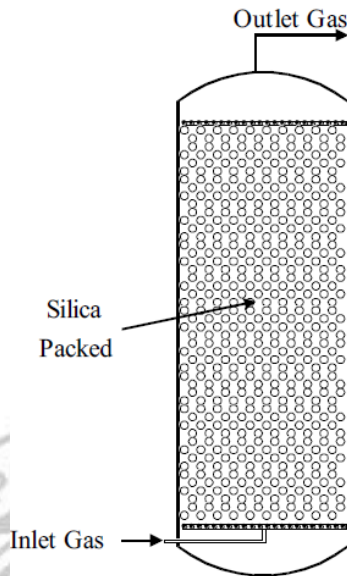
Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 843 °C (suhu bahan)

Sistem kerja = kontinu



Perhitungan:

a. Menentukan Volume Alat

$$\text{Rate massa} = 3.049,68 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.724,55 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM gas} = 29,2537 \text{ kg/kmol}$$

Pada kondisi operasi =

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu (T)} = 843 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 2.009,07 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\square \text{ campuran} = \frac{492}{2.009,07} \times \frac{1}{1} \times \frac{29,2537}{359}$$

$$= 0,0199 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\square \text{ Massa}}{\square \square \square \square \square \square}$$

$$= \frac{6.724,55 \text{ lb/jam}}{0,0199 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 336.982 \text{ cuft/jam}$$

Rencana: waktu kontak selama 60s dengan 1 buah alat

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= 336.982 \text{ cuft/jam} \times (60/3600) \\ &= 5.616,37 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Overdesign sebesar 15% (untuk faktor keamanan)

(Peters 4^{ed}; Tabel 6; Hal. 37-39)

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= 5.616,37 \text{ cuft} \times (100\% + 15\%) \\ &= 6.458,83 \text{ cuft} \\ &= 182,8919 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Alat

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 5 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-18; Hal. 188-189})$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$6.458,83 \text{ cuft} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 5D$$

$$D = 11,8040 \text{ ft}$$

$$= 141,6487 \text{ in}$$

$$= 3,5979 \text{ m}$$

$$H = 5 \times D$$

$$= 5 \times 11,8040 \text{ ft}$$

$$= 59,0203 \text{ ft}$$

$$= 708,2434 \text{ in}$$

$$= 17,9894 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME *Code* untuk *cylindrical tank*:

$$t = \frac{PR}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki ($1/2 D$); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable*

f = 36.000 psi (bahan konstruksi *Stainless Steel 316*)

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

= 59,0203 ft x (100% - 15%)

= 50,1672 ft

P operasi = 1 atm

= 14,696 psi

P *design* = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P *design* = (100% + 10%) x 14,696 psi

= 16,1656 psi

D = 141,6487 in

R = $1/2 D$

= $(1/2) \times 141,6487$ in

= 70,8243 in

maka, t_{\min} = 0,1648 in

Dipilih t = 0,375 in = $\frac{3}{8}$ in

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer, maka tebal tutup atas sebesar $\frac{3}{8}$ in.

d. Menentukan *Sparger (Perforated Pipe)* Bagian Bawah untuk Gas

Rate massa = 3.049,68 kg/jam

= 6724,55 lb/jam



= 0,0199 lb/cuft

Rate volumetrik = 336.982,34 cuft/jam

= 5.636 cuft/menit

= 93,9334 cfs

Asumsi → aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) diperoleh:

Di Optimum = 19 in

(Peters; Fig. 14-2; Hal. 498)

Diperoleh:

Pipa (NPS) = 20 in

No. *Schedule* = 20

OD = 20 in

ID = 19,25 in

= 1,6042 ft

(Kern; Tabel 11; Hal. 844)

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dp^2$$

= 2,0211 ft²

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = \frac{\square\square}{A} \times \frac{\square\square\square/\square\square\square\square}{ft^2} \times \frac{1}{60 \square\square}$$

$$= 46,4763 \text{ ft/dt}$$

$$\text{sg bahan} = \frac{\square\square \text{ bahan}}{\square\square\square\square\square\square\square\square} \times \text{sg reference}$$

$$= \frac{0,0199 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square\square/\square\square\square} \times 1$$

$$= 0,00032$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan}}{\square\square} \times \mu \text{ reference}$$

$$= \frac{0,00032}{0,996} \times 0,00085$$

$$= 2,7279 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}$$

$$Nre = \frac{\square \cdot \square \cdot \square}{\square}$$

$$= \frac{1,6042 \text{ ft} \times 46,4763 \text{ ft/dt} \times 0,0199 \text{ lb/cuft}}{2,7279 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}}$$

$$= 5.453.991 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}$$

Untuk $Nre > 2100$, maka untuk menentukan diameter *sparger* (dp) digunakan persamaan 6.5 sebagai berikut:

$$dp = 0,0071 \times Nre^{-0.05} = \text{meter}$$

$$dp = 0,0233 \times Nre^{-0.05} = \text{ft}$$

(Treybal; Hal. 141)

$$\text{maka, } dp = 0,0107 \text{ ft}$$

$$= 3,27 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak *interface* (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp.

$$\text{Jarak } interface \text{ (C)} = 0,0322 \text{ ft}$$

$$\text{Rencana panjang pipa} = 0,75 \text{ dari diameter } shell$$

$$\text{maka, panjang pipa} = 8,8530 \text{ ft}$$

Posisi *sparger* direncanakan disusun bercabang sebanyak 20.

$$\begin{aligned} \text{maka, banyaknya lubang} &= \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{\square} \\ &= \frac{8,8530 \text{ ft} \times 20}{0,0322 \square\square} \end{aligned}$$

$$= 5501 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{Jumlah lubang}}{\square\square\square\square\square}$$

$$= 275 \text{ lubang tiap cabang}$$

e. *Packing Silica*

Packing disusun secara acak (*randomize*). Adapun spesifikasi standarnya sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } packing \text{ (H)} &= 80\% \text{ dari tinggi } shell \\ &= 80\% \times 59,0203 \text{ ft} \\ &= 47,2162 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter } shell \text{ (D)} = 11,8040 \text{ ft}$$

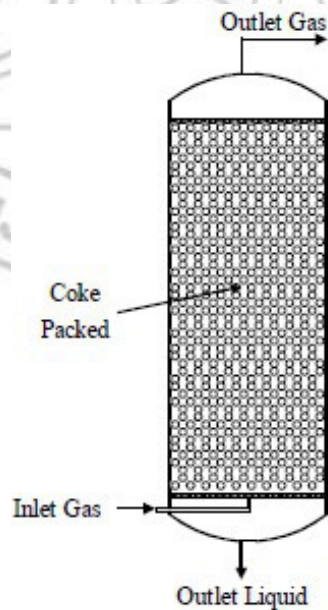
$$\begin{aligned} \text{Volume } packing &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 5.167,06 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas } silica = 2,65 \text{ gr/cm}^3 = 165,4395 \text{ lb/cuft}$$

Efisiensi penyerapan = 40%
Kebutuhan *silica* = 341.934,50 lb
= 155.072,34 kg

C.14 *Coke Tower* (CT-01)

Fungsi : Mengkondensasi H_2SO_4 dengan bantuan *coke*
Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas *dish* dilengkapi dengan *packing coke* dan *sparger*
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan
Bahan konstruksi : *Stainless Steel 316* (Perry 7^{ed}; Tabel 28-1)
Jumlah : 1 unit
Kondisi Operasi:
Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)
Suhu (T) = 350 °C (suhu bahan)
Sistem kerja = kontinyu



Perhitungan:

a. Menentukan Volume Alat

$$\text{Rate massa} = 3.049,68 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.724,55 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM gas} = 29,2537 \text{ kg/kmol}$$

Pada kondisi operasi =

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu (T)} = 350 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 1.122 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\square \square \square \square \square \square \square \square \square = \frac{492}{1.122} \times \frac{1}{1} \times \frac{29,2537}{35}$$

$$= 0,0357 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\square \text{ Massa}}{\square \square \square \square \square \square \square \square \square}$$

$$= \frac{6.724,55 \text{ lb/jam}}{0,0357 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 188.193,64 \text{ cuft/jam}$$

$$= 188.193,64 \text{ cuft/jam}$$

Rencana: waktu kontak selama 60s dengan 1 buah alat

$$\text{Volume bahan} = 188.193,64 \text{ cuft/jam} \times (60/3600)$$

$$= 3.136,56 \text{ cuft}$$

Overdesign sebesar 15% (untuk faktor keamanan)

(Peters 4^{ed}; Tabel 6; Hal. 37-39)

$$\text{Volume} = 3.136,56 \text{ cuft} \times (100\% + 15\%)$$

$$= 3.607,04 \text{ cuft}$$

$$= 102,1392 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Dimensi Alat

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 5 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-18; Hal. 188-189})$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$3.136,56 \text{ cuft} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 5D$$

$$D = 9,7207 \text{ ft}$$

$$= 116,65 \text{ in}$$

$$= 2,9629 \text{ m}$$

$$H = 5 \times D$$

$$= 5 \times 9,7207 \text{ ft}$$

$$= 48,6035 \text{ ft}$$

$$= 583,24 \text{ in}$$

$$= 14,8144 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Minimum Shell

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{r_i P}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki (1/2 D); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

$$E = 0,8$$

$f = stress\ allowable$

$$f = 36.000\ psi\ (bahan\ konstruksi\ Stainless\ Steel\ 316)$$

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

$$= 48,6035\ ft \times (100\% - 15\%)$$

$$= 41,3129\ ft$$

P operasi = 1 atm

$$= 14,696\ psi$$

P design = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P design = (100% + 10%) x 14,696 psi

$$= 16,1656\ psi$$

D = 116,648 in

R = 1/2 D

$$= (1/2) \times 116,648\ in$$

$$= 58,3241\ in$$

maka, t_{min} = 0,1577 in

Dipilih t = 0,375 in = $\frac{3}{8}$ in

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer,

maka tebal tutup atas sebesar $\frac{3}{8}$ in.

d. Menentukan *Sparger (Perforated Pipe)* Bagian Bawah untuk Gas

Rate massa = 3.049,68 kg/jam

$$= 6724,55\ lb/jam$$

$$\square \square \square \square \square \square \square \square = 0,0357 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 188.193,64 \text{ cuft/jam}$$

$$= 3.147,52 \text{ cuft/menit}$$

Asumsi → aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) diperoleh:

$$D_i \text{ Optimum} = 18 \text{ in}$$

(Peters; Fig. 14-2; Hal. 498)

Diperoleh:

$$\text{Pipa (NPS)} = 18 \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 20$$

$$\text{OD} = 18 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 17,25 \text{ in}$$

$$= 1,4375 \text{ ft}$$

(Kern; Tabel 11; Hal. 844)

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D_p^2$$

$$= 1,6229 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = \frac{\square \square \square \square / \square \square \square \square}{\square \square \times \square \square \text{ ft}^2} \times \frac{1}{60 \square \square}$$

$$= 32,32 \text{ ft/dt}$$

$$\text{sg bahan} = \frac{\square \text{ bahan}}{\square \square \square \square \square \square \square \square} \times \text{sg reference}$$

$$= \frac{0,0357 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square \square / \square \square \square \square} \times 1$$

$$= 0,00057$$

Viskositas (\square) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\square \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan}}{\square \square} \times \square \text{ reference}$$

$$= \frac{0,00057}{0,996} \times 0,00085$$

$$= 4,8845 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\square \cdot \square \cdot \square}{\square} \\ &= \frac{1,4375 \text{ ft} \times 32,32 \text{ ft/dt} \times 0,0357 \text{ lb/cuft}}{4,8845 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}} \end{aligned}$$

$$= 3.399.021 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}$$

Untuk $Nre > 2100$, maka untuk menentukan diameter *sparger* (dp) digunakan persamaan 6.5 sebagai berikut:

$$dp = 0,0071 \times Nre^{-0.05} = \text{meter}$$

$$dp = 0,0233 \times Nre^{-0.05} = \text{ft}$$

(Treybal; Hal. 141)

$$\begin{aligned} \text{maka, dp} &= 0,0109 \text{ ft} \\ &= 3,3481 \text{ mm} \end{aligned}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak *interface* (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp.

$$\text{Jarak interface (C)} = 0,0329 \text{ ft}$$

$$\text{Rencana panjang pipa} = 0,75 \text{ dari diameter shell}$$

$$\text{maka, panjang pipa} = 7,2905 \text{ ft}$$

Posisi *sparger* direncanakan disusun bercabang sebanyak 20.

$$\begin{aligned} \text{maka, banyaknya lubang} &= \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{\square} \\ &= \frac{7,2905 \text{ ft} \times 20}{0,0329 \square} \\ &= 4425 \text{ lubang} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{\text{Jumlah lubang}}{\square\square\square\square\square} \\ &= 221 \text{ lubang tiap cabang} \end{aligned}$$

e. *Packing Coke*

Packing disusun secara acak (*randomize*). Adapun spesifikasi standarnya sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } \textit{packing} \text{ (H)} &= 80\% \text{ dari tinggi } \textit{shell} \\ &= 80\% \times 48,6035 \text{ ft} \\ &= 38,8828 \text{ ft} \\ \text{Diameter } \textit{shell} \text{ (D)} &= 9,7207 \text{ ft} \\ \text{Volume } \textit{packing} &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 2.885,63 \text{ cuft} \\ \text{Densitas } \textit{coke} &= 2,1 \text{ gr/cm}^3 = 131,103 \text{ lb/cuft} \\ \text{Efisiensi penyerapan} &= 40\% \\ \text{Kebutuhan } \textit{silica} &= 151.326,20 \text{ lb} \\ &= 66.628,66 \text{ kg} \end{aligned}$$

C.15 Pompa-3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan bahan dari CT-01 ke T-02

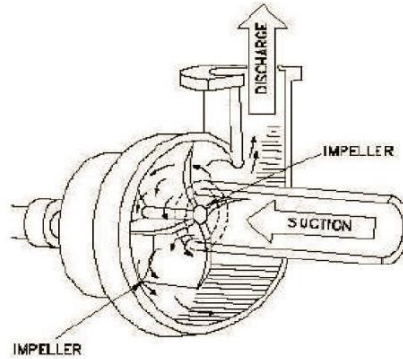
Type : *Centrifugal pump, single stage, single suction, radial flow impeller*

Jumlah : 1 unit

Dasar pemilihan: Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

(Perry 7^{ed}; T.28-11)



Perhitungan:

Tabel C.7 Komposisi Larutan H₂SO₄ 70%

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa	Densitas (gr/cm ³)
H ₂ SO ₄	296,87	0,7000	1,8330
H ₂ O	127,23	0,3000	0,9970
Total	2818,74	1,0000	

a. Menentukan *Rate Volumetrik*

$$\text{Rate massa} = 424,0951 \text{ kg/jam}$$

$$= 935,1296 \text{ lb/jam}$$

$$\square \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \text{fraksi berat}}$$

$$\square \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{0,7000}{1,8330} + \frac{0,3000}{0,9970}}$$

$$= 91,4336 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate Massa}}{\square \text{ campuran}}$$

$$= \frac{935,1296 \text{ lb/jam}}{91,4336 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 10,2274 \text{ cuft/jam}$$

$$= 1,2796 \text{ gpm}$$

$$= 0,0028 \text{ cuft/dtk}$$

b. Menentukan Bilangan *Reynold* (N_{re})

Asumsi jenis aliran: turbulen

$D_{i\text{optimum}}$ untuk aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) dapat digunakan persamaan:

$$\text{Diameter optimum} = 3.9 \times qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

(Peters 4^{ed}; Pers. 15; Hal. 496)

Keterangan:

qf = Rate volumetrik; cuft/ dtk

r = Densitas campuran; lb/cuft

maka,

$$\begin{aligned} D_{i\text{ optimum}} &= 3,9 \times (0,0028 \text{ cfs})^{0.45} \times (91,43 \text{ lb/cuft})^{0.13} \\ &= 0,5020 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih:

$$\text{Pipa (NPS)} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$\text{OD} = 1,050 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in}$$

$$= 0,0687 \text{ ft}$$

(Geankoplis; App. 5-1 Hal. 892)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times D_p^2 \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times (0,0687 \text{ ft})^2 \\ &= 0,0037 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{\square\square}{\square} \times \frac{\square\square\square/\square\square\square\square}{\text{ft}^2} \times \frac{1}{60 \square\square} \\ &= 0,7698 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{sg bahan} &= \frac{\rho_{\text{bahan}}}{\rho_{\text{reference}}} \times \text{sg reference} \\
 &= \frac{91,4336 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \times 1 \\
 &= 1,4646
 \end{aligned}$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{bahan}} &= \frac{\text{sg bahan}}{\rho_{\text{reference}}} \times \rho_{\text{reference}} \\
 &= \frac{1,4646}{0,996} \times 0,00085 \\
 &= 0,0012 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Nre} &= \frac{v \cdot \rho \cdot d}{\mu} \\
 &= \frac{0,0687 \text{ ft} \times 0,7698 \text{ ft/dt} \times 91,4336 \text{ lb/cuft}}{0,0012 \text{ lb/ft}^3 \cdot \text{ft}} \\
 &= 3.867,02 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa *Commercial Steel*:

$$\begin{aligned}
 d &= 0,046 \text{ mm} \\
 &= 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Coulson; Tabel 5.2; Hal. 202}) \\
 \frac{v}{d} &= 0,0022 \\
 f &= 0,0050 \quad (\text{Coulson; Fig. 5.7; Hal. 203}) \\
 a &= 1 \text{ (aliran turbulen)} \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 485}) \\
 k &= 0,4 \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 484})
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Jumlah Energi yang Hilang (*Friction Loss*)

Asumsi panjang pipa lurus = 60 ft

Tabel C.8 Panjang Ekuivalen *Suction* (Le/D) P-03

<i>Fitting Valve</i>	Jumlah	ID (ft)	*Le/D	Panjang Pipa (ft)
<i>Elbow 90°</i>	2	0,0687	32	4,3947
<i>Globe Valve</i>	1	0,0687	300	20,6
<i>Gate Valve</i>	1	0,0687	7	0,4807
TOTAL				95,4753

*Sumber: Peters 4^{ed}; Tabel 1; Hal. 484-485

Persamaan bernoulli yang digunakan sebagai berikut:

$$Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \sum F$$

Adapun friksi yang terjadi:

$$gc = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf}$$

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D}$$

$$= \frac{2(0,0050) \times 0,1698^2 \times 95,4753}{32,174 \times 0,1342} \times \frac{(\text{ft}/\text{dt})}{\frac{\text{ft.lbm}}{32,174} \times \text{ft}}$$

$$= 0,2561 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$= \frac{0,4 \times 0,1698^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0037 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi karena *enlargement* (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$= \frac{0,7698^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0092 \text{ ft.lbf/lbm}$$

(V1 < V2, maka V1 dianggap 0)

4. Friksi karena *Elbow 90°*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,75 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$F_4 = \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{2 \times 0,75 \times 0,7698^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0138 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5. Friksi karena *Globe Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 6 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$F_5 = \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{1 \times 6 \times 0,7698^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0552 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6. Friksi karena *Gate Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,17 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$F_6 = \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{1 \times 0,17 \times 0,7698^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0016 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5 + F_6 = 0,3396 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\square \text{ bahan} = 91,4336 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_1 = P_2$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,696 \text{ psi}$$

$$= 2.116,224 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho \text{ bahan}} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$g_c = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf} \quad (\text{konstanta gravitasi})$$

$$g = 32,2 \text{ ft/dt}^2 \quad (\text{percepatan gravitasi})$$

$$Z_2 = 5 \text{ ft}$$

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{\square}{\square} = 5 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran *fluida* tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V_1 - V_2$$

$$= 0$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = \frac{0^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d. Menghitung *Power* Pompa

$$W_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{\square}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} + \sum F$$

$$W_f = (0 + 5 + 0 + 0,3396) \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 5,3396 \text{ ft.lbf/lbm}$$

sg bahan = 1,4646

Rate volumetrik = 1,2795 gpm

Daya Pompa = $\frac{Wf \times rate\ volumetrik \times sg}{3960}$

= 0,0025 HP (Perry 6^{ed}; Pers. 6-11; Hal. 6-5)

Efisiensi pompa (\square) = 22%

(Peters 5^{ed}; Fig. 12-17; Hal. 516)

BHP = $\frac{\square\square\square}{\square\square\square\square}$

= 0,011 HP

Efisiensi motor (\square) = 80%

(Peters 5^{ed}; Fig. 12-18; Hal. 516)

Power motor = $\frac{\square\square}{\square\square\square\square}$

= 0,0143 HP

Dipilih power = 0,5 HP

Pemilihan pompa:

Qf = 1,2795 Gpm < 3.000 Gpm (*single suction*)

Wf = 20,9166 ft.lbf/lbm < 300 (*single stage*)

maka, dipilih pompa *sentrifugal, single stage, single suction* dengan n sebesar 3.600 rpm.

C.16 Tangki Larutan H₂SO₄ 70% (T-02)

Fungsi : Menampung produk samping larutan H₂SO₄ 70% yang dihasilkan selama proses berlangsung

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah datar dan atas tutup berbentuk *dish*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk *liquid* pada tekanan atm

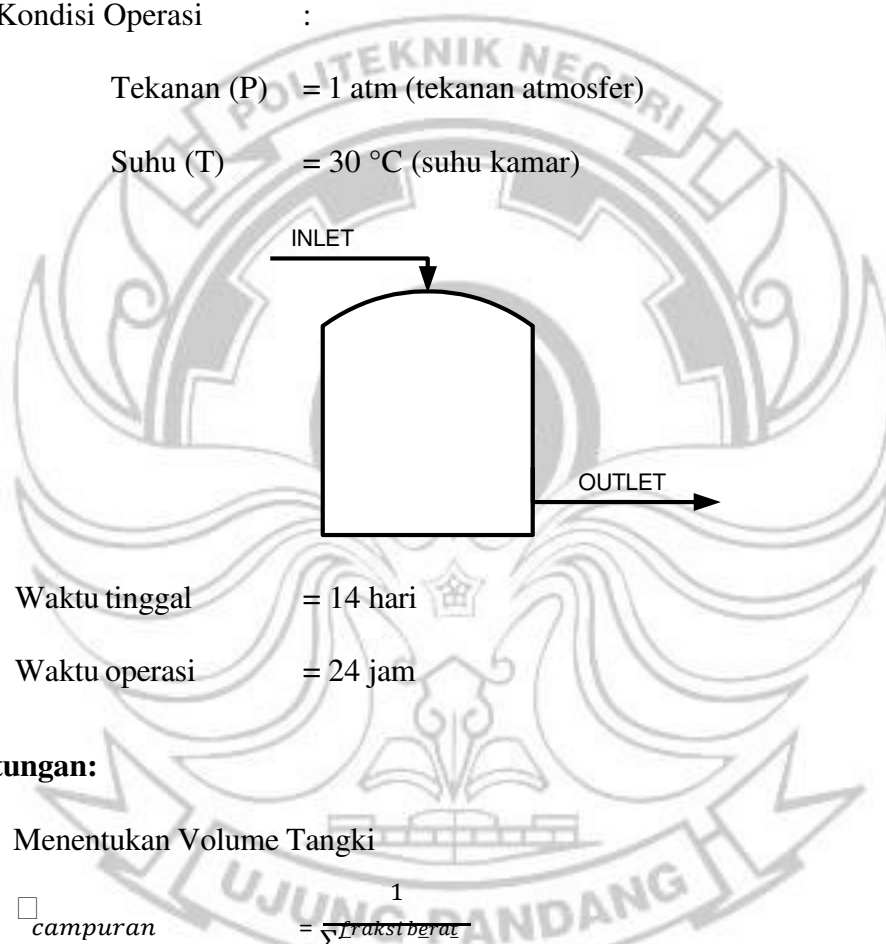
Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless Steel* 316 (Perry 7^{ed}; T.28-11)

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Waktu tinggal = 14 hari

Waktu operasi = 24 jam

Perhitungan:

a. Menentukan Volume Tangki

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\sum \rho_{fraksi berat}}$$

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\frac{0,7000}{1,8330} + \frac{0,3000}{0,9970}}$$

$$= 1,4646 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 91,4336 \text{ lb/cuft}$$

Rate massa = 424,0951 kg/jam = 935,1296 lb/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate Massa}}{\text{□□□□□□□□}} \\
 &= \frac{935,1296 \text{ lb/jam}}{91,4336 \text{ lb/cuft}} \\
 &= 10,2274 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

Pada alat ini direncanakan penyimpanan dilakukan selama 14 hari dalam 1 buah tangki agar mempermudah pengisian dan pengosongan bahan, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan} &= 10,2274 \text{ cuft/jam} \times 14 \times 24 \text{ jam} \\
 &= 3.436,41 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Asumsi: bahan sebanyak 20% untuk faktor keamanan (80% vol. cairan)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki} &= (100\% + 20\%) \times 3.436,41 \text{ cuft} \\
 &= 4.123,69 \text{ cuft} \\
 &= 116,7689 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

a. Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 2 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-27; Hal. 248})$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$4.123,69 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$D = 13,7950 \text{ ft}$$

$$= 165,54 \text{ in}$$

$$= 4,2047 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 13,7950 \text{ ft}$$

$$= 27,5900 \text{ ft}$$

$$= 331,08 \text{ in}$$

$$= 8,4094 \text{ m}$$

b. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{min} = \frac{r_i P}{f E - 0,6 P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki (1/2 D); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable*

f = 36000 psi (bahan konstruksi *Stainless Steel 316*)

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

$$= 27,5900 \text{ ft} \times 80\%$$

$$= 22,0720 \text{ ft}$$

$$= 6,7272 \text{ m}$$

P operasi = P hidrostatik

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144}$$

$$= 14,0147 \text{ psi}$$

P_{design} = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan
maka, P_{design} = $(100\% + 10\%) \times 14,0147$ psi
= 15,4162 psi
 D = 165 in
 OD = 156 in (Brownell; Tabel 5.7; Hal. 91)
 R = $1/2 D$

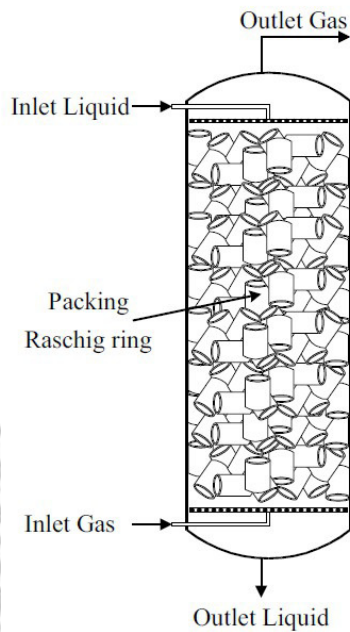
= $(1/2) \times 156$ in
= 78 in
maka, t_{min} = 0,0418 in
Dipilih t = 0,4375 in = $7/16$ in
Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer,
maka tebal tutup atas sebesar $7/16$ in.

C.17 Kolom *Absorber* (AB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl dengan air proses dari utilitas
Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan *packing rasching ring* dan *sparger*
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan
Bahan konstruksi : *Stainless Steel 316* (Perry 7^{ed}; Tabel 28-11)
Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)
Suhu (T) = 175 °C (suhu bahan)
Sistem kerja = kontinyu



Perhitungan:

a. *Feed Gas*

Campuran gas:

Rate massa = 2.625,59 kg/jam

= 5.789,42 lb/jam

BM gas = 27,8867 kg/kmol

Pada kondisi operasi =

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 175 °C

= 806,67 °R

\square campuran = $\frac{492}{806,67} \times \frac{1}{1} \times \frac{27,8867}{359}$

= 0,0474 lb/cuft

Rate volumetrik = $\frac{\square \text{ Massa}}{\square \square \square \square \square \square}$

$$= \frac{5.789,42 \text{ lb/jam}}{0,0474 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 122.197,85 \text{ cuft/jam}$$

b. *Feed Liquid*

Air proses dari utilitas:

Rate massa = 3.090,37 kg/jam

$$= 6.814,28 \text{ lb/jam}$$



$$= 1 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 62,43 \text{ lb/cuft}$$

Rate volumetrik = $\frac{\square \text{ Massa}}{\square \square \square \square \square \square}$

$$= \frac{6.814,28 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 109,1507 \text{ cuft/jam}$$

c. Menentukan Volume Alat

$$\text{Total } \textit{rate} \text{ volumetrik} = 122.197,85 \text{ cuft/jam} + 109,1507 \text{ cuft/jam}$$

$$= 122.307 \text{ cuft/jam}$$

Rencana: waktu kontak selama 60s dengan 1 buah alat

Volume bahan = 122.307 cuft/jam x (60/3600)

$$= 2.038,45 \text{ cuft}$$

Overdesign sebesar 15% (untuk faktor keamanan)

(Peters 4^{ed}; Tabel 6; Hal. 37-39)

Volume = 2.038,45 cuft x (100% + 15%)

$$= 2.344,22 \text{ cuft}$$

$$= 66,38 \text{ m}^3$$

d. Menentukan Dimensi Alat

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 5 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-18; Hal. 188-189})$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$2.344,22 \text{ cuft} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 5D$$

$$D = 8,4200 \text{ ft}$$

$$= 101,04 \text{ in}$$

$$= 2,5664 \text{ m}$$

$$H = 5 \times D$$

$$= 5 \times 8,42 \text{ ft}$$

$$= 42,1000 \text{ ft}$$

$$= 505,2007 \text{ in}$$

$$= 12,8321 \text{ m}$$

e. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME *Code* untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{r_i P}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki ($1/2 D$); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

$$E = 0,8$$

$f = stress\ allowable$

$$f = 36.000\ psi\ (bahan\ konstruksi\ Stainless\ Steel\ 316)$$

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

$$= 42,1000\ ft\ x\ (100\% - 15\%)$$

$$= 35,7850\ ft$$

P operasi = 1 atm

$$= 14,696\ psi$$

P design = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P design = (100% + 10%) x 14,696 psi

$$= 16,1656\ psi$$

D = 101,04 in

R = 1/2 D

$$= (1/2) \times 101,04\ in$$

$$= 50,5201\ in$$

maka, t_{min} = 0,1534 in

Dipilih t = 0,3125 in = $\frac{5}{16}$ in

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer,

maka tebal tutup atas sebesar $\frac{5}{16}$ in.

f. Menentukan *Sparger (Perforated Pipe)* Bagian Atas untuk Air Proses

Rate massa = 3.090,37 kg/jam

$$= 6.814,28\ lb/jam$$

$$\begin{aligned} &= 1 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 62,43 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} \\ &= \frac{6.814,28 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \end{aligned}$$

$$= 109,1507 \text{ cuft/jam}$$

Asumsi → aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) diperoleh:

$$\text{Di Optimum} = 1,5 \text{ in}$$

(Peters; Fig. 14-2; Hal. 498)

Diperoleh:

$$\text{Pipa (NPS)} = 1\frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in}$$

$$= 0,1342 \text{ ft}$$

(Kern; Tabel 11; Hal. 844)

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D_p^2$$

$$= 0,0141 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{\text{Rate}}{\text{Area}} \times \frac{1}{60} \\ &= \frac{109,1507 \text{ cuft/jam}}{0,0141 \text{ ft}^2} \times \frac{1}{60} \end{aligned}$$

$$= 2,1521 \text{ ft/dt}$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned} \mu_{\text{air}} &= 1 \text{ cp} \\ &= 0,00067 \text{ lb/ft.dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \cdot v \cdot d_p}{\mu} \\ &= \frac{0,1342 \text{ ft} \times 2,1521 \text{ ft/dt} \times 62,43 \text{ lb/cuft}}{0,00067 \text{ lb/ft.dt}} \\ &= 26.825,44 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)} \end{aligned}$$

Untuk $Nre > 2100$, maka untuk menentukan diameter *sparger* (d_p) digunakan persamaan 6.5 sebagai berikut:

$$d_p = 0,0071 \times Nre^{-0.05} = \text{meter}$$

$$d_p = 0,0233 \times Nre^{-0.05} = \text{ft}$$

(Treybal; Hal. 141)

$$\begin{aligned} \text{maka, } d_p &= 0,0139 \text{ ft} \\ &= 4,2652 \text{ mm} \end{aligned}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak *interface* (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 d_p .

$$\begin{aligned} \text{Jarak } \textit{interface} \text{ (C)} &= 3 \times 0,0139 \text{ ft} \\ &= 0,04198 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Rencana panjang pipa} = 0,75 \text{ dari diameter } \textit{shell}$$

$$\text{maka, panjang pipa} = 6,3150 \text{ ft}$$

Posisi *sparger* direncanakan disusun bercabang sebanyak 20.

$$\text{maka, banyaknya lubang} = \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{\square}$$

$$= \frac{6,3150 \text{ ft} \times 20}{0,04198 \square \square}$$

$$= 3.008 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{Jumlah lubang}}{\square \square \square \square \square}$$

$$= 150 \text{ lubang tiap cabang}$$

g. Menentukan *Sparger (Perforated Pipe)* Bagian Bawah untuk Gas

$$\text{Rate massa} = 2.625,59 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.789,42 \text{ lb/jam}$$



$$= 0,0474 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 122.197,85 \text{ cuft/jam}$$

$$= 2.043,75 \text{ cuft/menit}$$

Asumsi → aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) diperoleh:

$$\text{Di Optimum} = 10 \text{ in}$$

(Peters; Fig. 14-2; Hal. 498)

Diperoleh:

$$\text{Pipa (NPS)} = 10 \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$= 0,835 \text{ ft}$$

(Kern; Tabel 11; Hal. 844)

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dp^2$$

$$= 0,5476 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = \frac{\square}{\square} \times \frac{\square/\square}{ft^2} \times \frac{1}{60 \square}$$

$$= 62,2033 \text{ ft/dt}$$

$$\text{sg bahan} = \frac{\square \text{ bahan}}{\square} \times \text{sg reference}$$

$$= \frac{0,0474 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square/\square} \times 1$$

$$= 0,00076$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan}}{\square} \times \mu \text{ reference}$$

$$= \frac{0,00076}{0,996} \times 0,00085$$

$$= 6,4765 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}$$

$$Nre = \frac{\square \cdot \square \cdot \square}{\square}$$

$$= \frac{0,835 \text{ ft} \times 62,2033 \text{ ft/dt} \times 0,0474 \text{ lb/cuft}}{6,4765 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}}$$

$$= 3.799.565,05 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}$$

Untuk $Nre > 2100$, maka untuk menentukan diameter *sparger* (dp) digunakan persamaan 6.5 sebagai berikut:

$$dp = 0,0071 \times Nre^{-0.05} = \text{meter}$$

$$dp = 0,0233 \times Nre^{-0.05} = \text{ft}$$

(Treybal; Hal. 141)

$$\text{maka, } dp = 0,0109 \text{ ft}$$

$$= 3,3295 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak *interface* (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp.

$$\begin{aligned} \text{Jarak } interface (C) &= 3 \times 0,0109 \text{ ft} \\ &= 0,0328 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Rencana panjang pipa} = 0,75 \text{ dari diameter } shell$$

$$\text{maka, panjang pipa} = 6,3150 \text{ ft}$$

Posisi *sparger* direncanakan disusun bercabang sebanyak 20.

$$\text{maka, banyaknya lubang} = \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{\square}$$

$$= \frac{6,3150 \text{ ft} \times 20}{0,0328 \square \square}$$

$$= 3854 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{Jumlah lubang}}{\square \square \square \square \square}$$

$$= 193 \text{ lubang tiap cabang}$$

h. *Packing*

Packing disusun secara acak (*randomize*) dengan jenis *rasching ring*.

Adapun spesifikasi standarnya sebagai berikut:

$$\text{Ukuran } packing = 1 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } packing = 1/8 \text{ in}$$

$$= 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Ceramic stoneware}$$

$$\text{Tinggi } packing (H) = 80\% \text{ dari tinggi } shell$$

$$= 80\% \times 42,1000 \text{ ft}$$

$$= 33,6800 \text{ ft}$$



Diameter *shell* (D) = 8,4200 ft

Volume *packing* = $\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$
= 1.875,37 cuft

Jumlah *packing* tiap cuft = 135 buah

Jumlah *packing* total = 135 *packing*/cuft x 1.875,37 cuft
= 253.175 buah

(Van Winkle; Tabel 15.1; Hal. 607)

C.18 Kolom *Scrubber* (SB-01)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang lolos dari kolom *absorber*

Type : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan *packing rasching ring* dan *sparger*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan

Bahan konstruksi : *Stainless Steel 316* (Perry 7^{ed}; Tabel 28-11)

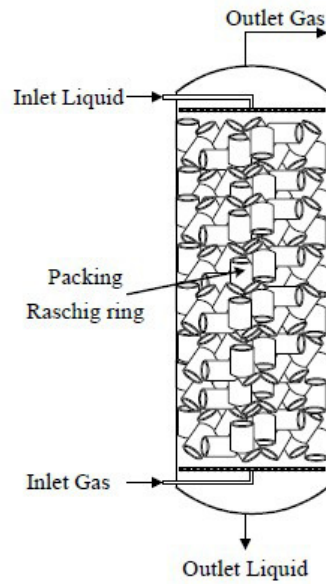
Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 105 °C (suhu bahan)

Sistem kerja = kontinyu



Perhitungan:

a. *Feed Gas*

Campuran gas:

$$\text{Rate massa} = 34,1463 \text{ kg/jam}$$

$$= 75,2926 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM gas} = 24,75 \text{ kg/kmol}$$

Pada kondisi operasi =

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu (T)} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 681 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{492}{806,67} \times \frac{1}{1} \times \frac{27,8867}{359}$$

$$= 0,0498 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$$= \frac{5.789,42 \text{ lb/jam}}{0,0474 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 1.511,91 \text{ cuft/jam}$$

b. *Feed Liquid*

Air proses dari utilitas:

$$\text{Rate massa} = 33,8048 \text{ kg/jam}$$

$$= 74,5397 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 1 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Massa}}{\rho}$$

$$= \frac{74,5397 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 1,1939 \text{ cuft/jam}$$

c. Menentukan Volume Alat

$$\text{Total rate volumetrik} = 1.511,91 \text{ cuft/jam} + 1,1939 \text{ cuft/jam}$$

$$= 1.513,10 \text{ cuft/jam}$$

Rencana: waktu kontak selama 60s dengan 1 buah alat

$$\text{Volume bahan} = 1.513,10 \text{ cuft/jam} \times (60/3600)$$

$$= 25,2184 \text{ cuft}$$

Overdesign sebesar 15% (untuk faktor keamanan)

(Peters 4^{ed}; Tabel 6; Hal. 37-39)

$$\text{Volume} = 25,2184 \text{ cuft} \times (100\% + 15\%)$$

$$= 29,0011 \text{ cuft}$$

$$= 0,8212 \text{ m}^3$$

d. Menentukan Dimensi Alat

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 5 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-18; Hal. 188-189})$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$29,0011 \text{ cuft} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 5D$$

$$D = 1,9474 \text{ ft}$$

$$= 23,3686 \text{ in}$$

$$= 0,5936 \text{ m}$$

$$H = 5 \times D$$

$$= 5 \times 1,9474 \text{ ft}$$

$$= 9,7369 \text{ ft}$$

$$= 116,84 \text{ in}$$

$$= 2,9678 \text{ m}$$

e. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME *Code* untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{r_i P}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki ($1/2 D$); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

$$E = 0,8$$

$f = stress\ allowable$

$$f = 36.000\ psi\ (bahan\ konstruksi\ Stainless\ Steel\ 316)$$

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

$$= 9,7369\ ft \times (100\% - 15\%)$$

$$= 8,2764\ ft$$

P operasi = 1 atm

$$= 14,696\ psi$$

P design = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P design = (100% + 10%) x 14,696 psi

$$= 16,1656\ psi$$

D = 23,3686 in

R = 1/2 D

$$= (1/2) \times 23,3686\ in$$

$$= 11,6843\ in$$

maka, t_{min} = 0,1316 in

Dipilih t = 0,1875 in = $\frac{3}{16}$ in

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer,

maka tebal tutup atas sebesar $\frac{3}{16}$ in.

f. Menentukan *Sparger (Perforated Pipe)* Bagian Atas untuk Air Proses

Rate massa = 33,8048 kg/jam

$$= 74,5397\ lb/jam$$

$$\begin{aligned} &= 1 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 62,43 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} \\ &= \frac{74,5397 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \\ &= 1,1939 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Asumsi → aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) diperoleh:

$$\text{Di Optimum} = 0,22 \text{ in}$$

(Peters; Fig. 14-2; Hal. 498)

Diperoleh:

$$\text{Pipa (NPS)} = 1/4 \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$\text{OD} = 0,54 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,364 \text{ in}$$

$$= 0,0303 \text{ ft}$$

(Kern; Tabel 11; Hal. 844)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times Dp^2 \\ &= 0,00072 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{\text{Rate}}{A} \times \frac{1}{60} \\ &= 0,4605 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\begin{aligned}\mu_{\text{air}} &= 1 \text{ cp} \\ &= 0,00067 \text{ lb/ft.dt}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Nre &= \frac{\rho \cdot v \cdot d_p}{\mu} \\ &= \frac{0,0303 \text{ ft} \times 0,4605 \text{ ft/dt} \times 62,43 \text{ lb/cuft}}{0,00067 \text{ lb/ft.dt}} \\ &= 1.297,89 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}\end{aligned}$$

Untuk $Nre > 2100$, maka untuk menentukan diameter *sparger* (d_p) digunakan persamaan 6.5 sebagai berikut:

$$d_p = 0,0071 \times Nre^{-0.05} = \text{meter}$$

$$d_p = 0,0233 \times Nre^{-0.05} = \text{ft}$$

(Treybal; Hal. 141)

$$\begin{aligned}\text{maka, } d_p &= 0,0163 \text{ ft} \\ &= 4,9626 \text{ mm}\end{aligned}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak *interface* (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 d_p .

$$\begin{aligned}\text{Jarak } interface \text{ (C)} &= 3 \times 0,0163 \text{ ft} \\ &= 0,0489 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Rencana panjang pipa} = 0,75 \text{ dari diameter } shell$$

$$\text{maka, panjang pipa} = 1,4605 \text{ ft}$$

Posisi *sparger* direncanakan disusun bercabang sebanyak 20.

$$\text{maka, banyaknya lubang} = \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{\mu}$$

$$= \frac{1,4605 \text{ ft} \times 20}{0,0498 \square\square}$$

$$= 598 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{Jumlah lubang}}{\square\square\square\square\square}$$

$$= 30 \text{ lubang tiap cabang}$$

g. Menentukan *Sparger (Perforated Pipe)* Bagian Bawah untuk Gas

$$\text{Rate massa} = 34,1463 \text{ kg/jam}$$

$$= 75,2926 \text{ lb/jam}$$



$$= 0,0498 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 1.511,91 \text{ cuft/jam}$$

$$= 25,2865 \text{ cuft/menit}$$

Asumsi → aliran turbulen ($N_{re} > 2100$) diperoleh:

$$\text{Di Optimum} = 1,8 \text{ in}$$

(Peters; Fig. 14-2; Hal. 498)

Diperoleh:

$$\text{Pipa (NPS)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$= 0,1722 \text{ ft}$$

(Kern; Tabel 11; Hal. 844)

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dp^2$$

$$= 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = \frac{\square}{\square} \times \frac{\square/\square}{ft^2} \times \frac{1}{60 \square}$$

$$= 18,0855 \text{ ft/dt}$$

$$\text{sg bahan} = \frac{\square \text{ bahan}}{\square} \times \text{sg reference}$$

$$= \frac{0,0498 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square/\square} \times 1$$

$$= 0,00079$$

Viskositas (μ) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan}}{\square} \times \mu \text{ reference}$$

$$= \frac{0,00079}{0,996} \times 0,00085$$

$$= 6,8076 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}$$

$$Nre = \frac{\square \cdot \square \cdot \square}{\square}$$

$$= \frac{0,1722 \text{ ft} \times 18,0855 \text{ ft/dt} \times 0,0498 \text{ lb/cuft}}{6,8076 \times 10^{-7} \text{ lb/ft.dt}}$$

$$= 227.888,82 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}$$

Untuk $Nre > 2100$, maka untuk menentukan diameter *sparger* (dp) digunakan persamaan 6.5 sebagai berikut:

$$dp = 0,0071 \times Nre^{-0.05} = \text{meter}$$

$$dp = 0,0233 \times Nre^{-0.05} = \text{ft}$$

(Treybal; Hal. 141)

$$\text{maka, } dp = 0,0126 \text{ ft}$$

$$= 3,8325 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak *interface* (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp.

$$\begin{aligned} \text{Jarak } interface (C) &= 3 \times 0,0126 \text{ ft} \\ &= 0,0377 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Rencana panjang pipa} = 0,75 \text{ dari diameter } shell$$

$$\text{maka, panjang pipa} = 1,4605 \text{ ft}$$

Posisi *sparger* direncanakan disusun bercabang sebanyak 20.

$$\begin{aligned} \text{maka, banyaknya lubang} &= \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{\square} \\ &= \frac{1,4605 \text{ ft} \times 20}{0,0377} \\ &= 774 \text{ lubang} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{\text{Jumlah lubang}}{\square} \\ &= 39 \text{ lubang tiap cabang} \end{aligned}$$

h. Packing

Packing disusun secara acak (*randomize*) dengan jenis *rasching ring*.

Adapun spesifikasi standarnya sebagai berikut:

$$\text{Ukuran } packing = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal } packing &= 1/8 \text{ in} \\ &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$



$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Ceramic stoneware}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } packing (H) &= 80\% \text{ dari tinggi } shell \\ &= 80\% \times 9,7369 \text{ ft} \\ &= 7,7895 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter *shell* (D) = 1,9474 ft

Volume *packing* = $\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$
= 23,2009 cuft

Jumlah *packing* tiap cuft = 135 buah

Jumlah *packing* total = 135 *packing*/cuft x 23,2009 cuft
= 3.132,12 buah

(Van Winkle; Tabel 15.1; Hal. 607)

C.19 Pompa-4 (P-04)

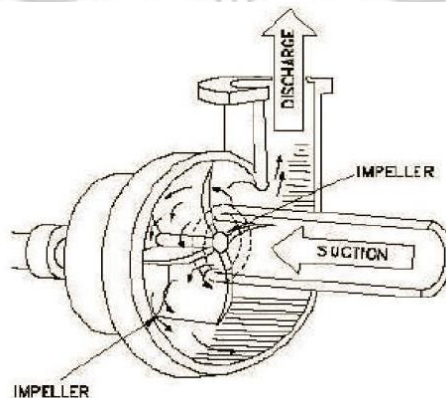
Fungsi : Mengalirkan produk larutan HCl dari AB-01 ke T-03

Type : *Centrifugal pump, single stage, single suction, radial flow impeller*

Jumlah : 1 unit

Dasar pemilihan : Sesuai untuk viskositas larutan <10 cP dan pada tekanan rendah

Bahan konstruksi : *Commercial steel* (Perry 7^{ed}; T.28-11)



Perhitungan:

Tabel C.9 Komposisi Larutan HCl 32%

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa	Densitas (gr/cm ³)
HCl	1.818,18	0,3200	1,1800
H ₂ O	3.863,64	0,6800	0,9970
Total	5.681,82	1,0000	

a. Menentukan *Rate Volumetrik*

$$\text{Rate massa} = 5.681,82 \text{ kg/jam}$$

$$= 12.528,41 \text{ lb/jam}$$

$$= \frac{1}{\sum \text{fraksi berat}}$$

$$= \frac{1}{\frac{0,3200}{1,1800} + \frac{0,6800}{0,997}}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{12.528,41 \text{ lb/jam}}{65,4929 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 191,2940 \text{ cuft/jam}$$

$$= 23,9330 \text{ gpm}$$

$$= 0,0533 \text{ cuft/dtk}$$

b. Menentukan Bilangan *Reynold* (Nre)

Asumsi jenis aliran: turbulen

Di_{optimum} untuk aliran turbulen (Nre > 2100) dapat digunakan persamaan:

$$\text{Diameter optimum} = 3.9 \times qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

(Peters 4^{ed}; Pers. 15; Hal. 496)

Keterangan:

qf = Rate volumetrik; cuft/ dtk

r = Densitas campuran; lb/cuft

maka,

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3,9 \times (0,0533 \text{ cfs})^{0,45} \times (65,4929 \text{ lb/cuft})^{0,13} \\ &= 1,7959 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih:

Pipa (NPS) = 2 in

No. *Schedule* = 40

OD = 2,375 in

ID = 2,067 in

$$= 0,1722 \text{ ft}$$

(Geankoplis; App. 5-1 Hal. 892)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times Dp^2 \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times (0,1722 \text{ ft})^2 \\ &= 0,0233 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{\square}{\square} \times \frac{\square/\square}{\square} \times \frac{1}{60 \square} \\ &= 2,2883 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{sg bahan} &= \frac{\square \text{ bahan}}{\square} \times \text{sg reference} \\ &= \frac{65,4929 \text{ lb/cuft}}{62,43 \square/\square} \times 1 \\ &= 1,0491 \end{aligned}$$

Viskositas (\square) bahan berdasarkan sg bahan:

$$\rho_{\text{bahan}} = \frac{\text{sg bahan}}{\rho_{\text{reference}}} \times \rho_{\text{reference}}$$

$$= \frac{1,0491}{0,996} \times 0,00085$$

$$= 0,0009 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \cdot V \cdot L}{\mu}$$

$$= \frac{0,1722 \text{ ft} \times 2,2883 \text{ ft}^3/\text{dt} \times 65,4929 \text{ lb/cuft}}{0,0009 \text{ lb/ft}^3 \cdot \text{dt}}$$

$$= 28.833,61 > 2100 \text{ (asumsi turbulen benar)}$$

Dipilih pipa *Commercial Steel*:

$$\mu = 0,046 \text{ mm}$$

$$= 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Coulson; Tabel 5.2; Hal. 202})$$

$$\rho/\rho = 0,0009$$

$$f = 0,0048 \quad (\text{Coulson; Fig. 5.7; Hal. 203})$$

$$a = 1 \text{ (aliran turbulen)} \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 485})$$

$$k = 0,4 \quad (\text{Peters 4}^{\text{ed}}; \text{Tabel 1; Hal. 484})$$

c. Menentukan Jumlah Energi yang Hilang (*Friction Loss*)

Asumsi panjang pipa lurus = 70 ft

Tabel C.10 Panjang Ekuivalen *Suction* (Le/D) P-04

<i>Fitting Valve</i>	Jumlah	ID (ft)	*Le/D	Panjang Pipa (ft)
<i>Elbow 90°</i>	2	0,1722	32	11,024
<i>Globe Valve</i>	1	0,1722	300	51,675
<i>Gate Valve</i>	1	0,1722	7	1,2057
TOTAL				133,9047

*Sumber: Peters 4^{ed}; Tabel 1; Hal. 484-485

Persamaan bernoulli yang digunakan sebagai berikut:

$$Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \sum F$$

Adapun friksi yang terjadi:

$$gc = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf}$$

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$\begin{aligned} F_1 &= \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} \\ &= \frac{2(0,0048) \times 2,2883^2 \times 133,9047}{32,174 \times 0,1722} \times \frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\frac{ft.lbm}{\square^2.\square\square} \times ft} \\ &= 1,2145 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned} F_2 &= \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= \frac{0,4 \times 2,2883^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0325 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi karena *enlargement* (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned} F_3 &= \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= \frac{2,2883^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0814 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

(V1 < V2, maka V1 dianggap 0)

4. Friksi karena *Elbow* 90°

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,75 \quad \text{(Perry 7^{ed}; Tabel 6-4)}$$

$$\begin{aligned}
 F_4 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{2 \times 0,75 \times 2,2883^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,1220 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

5. Friksi karena *Globe Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 6 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$\begin{aligned}
 F_5 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{1 \times 6 \times 2,2883^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,4882 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

6. Friksi karena *Gate Valve*

$$K \text{ (number of velocity head)} = 0,17 \quad (\text{Perry 7}^{\text{ed}}; \text{Tabel 6-4})$$

$$\begin{aligned}
 F_6 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{1 \times 0,17 \times 2,2883^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0138 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\Sigma F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5 + F_6 = 1,9526 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\square \text{ bahan} = 65,4929 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_1 = P_2$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,696 \text{ psi}$$

$$= 2.116,224 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho \text{ bahan}} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$g_c = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf} \quad (\text{konstanta gravitasi})$$

$$g = 32,2 \text{ ft/dt}^2 \quad (\text{percepatan gravitasi})$$

$$Z_2 = 5 \text{ ft}$$

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{\square}{\square} = 5 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran *fluida* tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V_1 - V_2$$

$$= 0$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = \frac{0^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d. Menghitung *Power* Pompa

$$W_f = \frac{\Delta P}{\square} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \times g_c \times \alpha} + \sum F$$

$$W_f = (0 + 5 + 0 + 1,9526) \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 6,9526 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{sg bahan} = 1,0491$$

$$\text{Rate volumetrik} = 23,9330 \text{ gpm}$$

$$\text{Daya Pompa} = \frac{W_f \times \text{rate volumetrik} \times \text{sg}}{3960}$$

$$= 0,0441 \text{ HP} \quad (\text{Perry 6}^{\text{ed}}; \text{Pers. 6-11; Hal. 6-5})$$

Efisiensi pompa (η) = 45%

(Peters 5^{ed}; Fig. 12-17; Hal. 516)

$$\text{BHP} = \frac{0,1224}{0,45} = 0,0979 \text{ HP}$$

Efisiensi motor (η) = 80%

(Peters 5^{ed}; Fig. 12-18; Hal. 516)

$$\text{Power motor} = \frac{0,0979}{0,80} = 0,1224 \text{ HP}$$

Dipilih *power* = 0,5 HP

Pemilihan pompa:

Q_f = 23,9330 Gpm < 3.000 (*single suction*)

W_f = 6,9526 ft.lbf/lbm < 300 (*single stage*)

maka, dipilih pompa *sentrifugal, single stage, single suction* dengan n sebesar 3.600 rpm.

C.20 Tangki Larutan HCl 32% (T-03)

Fungsi : Menampung produk larutan HCl 32% yang dihasilkan selama proses berlangsung

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah datar dan atas tutup berbentuk *dish*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk *liquid* pada tekanan atm

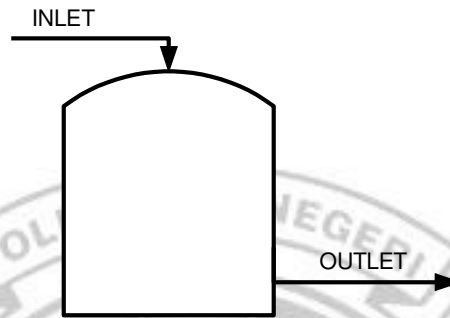
Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless steel 316* (Perry 7^{ed}; T.28-11)

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm (tekanan atmosfer)

Suhu (T) = 30 °C (suhu kamar)



Waktu tinggal = 3 hari

Waktu operasi = 24 jam

Perhitungan:

a. Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\sum \rho_i x_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{1 \cdot 0,3200 + 1 \cdot 0,6800}{1,1800 + 0,9970} \\ &= 1,0491 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 65,4929 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 5.681,82 \text{ kg/jam} \\ &= 12.528,41 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate Massa}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{12.528,41 \text{ lb/jam}}{65,4929 \text{ lb/cuft}} \\ &= 191,2940 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Pada alat ini direncanakan penyimpanan dilakukan selama 3 hari dalam 1 buah tangki agar mempermudah pengisian dan pengosongan bahan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 191,2940 \text{ cuft/jam} \times 3 \times 24 \text{ jam} \\ &= 13.773,17 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Asumsi: bahan sebanyak 20% untuk faktor keamanan (80% vol. cairan)

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= (100\% + 20\%) \times 13.773,17 \text{ cuft} \\ &= 11.018,54 \text{ cuft} \\ &= 312,0073 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Dimension ratio (H/D)} = 2 \quad (\text{Ulrich; Tabel 4-27; Hal. 248})$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$11.018,54 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$D = 19,1426 \text{ ft}$$

$$= 229,7114 \text{ in}$$

$$= 5,8347 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 19,1426 \text{ ft}$$

$$= 38,2852 \text{ ft}$$

$$= 459,4228 \text{ in}$$

$$= 11,6694 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Minimum *Shell*

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6P} + C$$

(Brownell; Pers. 13-1; Hal. 254)

Keterangan:

t_{\min} = tebal *shell* minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki ($1/2 D$); in

C = faktor korosi; in

C = 0,125 in

E = faktor pengelasan (*double welded*)

E = 0,8

f = *stress allowable*

f = 36000 psi (bahan konstruksi *Stainless Steel 316*)

(Perry 7^{ed}; T.28-11)

Hs = tinggi total material dalam tangki

= 38,2852 ft x 80%

= 30,6282 ft

P operasi = P hidrostatis

P hidrostatis = $\frac{\rho \times H}{144}$

= 13,9301 psi

P *design* = 10% dari P operasi untuk faktor keamanan

maka, P *design* = (100% + 10%) x 13,9301 psi

= 15,3231 psi

D = 229,7114 in

OD = 240 in (Brownell; Tabel 5.7; Hal. 91)

R = $1/2 D$

$$= (1/2) \times 240 \text{ in}$$

$$= 120 \text{ in}$$

maka, $t_{\min} = 0,1889 \text{ in}$

Dipilih $t = 1,25 \text{ in} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal *shell* karena tekanan atmosfer, maka tebal tutup atas sebesar $1 \frac{1}{4} \text{ in}$.



LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS

D.1 Unit Penyedia Air

Kebutuhan air untuk pabrik direncanakan menggunakan air yang bersumber dari *Water Treatment Plant* (WTP) yang tersedia di kawasan industri. Pusat kawasan industri yang direncanakan, yaitu *Java Integrated Industrial and Ports Estate* (JIPE). Kebutuhan air terdiri atas air sanitas, air pendingin, dan air proses.

D.1.1 Air Sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

a. Air untuk karyawan

Kebutuhan air setiap karyawan = 30 L/hari

Jumlah karyawan = 144 orang

Jadi, kebutuhan air total karyawan adalah:

$$\begin{aligned} W_k &= \frac{30 \text{ L}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{L}} \times 144 \\ &= 180 \text{ kg/jam} \\ &= 4,32 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

b. Air untuk laboratorium

Rencana kebutuhan air untuk laboratorium sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_l &= 10\% \times W_k \\ &= 10\% \times 180 \text{ kg/jam} \\ &= 18 \text{ kg/jam} \\ &= 0,432 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

c. Air untuk kebersihan dan tanaman

Rencana kebutuhan air untuk kebersihan dan tanaman sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}W_{kp} &= 10\% \times W_k \\ &= 10\% \times 180 \text{ kg/jam} \\ &= 18 \text{ kg/jam} \\ &= 0,432 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

d. Air prasarana lainnya

Rencana kebutuhan air untuk prasarana lainnya sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}W_{pl} &= 50\% \times W_k \\ &= 50\% \times 180 \text{ kg/jam} \\ &= 90 \text{ kg/jam} \\ &= 2,16 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Jadi, total air sanitasi (W_{as})

$$\begin{aligned}W_{as} &= W_k + W_l + W_{kp} + W_{pl} \\ &= (4,32 + 0,432 + 0,432 + 2,16) \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 7,34 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

D.1.2 Air Pendingin

Air pendingin yang telah digunakan harus didinginkan kembali dalam *cooling tower* untuk menghemat air, sehingga perlu sirkulasi air pendingin. Untuk itu, tersedia *make up water* sebagai pengganti kebutuhan.

Tabel D.1 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Cooling Water	
		(kg/jam)	(lb/jam)
1.	<i>Silica Tower</i>	22.500,15	49.604,33
2.	<i>Coke Tower</i>	90.795,2	200.169,18
3.	<i>Cooling Conveyor</i>	1.076,2	2.372,66
Total		114.371,61	252.146,16

Kebutuhan air pendingin total = 252.146,16 lb/jam
 = 2.744,9640 m³/hari

Make up water diambil 20% kebutuhan total = 20% x 2.744,9640 m³/hari
 = 548,99 m³/hari

D.1.3 Air Proses

Tabel D.2 Kebutuhan Air Proses

No.	Alat	Process Water	
		(kg/jam)	(lb/jam)
1.	<i>Absorber & Scrubber</i>	992,83	2.188,8129
2.	Tangki Pengencer H ₂ SO ₄	737,80	1.626,5722
Total		1.730,63	3.815,3850

Kebutuhan air proses = 3.815,3850 lb/jam
 = 61,1440 ft³/jam
 = 1,7304 m³/jam
 = 41,5290 m³/hari

D.1.4 Perhitungan Unit Penyedia Air

D.1.4.1 *Cooling Tower*

Fungsi : Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai air pendingin.

Jenis : *Cross Flow Induced Draft Cooling Tower*

Berikut kebutuhan *cooling tower* yang akan digunakan:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan } \textit{cooling water} &= 252.146,16 \text{ lb/jam} \\ &= 114.373,50 \text{ kg/jam} \\ &= 2.744.964,01 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Air} = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Air} &= \frac{2.744.964,01 \text{ kg/hari}}{1.000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2.744,9640 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 114,37 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Air bekas pendingin perlu disirkulasi untuk menghemat penggunaan air dengan asumsi terjadi kehilangan 5% dari total air sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin yang disirkulasi} &= 95\% \times \text{Volume Air pendingin} \\ &= 95\% \times 2.744,9640 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 2.607,7158 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Rencana dalam penyediaan air pendingin, yaitu 10% lebih besar dari kebutuhan normal dengan mempertimbangkan faktor keamanan. Untuk itu, jumlah air yang harus ditambahkan sebagai *make up water* sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan } \textit{make up water} &= 20\% \times 2.744,9640 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 548,99 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi, total kebutuhan air (disirkulasi)} &= \frac{2.744,9640 \text{ m}^3/\text{hari} \times 264,17 \text{ gallons}}{24 \text{ jam} \times 60 \text{ menit}} \\ &= 503,5674 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Berikut spesifikasi *cooling tower* yang akan digunakan:

- a. Rate *volumetrik* sebesar 503,5674 gpm

b. Udara sebagai pendingin dengan *relative humidity* 70%.

c. Suhu air masuk *cooling tower* (T_1) = 45 °C = 113 °F

d. Suhu air keluar *cooling tower* (T_2) = 30 °C = 86 °F

e. Diambil kondisi 70% *relative humidity* 30°C

$T_{dry\ bulb}$ (T_{db}) = 30 °C = 86 °F

$T_{wet\ bulb}$ (T_{wb}) = 26 °C = 78,8 °F

f. Temperatur *Approach* = $T_2 - T_{wb}$

$$= (86 - 78,8) \text{ °F}$$

$$= 7,2 \text{ °F}$$

g. Temperatur *Range* = $T_1 - T_2$

$$= (113 - 86) \text{ °F}$$

$$= 27 \text{ °F}$$

h. Konsentrasi *cooling water* pada suhu 30°C = 2 gpm/ft²

(Perry 7ed; Fig. 12-14)

Luas area pendingin (A) = $\frac{503,5674 \text{ gpm}}{2 \text{ gpm/ft}^2}$

$$= 251,7837 \text{ ft}^2$$

Menghitung *Make Up Water*

Aliran air sirkulasi masuk *cooling tower* (W_c) = 2.744,9640 m³/hari

$$= 114,3735 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Evaporation Loss (W_e) = 0,00085 x W_c x ($T_1 - T_2$)

$$= 0,00085 \times 114,3735 \text{ m}^3/\text{jam} \times 27 \text{ °F}$$

$$= 2,62 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Water Drift Loss (Wd)

Air yang keluar karena fan berputar memiliki standar 0,1 – 0,2% dari jumlah air yang bersirkulasi (Perry 7th ed; Hal. 12-17).

$$\begin{aligned} W_d &= 0,002 \times W_c \\ &= 0,002 \times 114,3735 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,2287 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Water Blow Down (Wb)

$$W_b = \frac{W}{(S-1)} \quad (\text{Perry 7}^{\text{th}} \text{ ed; Hal. 12-17})$$

Keterangan:

Wb = air yang dibuang untuk menurunkan konsentrasi padatan dalam air sirkulasi

S = rasio klorida dalam air sirkulasi terhadap air *make up* dengan range 3-5.

S = 5 (dipilih)

maka,

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{2,62 \text{ m}^3/\text{jam}}{5 - 1} \\ &= 0,6562 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Jadi air yang dibutuhkan untuk penambahan (*make up water*) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} W_m &= W_e + W_d + W_b \\ &= (2,62 + 0,2287 + 0,6562) \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3,5098 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Melalui dasar perhitungan Perry 7th ed, diperoleh:

- Tinggi *cooling tower* = 35 ft
- Jumlah *deck* = 12 buah
- Lebar *cooling tower* = 12 ft
- Kecepatan angin = 3 mil/jam

$$L = \frac{Gpm \times W}{C \times 12 \times CW \times CH} \quad (\text{Perry 7}^{\text{th}} \text{ ed; 1999})$$

Keterangan:

- L = panjang *cooling tower* (ft)
- W = *wind correction factor*
- C = konsentrasi air/ft² *cooling tower*
- CW = *wet bulb correction factor*

Melalui Perry 7th ed halaman 5-24 diperoleh data sebagai berikut:

- W = 1
- CW = 0,98
- C = 2
- CH = 1,25

Dengan demikian, diperoleh:

$$\begin{aligned} L &= \frac{503,5675 \times 1}{2 \times 12 \times 1 \times 1,25} \\ &= 16,7856 \text{ ft} \\ &= 17 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi Menara (H)

Range pendingin pada suhu 25 – 35 °F dengan *temperature approach* 7,2 °F, maka diperoleh tinggi menara 35 – 40 ft. Untuk, temperatur 27 °F diperoleh tinggi menara sebagai berikut:

$$\frac{27 - 25}{35 - 25} = \frac{y - 35}{40 - 35}$$
$$y = 36 \text{ ft}$$

Diameter Menara

Luas menara (A) = 251,7837 ft²

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$
$$251,7837 \text{ ft}^2 = 0,785 \times D^2$$
$$D^2 = 320,7436 \text{ ft}^2$$
$$D = 17,9093 \text{ ft}$$
$$= 5,4588 \text{ m}$$

Daya Motor Penggerak Fan Cooling Tower

Dengan *performance* dari *cooling tower* 90%, maka diperoleh:

$$\text{Power Fan} = 0,031 \text{ HP/ft}^2 \quad (\text{Perry 7}^{\text{th}} \text{ ed; Fig. 12.15})$$

Tenaga yang dibutuhkan = Luas *cooling tower* x 0,031 HP/ft²

$$= 251,7837 \text{ ft}^2 \times 0,031 \text{ HP/ft}^2$$

$$= 7,8053 \text{ HP}$$

Efisiensi Fan = 0,8

$$\text{Fan Power} = \frac{7,8053}{0,8}$$

$$= 10 \text{ HP}$$

D.1.4.2 Bak Penampung Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih dari WTP yang tersedia

Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang yang terbuat dari beton

$$\text{Rate volumetrik} = 2793,8370 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 116,4099 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

Volume air dalam bak penampung:

$$\text{Volume air} = \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 116,4099 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 116,4099 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung direncanakan 85% terisi air, maka:

$$\text{Volume bak} = \frac{116,4099 \text{ m}^3}{0,85}$$

$$= 136,9528 \text{ m}^3$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi (H)} = \text{Lebar (L)}$$

$$\text{Panjang (P)} = 2 \times \text{Lebar}$$

$$\text{Volume bak penampung air} = P \times L \times H$$

$$136,9528 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$68,4764 \text{ m}^3 = L^3$$

$$L = 4,0912 \text{ m}$$

$$H = 4,0912 \text{ m}$$

$$P = 2 \times 4,0912 \text{ m}$$

$$= 8,1823 \text{ m}$$

Check volume

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 8,1823 \text{ m} \times 4,0912 \text{ m} \times 4,0912 \text{ m} \\ &= 136,9528 \text{ m}^3 \quad (\text{memenuhi})\end{aligned}$$

Volume Bak > Volume *Liquid* (Memenuhi)

D.1.4.3 Bak Penampung Air Pendingin

Fungsi : Menampung air pendingin dari *cooling tower* untuk pendingin.

Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang yang terbuat dari beton

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetrik} &= 2.744,9640 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 114,3735 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

Volume air dalam bak penampung:

$$\begin{aligned}\text{Volume air} &= \text{Rate volumetric} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 114,3735 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 114,3735 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak penampung direncanakan 80% terisi air, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \frac{114,3735 \text{ m}^3}{0,8} \\ &= 142,9669 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi (H)} = \text{Lebar (L)}$$

$$\text{Panjang (P)} = 2 \times \text{Lebar}$$

$$\text{Volume bak penampung air} = P \times L \times H$$

$$142,9669 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$71,4834 \text{ m}^3 = L^3$$

$$L = 4,1502 \text{ m}$$

$$H = 4,1502 \text{ m}$$

$$P = 8,3004 \text{ m}$$

Check volume

$$\text{Volume bak} = 8,3004 \text{ m} \times 4,1502 \text{ m} \times 4,1502 \text{ m}$$

$$= 142,9669 \text{ m}^3 \quad (\text{memenuhi})$$

$$\text{Volume Bak} > \text{Volume Liquid} \quad (\text{memenuhi})$$

D.1.4.4 Bak Penampung Air Sanitasi

Fungsi : Menampung air bersih dari bak penampung air bersih untuk keperluan sanitasi dan tempat menambahkan desinfektan (*chlorin*)

Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang yang terbuat dari beton.

$$\text{Rate volumetrik} = 7,3440 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 0,3060 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

Volume air dalam bak penampung:

$$\text{Volume air} = \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,3060 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 7,344 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung direncanakan 85% terisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{7,344 \text{ m}^3}{0,85}$$

$$= 8,6400 \text{ m}^3$$

Asumsi:

Tinggi (H) = Lebar (L)

Panjang (P) = 2 x Lebar

Volume bak penampung air = P x L x H

$$8,6400 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$4,3200 \text{ m}^3 = L^3$$

$$L = 1,6287 \text{ m}$$

$$H = 1,6287 \text{ m}$$

$$P = 3,2573 \text{ m}$$

Check volume

Volume bak = 3,2573 m x 1,6287 m x 1,6287 m

$$= 8,6400 \text{ m}^3 \text{ (memenuhi)}$$

Volume Bak > Volume *Liquid* (memenuhi)

Untuk membunuh kuman digunakan desinfektan jenis *chlorine* dengan kebutuhan *chlorine* sebesar 200 mg/L (Wesley; Hal. 96).

Jumlah *chlorine* yang harus ditambahkan sebesar 200 mg/L, maka dalam 1 tahun perlu ditambahkan *chlorine* sebagai berikut:

$$\text{Jumlah } \textit{chlorine} = 200 \text{ mg/L} \times 7.344 \text{ L/hari} \times 330 \text{ hari}$$

$$= 484.704.000 \text{ mg/tahun}$$

$$= 484,704 \text{ kg/tahun}$$

D.1.4.5 Bak Penampung Air Proses

Fungsi : Menampung air lunak dari bak penampung air bersih

Bentuk : Bak berbentuk persegi panjang terbuat dari beton.

$$\text{Rate Volumetrik} = 41,5290 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 1,7304 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$

Volume air dalam bak penampung:

$$\text{Volume air} = \text{Rate volumetric} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 1,7304 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam}$$

$$= 20,7645 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung direncanakan 85% terisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{20,7645 \text{ m}^3}{0,85}$$

$$= 24,4288 \text{ m}^3$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi (H)} = \text{Lebar (L)}$$

$$\text{Panjang (P)} = 2 \times \text{Lebar}$$

$$\text{Volume bak penampung air} = P \times L \times H$$

$$24,4288 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$12,2144 \text{ m}^3 = L^3$$

$$L = 2,3030 \text{ m}$$

$$H = 2,3030 \text{ m}$$

$$P = 4,6060 \text{ m}$$

Check volume

$$\text{Volume bak} = 4,6060 \text{ m} \times 2,3030 \text{ m} \times 2,3030 \text{ m}$$

$$= 24,4288 \text{ m}^3 \text{ (memenuhi)}$$

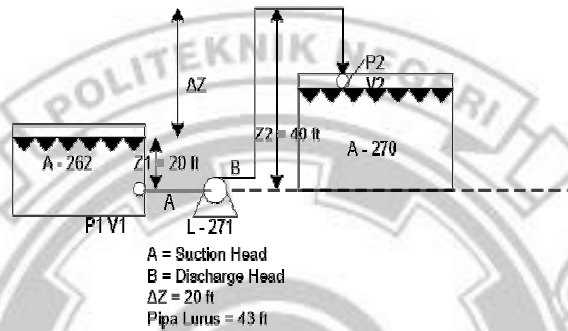
Volume Bak > Volume *Liquid* (memenuhi)

D.1.4.6 Pompa Bak Penampung Air Sanitasi (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih ke bak penampung air sanitasi

Type : Pompa sentrifugal

Dasar pemilihan: Sesuai untuk bahan *liquid* yang memiliki viskositas rendah



Perhitungan:

ρ Air = 62,43 lb/cuft = 1,0001 g/ml

Densitas air 30°C = 86°F = 995,2944 kg/m³ (Badger; App.9; Hal. 733)

Bahan masuk = 0.3060 m³/jam x 995,294448 kg/m³
 = 304,5601 kg/jam
 = 671,4393 lb/jam

Rate Volumetrik (qf) = $\frac{\square \square \square \square}{\square \square \square \square}$
 = $\frac{671,4393 \square / \square}{62,43 \square / \square \square \square}$

= 10,7551 cuft/jam

= 0,1793 cuft/menit

= 1,3409 gpm

= 225,1625 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{sg Bahan} &= \frac{\rho \text{ bahan}}{\square \square \square \square \square \square \square \square} \\
 &= \frac{62,43 \square \square / \square \square \square \square}{62,43 \square \square / \square \square \square \square} \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

μ berdasarkan sg bahan:

$$\text{sg reference} = 1 \quad (\text{Kern; Tabel 6; Hal. 808})$$

$$\mu \text{ reference} = 0,95 \text{ cp} \quad (\text{Kern; Fig. 14; Hal. 823})$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ bahan} &= \frac{\text{sg bahan}}{\square \square \square \square \square \square \square \square} \times \mu \text{ reference} \\
 &= \frac{1}{1} \times 0,95 \text{ cp} \\
 &= 0,95 \text{ cp} \\
 &= 0,000638372 \text{ lb/ft.detik}
 \end{aligned}$$

Perencanaan Pompa

Asumsi aliran turbulen:

Di optimum untuk aliran turbulen, $NRe > 2100$ digunakan persamaan berikut:

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters 4}^{\text{th}}; \text{Pers.15; Hal. 496})$$

Keterangan:

qf = fluid flow rate; cuft/detik

ρ = fluid density; lb/cuft

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pipa optimum (Di)} &= 3,9 \times 0,002987521^{0,45} \times 62,43^{0,13} \\
 &= 0,4879 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa 1/4 in, sch. 40 (Geankoplis, 1997):

$$\text{OD} = 0,54 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,364 \text{ in} \\
 &= 0,0303 \text{ ft} \\
 &= 0,0092 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= (1/4 \times \pi \times ID^2) \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times 0,0303^2 \\
 &= 0,0007 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Aliran (V}_2\text{)} &= \frac{\square}{\square} \\
 &= \frac{0,0030 \square\square\square/\square\square\square}{0,0007 \square^2} \\
 &= 4,1362 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Pemeriksaan bilangan reynold (NRe):

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold} &= \frac{\square\square\square}{\square} \\
 &= \frac{0,0303 \text{ ft} \times 4,1362 \text{ ft/detik} \times 62,43 \text{ lb/cuft}}{0,000638372 \text{ lb/ft.detik}} \\
 &= 12.269,90 > 2100 \quad (\text{asumsi turbulen benar})
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa *commercial steel*, $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$ (Geankoplis 3ed; Hal. 88)

$$\epsilon/D = 0,001124859$$

$$f = 0,0036 \quad (\text{Geankoplis; Fig. 2; Hal. 10- 3})$$

$$gc = 32,174 \text{ ft.lbm/detik.lbf}$$

Berikut persamaan Bernoulli yang digunakan:

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\square} + \Delta Z \frac{g}{\square\square} + \frac{\Delta V^2}{2 \square\square} + \square\square$$

Perhitungan friksi berdasarkan Peters & Timmerhaus, 4ed Tabel 1 halaman 848

Tabel D.3 Panjang Ekuivalen *Suction*

Sambungan/Fitting	Jumlah	Le/D
<i>Elbow standard 90°</i>	3	32
<i>Gate valve open</i>	1	7
<i>Globe open</i>	1	300

Panjang ekuivalen *suction*, L_e (Peters 4ed; Tabel-1)

ID pipa = 0,0303 ft

Taksiran panjang pipa lurus = 40 ft

3 <i>Elbow 90°</i>	= 3 x 32 x 0,0303 ft	= 2,9120 ft
1 <i>Globe Valve</i>	= 1 x 300 x 0,0303 ft	= 9,1000 ft
1 <i>Gate Valve</i>	= 1 x 7 x 0,0303 ft	= 0,2123 ft
Panjang Total Pipa		= 52,2243 ft

Menentukan *friction loss*

Friksi yang terjadi:

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times L_e}{gc \times D} \quad (\text{Geankoplis 3ed; Pers. 2; Hal. 10-6})$$

$$= \frac{2 \times 0,0036 \times 4,1362^2 \times 52,2243}{32,174 \times 0,0303}$$

$$= \frac{6,4329}{0,9759}$$

$$= 6,5915 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangka ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} \quad (\text{Geankoplis 3ed; Pers. 2; Hal. 10-16})$$

$$k = 0,4 \quad (\text{Peters 4ed; Hal. 484})$$

$$\square = 1 \quad ; \text{ untuk aliran turbulen} \quad (\text{Peters 4ed; Hal 484})$$

$$F_2 = \frac{0,4 \times 4,1362^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,1063 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi karena *enlargement* (ekspansi) dari pipa ke tangka

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} \quad (\text{Geankoplis 3ed, Pers. 2.10-15})$$

$$= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times gc} \quad ; (A_1 < A_2, \text{ maka } V_1 \text{ dianggap} = 0)$$

$$= \frac{4,1362^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,2659 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4. Friksi karena *Elbow 90°*

$$F_4 = \frac{K_f \times V^2}{2}$$

$$= \frac{0,75 \times 17,10810734}{2}$$

$$= 6,4155 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5. Friksi karena *Globe Valve*

$$F_5 = \frac{K_f \times V^2}{2}$$

$$= \frac{6 \times 17,10810734}{2}$$

$$= 51,3243 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6. Friksi karena *Gate Valve*

$$F_6 = \frac{K_f \times V^2}{2}$$

$$= \frac{0,17 \times 17,10810734}{2}$$

$$= 1,4542 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned}\Sigma F &= F1 + F2 + F3 + F4 + F5 + F6 \\ &= (6,5915 + 0,1063 + 0,2659 + 6,4155 + 51,3243 + 1,4542) \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 66,1577 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Kerja Pompa/Head Pompa (W)

Dengan hukum Bernoulli (Pers.10 Peters), didapatkan kerja pompa:

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\square} + \Delta Z \frac{g}{\square} + \frac{\Delta v^2}{2 \square \square} + \square \square$$

Keterangan:

W = Head pompa (ft.lbf/lbm)

$\frac{\square}{\square}$ = Pressure head (ft.lbf/lbm)

ΔZ = Potensial head (ft.lbf/lbm)

$\frac{\Delta v^2}{2 \square \square}$ = Velocity head (ft.lbf/lbm)

F = Friction head (ft.lbf/lbm)

gc = 32,17 ft.lbm mass/s².lbf

g = 32,17 ft/s²

\square = 1 (aliran turbulen)

P1 = 1 atm
 = 14,7 psi x 144 lbf/ft²
 = 2116,8 lbf/ft²

Tinggi bahan = 5,34334 ft

ρ bahan = 62,4300 lb/cuft

$$\begin{aligned}
 P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\
 &= 62,4300 \times 1 \times 5,34334 \\
 &= 333,5848 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= P \text{ hidrostatik} + P \text{ atm} \\
 &= 333,5848 \text{ lbf/ft}^2 + 2116,8 \text{ lbf/ft}^2 \\
 &= 2450,3848 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P &= P_2 - P_1 \\
 &= (2450,3848 - 2116,8) \text{ lbf/ft}^2 \\
 &= 333,5848 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\frac{\square}{\square} = 5,343341936 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Asumsi:

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 15 \text{ ft}$$

$$g/g_c = 1 \text{ lbf/lbm}$$

$$g \text{ (percepatan gravitasi bumi)} = 32,174 \text{ ft.lbm/dt}^2.\text{lbf}$$

$$g_c \text{ (konstanta gravitasi bumi)} = 32,174 \text{ ft/dt}^2$$

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times g_c} = \frac{4,1362}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,2659 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Delta Z \frac{g}{\square} = (Z_2 - Z_1) \times \frac{g}{\square}$$

$$= (15 - 0) \times 1$$

$$= 15,0000 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli:

$$Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2\rho} + \dots$$

$$Wf = 5,3433 + 15 + 0,2659 + 66,1577$$

$$= 86,7669 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung Daya Pompa

Sg campuran = 1 ; berdasarkan sg bahan (Himmelblau)

Rate Volumetrik = 1,3409 gpm,

$$Hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (gpm)} \times 1}{sg \times 3960} \quad (\text{Perry 7}^{\text{th}} \text{ ed; 1999})$$

$$= \frac{86,7669 \times 1,3409 \times 1}{3960}$$

$$= 0,0294 \text{ HP}$$

Rate volumetric = 1,340892476 gpm

Viskositas (μ) = 0,95 Cp = 0,95 Cs

Efisiensi Pompa = 20% (Peters 4ed; Fig. 14 – 37; Hal. 520)

$$Bhp = \frac{Bph}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{0,0294}{0,2}$$

$$= 0,14690 \text{ Hp}$$

Menghitung daya motor

Efisiensi motor = 80% (Peters 4ed; Fig. 14 – 38; Hal. 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{0,14690}{80\%}$$

$$= 0,18363 \text{ Hp}$$

Dengan melakukan perhitungan seperti pada pompa Bak Penampung Air Sanitasi (PU-01), maka diperoleh data hasil perhitungan untuk pompa lainnya pada tabel D.4.

Tabel D.4 Hasil Perhitungan Pompa

Pompa	Laju Alir, Q_f (kg/jam)	A (ft ²)	ID (in)	V (ft/s)	L (ft)	Power Motor (HP)	BHP (HP)
PU-02	225,1625	0,0007	0,364	4,1362	52,2243	0,18363	0,14690
PU-03	225,1625	0,0007	0,364	4,1362	52,2243	0,18363	0,14690
PU-04	254,6506	0,0007	0,364	4,6779	12,2243	0,21721	0,17376
PU-05	21039,74	0,0513	3,068	5,4404	35,5548	2,0756	1,7435
PU-06	21035,73	0,0232	2,067	11,9835	119,417	7,6826	6,68391
PU-07	21039,74	0,0513	3,068	5,4405	153,033	2,9619	2,48807

D.2 Unit Penyedia Listrik

Tenaga listrik yang dibutuhkan pabrik ini dipenuhi oleh PLN daerah setempat sebagai sumber listrik utama. Sementara itu, disediakan pula Generator Set sebagai pemasok listrik cadangan jika terjadi gangguan listrik. Pemakaian listrik untuk memenuhi kebutuhan pabrik, yaitu untuk keperluan proses dan penerangan.

Tabel D.5 Kebutuhan Daya Alat Proses

No.	Nama Alat Peralatan Proses	Power (hp)
1.	<i>Bucket elevator</i>	2
2.	Pompa - 1	0,5
3.	Tangki pengencer H ₂ SO ₄	1
4.	Pompa - 2	0,5
5.	Blower 1	3,0438
6.	<i>Mannheim furnace</i>	2
7.	<i>Screw conveyor</i>	2
8.	<i>Blower - 2</i>	10,1707
9.	Pompa - 3	0,5
10.	Pompa - 4	0,5
Total		22

Tabel D.6 Kebutuhan Daya Alat Utilitas

No.	Nama Alat Peralatan Utilitas	Power (hp)
1.	<i>Cooling Tower</i>	10
2.	Pompa ke Bak Air Sanitasi	0,18363
3.	Pompa ke Bak Air Proses	0,18363
4.	Pompa ke Bak Air Pendingin	0,18363
5.	Pompa Air Proses	0,217
6.	Pompa Air Pendingin	2,0756
7.	Pompa <i>Cooling Tower</i>	7,6827
8.	Pompa <i>Recycle</i> Air Pendingin	3
Total		21,49

$$1 \text{ Hp} = 0,7456 \text{ kW}$$

$$P \text{ Proses} = 22 \text{ HP} \times 0,7456 \text{ kW}$$

$$= 16,5631 \text{ kW}$$

$$P \text{ Utilitas} = 21,49 \text{ HP} \times 0,7456 \text{ kW}$$

$$= 16,02 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik untuk pabrikasi (P pabrikasi)

$$P \text{ pabrikasi} = P \text{ proses} + P \text{ utilitas}$$

$$= 16,5631 \text{ kW} + 16,02 \text{ kW}$$

$$= 32,5848 \text{ kW}$$

Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dihitung tiap lokasi. Dengan menggunakan perbandingan beban listrik lumen/m²

$$1 \text{ foot candle} = 10,076 \text{ lumen/m}^2$$

$$1 \text{ lumen} = 0,0015 \text{ W}$$

Tabel D.7 Kebutuhan listrik untuk penerangan

No	Lokasi	Luas (m ²)	Foot candle	Lumen / m ²
1.	Jalan	1000	100	1007600
2.	Pos Keamanan	25	2,5	25190
3.	Parkir	100	10	100760
4.	Taman	30	3	30228
5.	K3 dan Lingkungan	200	20	10,076
6.	Aula	500	50	503800
7.	Bengkel	100	10	100760
8.	Kantor	1200	120	1209120
9.	Kantin Karyawan	70	7	70532
10.	Kantin Umum	70	7	0,0105
11.	Poliklinik	70	7	70532
12.	Mushola	70	7	70532
13.	Ruang Proses	3100	310	3123560
14.	Ruang Kontrol	100	10	100760
15.	Laboratorium	300	30	302280
16.	Storage Produk	300	30	302280
17.	Storage Bahan Baku	300	30	302280
18.	Daerah Perluasan	2600	260	2619760
19.	Utilitas	200	20	201520
Total		10.000	1.013,5	9.950.050,011

Untuk penerangan daerah proses, daerah perluasan, daerah utilitas, daerah bahan baku, daerah produk, tempat parkir, bengkel, gudang, jalan, dan taman digunakan *mercury* 250 watt yang mempunyai besar lumen *ouput* sebagai berikut:

Lumen *Output* = 1666666,6667 lumen

(Perry 7 ed; *Conversion Table*)

Tabel D.8 Jumlah Lampu Merkury

No.	Lokasi	Lumen / m ²
1	2	3
1.	Ruang Proses	3.123.560
2.	Daerah Perluasan	2.619.760
3.	Utilitas	201.520

1	2	3
4.	Storage Bahan Baku	302.280
5.	Storage Produk	302.280
6.	Parkir	100.760
7.	Bengkel	100.760
8.	Jalan Aspal	1.007.600
9.	Taman	30.228
Total		7.788.748

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lampu } mercury \text{ yang dibutuhkan} &= \frac{7788748}{1666666,6667} \\
 &= 46,732488 \\
 &= 47 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Untuk penerangan lainnya digunakan lampu TL 40 Watt dengan lumen *output* sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Lumen } output &= 2666666,6667 \\
 \text{Jumlah lampu TL yang dibutuhkan} &= \frac{9950050,011-7788748}{2666666,6667} \\
 &= 81,048825539 \\
 &= 81 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan listrik untuk penerangan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Listrik} &= (\text{Jumlah lampu } mercury \times 250 \text{ watt}) + (\text{Jumlah Lampu TL} \times 40 \text{ watt}) \\
 &= (47 \times 250) + (81 \times 40) \\
 &= 14.990 \text{ watt} \\
 &= 14,99 \text{ kWh}
 \end{aligned}$$

Asumsi:

$$\text{Kebutuhan listrik untuk AC kantor} = 20 \text{ kWh}$$

Supply PLN untuk penerangan, AC, peralatan proses, serta peralatan utilitas sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Listrik} &= 14,99 + 20 + 32,5848 \\ &= 67,5748 \text{ kWh}\end{aligned}$$

Untuk menjamin kelancaran dalam penyediaan perlu ditambah 20% dari total kebutuhan, sehingga total kebutuhan listrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan listrik} &= 1,2 \times 67,5748 \\ &= 81,09 \text{ kWh}\end{aligned}$$

Generator Set

Direncanakan digunakan : *Generator Portable Set*

Dasar pemilihan : Penempatannya yang mudah

Effisiensi *generator set* : 0,8

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan utilitas sebesar 32,5848 kWh

Untuk menjamin kelancaran dalam penyediaan perlu ditambah 20% dari total kebutuhan, sehingga kebutuhan listrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik} &= 1,2 \times 32,5448 \\ &= 39,1018 \text{ kWh}\end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas generator set total} = \frac{39,1018 \text{ kWh}}{0,8}$$

$$= 48,8772 \text{ kWh}$$

$$1 \text{ kW} = 56,87 \text{ Btu/menit}$$

$$Q_{\text{generator}} = 48,8772 \text{ kWh} \times 56,87 \text{ Btu/menit}$$

$$= 2.779,6494 \text{ Btu/menit}$$

Heating Value minyak bakar = 19.065,6944 Btu/lb (Perry 7ed, 1999)

$$\begin{aligned}\text{Bahan bakar untuk generator} &= \frac{2.779,6494 \text{ Btu/menit}}{19.065,6944 \text{ Btu/lb}} \\ &= 0,1458 \text{ lb/menit} \\ &= 3,9714 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Dengan demikian, dalam perencanaan ini harus disediakan generator pembangkit tenaga listrik yang dapat menghasilkan daya listrik yang sesuai.

Kebutuhan bahan bakar solar sebesar = 3,9714 kg/jam

Berat jenis bahan bakar = 870 kg/m³
= 0,87 kg/L

Kebutuhan bahan bakar = $\frac{3,9714 \text{ kg/jam}}{0,87 \text{ kg/L}}$
= 4,5648 L/jam
= 109,5561 L/hari

D.3 Tangki Penyimpanan Bahan Bakar

Fungsi : Menyimpan bahan bakar fuel oil untuk kebutuhan burner.

Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan plat datar (*flat bottom*) dan atap torispherical *dished*

Rate massa = 39,30 kg/jam
= 86,65 lb/jam

ρ Fuel Oil No.6 = 50 lb/cuft (Engineering toolbox)

Rate Volumetrik = $\frac{\text{Rate Massa}}{\rho}$
 $= \frac{86,65}{50}$
= 1,73 cuft/jam

Direncanakan penyimpanan bahan bakar selama 7 hari:

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= 1,73 \text{ cuft/jam} \times \frac{24 \square}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 291,13198 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Direncanakan penggunaan 6 tangki untuk penyimpanan 7 hari, maka volume bahan:

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= 291,13198 \text{ cuft} / 6 \text{ tangki} \\ &= 48,52199601 \text{ cuft / tangki}\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1,2 \times 48,52199601 \\ &= 58,22639521 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Dimensi ratio (H/D)} = 1 \quad (\text{Ulrich T.4-27})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= 1/4 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\ &= 1/4 \times 3,14 \times \square^2 \times 1,5 D_s \\ &= 0,785 D_s^3\end{aligned}$$

$$V \text{ tutup atas} = 0,000049 D_s^3 \quad (\text{Torispherical})$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$58,22639521 \text{ cuft} = 0,785 D_s^3 + 0,000049 D_s^3$$

$$58,22639521 \text{ cuft} = 0,785049 D^3$$

$$\begin{aligned}D_t &= 4,201532362 \text{ ft} \\ &= 50,41838834 \text{ in} \\ &= 1,280627064 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_t &= 4,201532362 \text{ ft} \\
 &= 50,41838834 \text{ in} \\
 &= 1,280627064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan Ketebalannya

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= \frac{\pi}{4} \times D^3 \times H \\
 58,22639521 \text{ cuft} &= 1,57 D^3 \\
 D &= 3,33482783 \text{ ft} \\
 &= 40,01793396 \text{ in} \\
 H &= 3,33482783 \text{ ft} \\
 &= 40,01793396 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Design

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,696 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan *over design* yang digunakan 5-10% dari kerja normal

Tekanan *design* dipilih 5% dari tekanan operasi *hopper* untuk faktor keamanan

$$\begin{aligned}
 P_D &= (P_{\text{operasi}}) \times 1,05 \\
 &= 14,696 \times 1,05 \quad (\text{Brownell; Hal. 88}) \\
 &= 15,4308 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{\frac{P D}{f e - P}}{f e - P} + \frac{C}{f e - P} \quad (\text{Brownell \& Young; Pers 13.12; Hal. 258})$$

Keterangan:

t_{\min} = tebal shell minimum ; in

P = tekanan tangki ; Psi

r_i = jari-jari tangka ; in

C = faktor korosi ; in

E = faktor pengelasan, digunakan *doubel welded*

e = 0,8

f = *stress allowable*

f = 12.650 (bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C*)

(Brownell, T.13-1)

r_i = 0,5 x 50,4184

= 25,20919417 in

$t_{\min} = \frac{\square\square\square}{fe-0,6P} + C$

= $\frac{15,4308 \square 25,20919417}{10120 - 9,25848} + \frac{1}{8}$

= 0,038473739 in + 0,125 in

= 0,163473739 in

$t_{\min} = 4/9$ in (dipilih)

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah (*Torispherical dished*)

Tutup atas berbentuk standar *dished head*

OD = ID + 2 t_{\min}

= 50,41838834 + (2 x 0,4375)

(Brownell: 88)

= 51,29338834 in

= 4,274449029 ft

$$rc = 25,64669417 \text{ in}$$

$$= 2,137224514 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup (h)} = rc - [(rc)^2 - D^2/4]^{0,5}$$

$$= 2,137224514 - [(2,137224514)^2 - (4,201532362)]$$

$$= 1,744146815 \text{ ft}$$

$$\text{Volume dishead} = 1,1 \times h^2 \times (3rc-h)$$

$$= 1,1 \times 3,042048114 \times (3 \times 2,137)$$

$$= 15,61872497 \text{ cuft}$$

$$\text{Bentuk} = \textit{Flanged and standart dished head}$$

Tebal standart torispherical dished (atas):

$$t_h = \frac{0,885 \times P \times rc}{fE - 0,1P} + C$$

(Brownell & Young; Pers 13.12; Hal. 258)

Keterangan:

P_d = Tekanan desain (Psi)

D_i = Diameter dalam (in)

E = Faktor pengelasan

$E = 0,8$

t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{0,885 \times 15,4308 \times 25,64669417}{(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 15,4308)} + 0,125$$

$$= 0,034613763 + 0,125$$

$$= 0,159613763 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* = 3/8 in

LAMPIRAN E PEHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	: 45.000 ton/tahun
Satuan tahun operasi	: 330 hari
Waktu operasi	: 24 jam/hari
Rencana pabrik beroperasi	: Tahun 2027
UMR Gresik 2024	: Rp 4.462.031 per bulan
Nilai kurs \$: Rp 15.410 (per tanggal 5 September 2024)

(Bank Indonesia, 2024)

Menurut Aries & Newton (1955) perhitungan ekonomi meliputi:

A. *Production Cost* (Biaya Produksi)

1. *Capital Investment*

- a. Modal tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI)
- b. Modal kerja / *Working Capital Investment* (WCI)

2. *Manufacturing Cost*

- a. Biaya produksi langsung / *Direct Manufacturing Cost*
- b. Biaya produksi tetap / *Indirect Manufacturing Cost*
- c. *Fixed Manufacturing Cost*

3. *General Expense*

- a. Administrasi
- b. Sales
- c. Research
- d. Finance

B. Analisa Kelayakan

1. Keuntungan (*Profit*)
2. *Return On Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Profit On Sales* (POS)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)
7. *Discounted Cash Flow* (DCF)

E.1 *Production Cost* (Biaya Produksi)

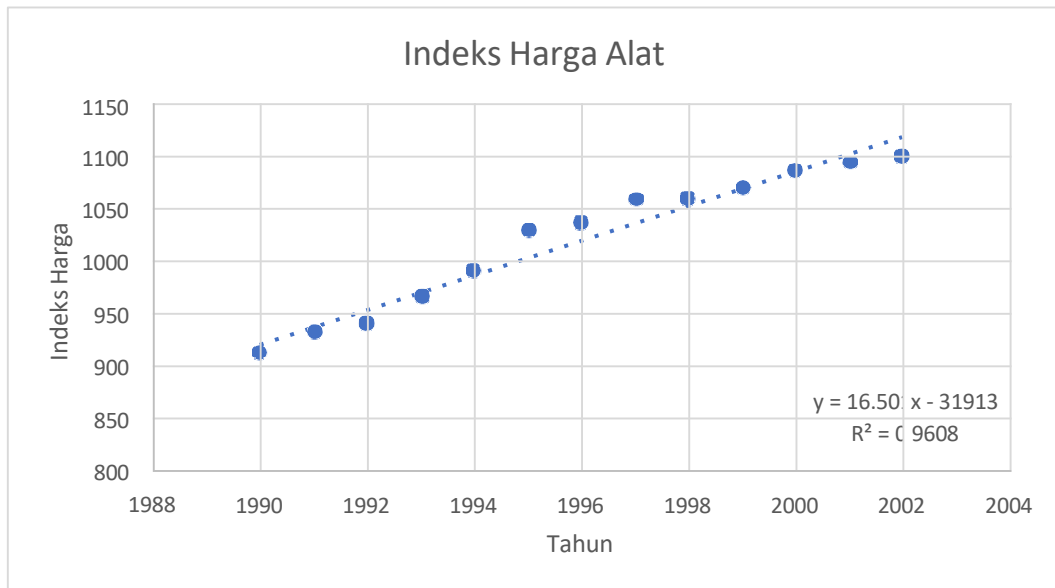
E.1.1 Harga Peralatan

Harga peralatan proses setiap tahun terus mengalami perubahan sesuai kondisi perekonomian dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan pada saat ini, dapat ditafsir dari harga tahun sebelumnya dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel E.1 Indeks Harga Tahun 1990-2002

Tahun	Indeks Harga
1990	915,1
1991	930,6
1992	943,1
1993	964,2
1994	993,4
1995	1.027,5
1996	1.039,1
1997	1.056,8
1998	1.061,9
1999	1.068,3
2000	1.089
2001	1.093,9
2002	1.102,5

Sumber: Peters; Tabel 6-2; Hal. 238; 1991

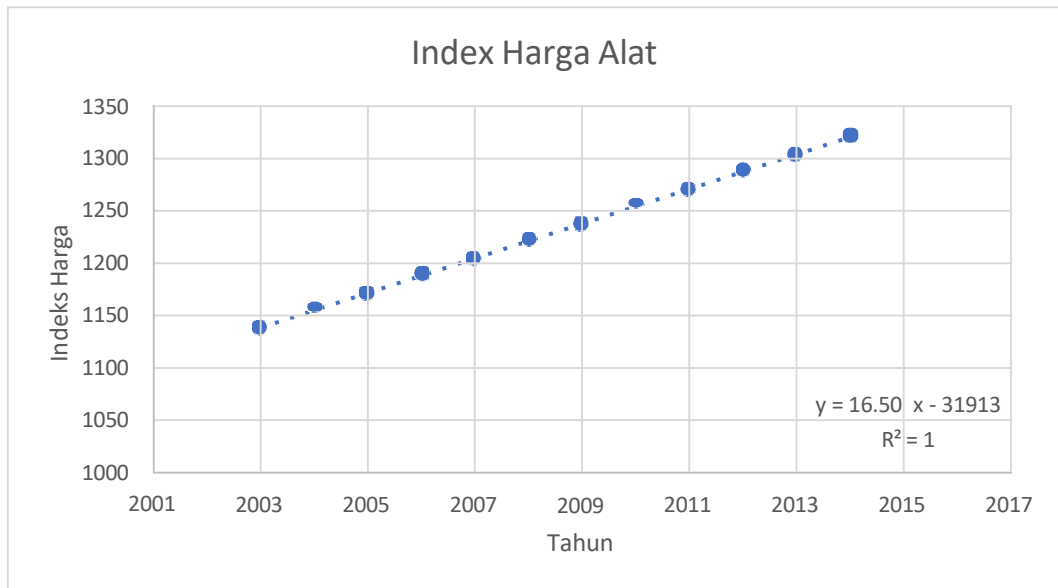


Gambar E.1 Indeks Harga Alat Tahun 1990-2002

Dengan menggunakan rumus ekstrapolasi, maka dapat diperoleh indeks harga tahun 2003 hingga tahun 2014 yang dapat dilihat pada tabel E.2.

Tabel E.2 Indeks Harga Tahun 2003-2014

Tahun (x)	Indeks Harga (y)
2003	1.138,503
2004	1.155,004
2005	1.171,505
2006	1.188,006
2007	1.204,507
2008	1.221,008
2009	1.237,509
2010	1.254,01
2011	1.270,511
2012	1.287,012
2013	1.303,513
2014	1.320,014



Gambar E.2 Indeks Harga Alat Tahun 2003-2014

Berdasarkan gambar E.2 dapat diketahui indeks harga pada tahun 2027 sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 y &= 16,50 (x) - 31.913 \\
 &= 16,50 (2027) - 31.913 \\
 &= 1.534,53
 \end{aligned}$$

Sementara itu, harga peralatan pada tahun sebelumnya diperoleh dari www.matche.com sehingga untuk mengestimasi harga alat pada tahun tersebut dapat digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{Ex}{Ey} = \frac{Px}{Py}$$

(Aries, R.S & Newton; Hal. 16; 1955)

Keterangan:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2027

Ey = Harga pembelian pada tahun 2014

N_x = Indeks harga pada tahun 2027

N_y = Indeks harga pada tahun 2014

$$\begin{aligned} \text{Harga silo garam} &= \text{US\$ } 15.400 \times \frac{1.534,53}{1320.014} \\ &= \text{US\$ } 17.903 \\ &= \text{Rp } 275.879.453 \end{aligned}$$

Melalui cara yang sama diperoleh harga peralatan lainnya di tahun 2027 yang dapat dilihat pada tabel E.3 dan tabel E.4.

Tabel E.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses di Tahun 2027

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah Unit	Harga Alat (\$)		Harga Alat 2027 (Rp)
				2014	2027	
1.	Silo Garam	S-01	1	15.400	17.903	275.879.453
2.	<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	14.400	16.740	257.965.203
3.	Tangki H ₂ SO ₄ 98%	T-01	1	22.557	26.222	404.091.742
4.	Pompa-1	P-01	1	6.700	7.788	120.025.476
5.	Tangki Pengencer	M-01	1	60.700	70.564	1.087.394.987
6.	Pompa-2	P-02	1	6.700	7.788	120.025.476
7.	<i>Blower - 1</i>	BL-01	1	18.456	21.455	330.625.402
8.	<i>Mannheim Furnace</i>	F-01	1	184.545	214.535	3.305.985.304
9.	<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	1	7.700	8.951	137.939.726
10.	<i>Blower-2</i>	BL-02	1	17.430	20.262	312.245.381
11.	<i>Silica Tower</i>	ST-01	1	51.265	59.596	918.374.036
12.	<i>Coke Tower</i>	CT-01	1	53.315	61.979	955.098.249
13.	Pompa-3	P-03	1	6.700	7.788	120.025.476
14.	Tangki H ₂ SO ₄ 70%	T-02	1	22.275	25.895	399.039.923
15.	<i>Kolom Absorber</i>	AB-01	1	42.380	49.267	759.205.924
16.	<i>Kolom Scrubber</i>	SB-01	1	32.948	38.302	590.238.716
17.	Pompa-4	P-04	1	6.700	7.789	120.025.476
18.	Tangki HCl 32%	T-03	1	23.583	27.415	422.471.762
Total				690.244	790.244	10.636.657.716

Tabel E.4 Perkiraan Harga Peralatan Utilitas di Tahun 2027

No.	Nama Alat	Jumlah Unit	Harga Alat (\$)		Harga 2027 (Rp)
			2014	2017	
1.	Bak Air Bersih	1	2.480	2.883	44,427,340
2.	Bak Air Sanitasi	1	2.480	2.883	44,427,340
3.	Bak Air Proses	1	2.480	2.883	44,427,340
4.	Bak Air Pendingin	1	2.480	2.883	44,427,340
5.	<i>Cooling Tower</i>	1	88.282	102.628	1.581.505.837
6.	Pompa Bak Air Sanitasi	1	900	1.046	16.122.825
7.	Pompa Bak Air Proses	1	900	1.046	16.122.825
8.	Pompa Bak Air Pendingin	1	900	1.046	16.122.825
9.	Pompa Air Umpan	1	5.000	5.812	89.571.251
10.	Pompa Air Pendingin	1	5.100	5.929	91.362.676
11.	Pompa <i>Cooling Tower</i>	1	5.400	6.277	96.736.951
12.	Pompa <i>Recycle Air</i> Pendingin	1	5.100	5.929	91.362.676
13.	<i>Generator Set</i>	1	69.280	80.538	1.241.099.254
14.	Tangki Bahan Bakar	1	13.460	15.647	44.427.340
Total				237.433	3.658.842.290

Total harga peralatan tahun 2027 = Harga alat proses + Harga alat utilitas
= Rp 14.295.500.006

E.1.2 Total *Capital Investment* (TCI)

1. Biaya Pembelian Alat / *Purchased Equipment Cost* (PEC)

a. Harga pembelian alat (EC) sebesar Rp 14.295.500.006

b. Biaya pengangkutan sampai ke Pelabuhan

Besarnya adalah 20% dari EC karena alat-alat yang digunakan dalam pabrik ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana, maka dapat dihitung:

$$= 20\% \times \text{Rp } 14.295.500.006$$

$$= \text{Rp } 2.859.100.001$$

c. Asuransi Pengangkutan

Besarnya adalah 1% - 2% EC dan ditetapkan 1% EC.

$$= 1\% \times \text{Rp } 14.295.500.006$$

$$= \text{Rp } 142.955.000$$

d. Provisi bank

Besarnya adalah 0,5% - 1% EC dan ditetapkan 0,5%.

$$= 0,5\% \times \text{Rp } 14.295.500.006$$

$$= \text{Rp } 71.477.500$$

e. Ekspedisi Muatan Kapal Laut (EMKL)

Besarnya adalah 2% - 10% dan ditetapkan 3% EC karena alat-alat yang digunakan dalam pabrik ini termasuk dalam golongan pabrik yang sederhana.

$$= 3\% \times \text{Rp } 14.295.500.006$$

$$= \text{Rp } 428.865.000$$

f. Pajak barang impor

Besarnya adalah 20% EC karena dalam pabrik ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

$$= 20\% \times \text{Rp } 14.295.500.006$$

$$= \text{Rp } 2.859.100.001$$

Tabel E.5 *Purchased Equipment Cost*

No.	Jenis	Skala	Biaya (Rp)
1.	Harga Pembelian Alat (EC)	100%	14.295.500.006
2.	Biaya Pengangkutan	20% EC	2.859.100.001
3.	Asuransi Pengangkutan	1% EC	142.955.000
4.	Provinsi Bank	0,5% EC	71.477.500
5.	EMKL	3% EC	428.865.000
6.	Pajak Barang Impor	20% EC	2.859.100.001
Total			20.656.997.509

2. Modal Tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI)

Diketahui:

$$\begin{aligned}\text{Upah buruh asing} &= \$\text{US } 15,00 \\ &= \text{Rp } 231.150 / \text{man hour}\end{aligned}$$

$$\text{Upah buruh lokal} = \text{Rp } 15.000 / \text{man hour}$$

$$\begin{aligned}\text{Perbandingan man hour} &= \text{Asing} : \text{Lokal} \\ &= 1 : 2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Perbandingan buruh asing} &= \text{Asing} : \text{Lokal} \\ &= 5\% : 95\%\end{aligned}$$

a. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Installation cost adalah biaya yang dibutuhkan selama pemasangan peralatan pabrik ini. Biaya pemasangan ini terdiri dari 3 komponen primer, yaitu pondasi (*foundation*), *platform & support*, dan bangunan alat (Aries, R.S & Newton; Hal. 77; 1955). Dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan labor 32% karena ekuivalen dengan biaya pemasangan alat yang sesungguhnya.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 11\% \times \text{PEC} \\ &= 11\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\ &= \text{Rp } 2.272.269.726\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 32\% \times \text{PEC} \\ &= 32\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\ &= \text{Rp } 6.610.239.203\end{aligned}$$

$$\text{Tenaga asing} = 5\% \times \text{Labor}$$

$$= 5\% \times \text{Rp } 20.656.997.509$$

$$= \text{Rp } 330.511.960$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga Indonesia per jam}} \\ &= 95\% \times \text{Rp } 6.610.239.203 \times 2 \times \frac{\square 231.150}{\square 15.000} \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 193.541.193.625$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya instalasi} &= \text{Material} + \text{Tenaga asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\ &= \text{Rp } 196.143.975.311 \end{aligned}$$

b. *Instrumentation Cost* (Biaya Instrumentasi)

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan sistem pengendalian (kontrol). Dalam hal ini, *extensive control* besar biaya instrumentasi adalah 30% PEC dengan material 24% PEC dan buruh 6% PEC (Aries, R.S & Newton; Hal. 97; 1955).

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\ &= \text{Rp } 4.957.679.402 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 6\% \times \text{PEC} \\ &= 6\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\ &= \text{Rp } 1.239.419.850 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{Labor} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 1.239.419.850 \\ &= \text{Rp } 61.970.992 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga Indonesia per jam}} \\
 &= 95\% \times \text{Rp } 1.239.419.850 \times 2 \times \frac{\square 231.150}{\square 15.000} \\
 &= \text{Rp } 36.288.973.805
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya instalasi} &= \text{Material} + \text{Tenaga asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\
 &= \text{Rp } 41.308.624.199
 \end{aligned}$$

c. Insulasi *cost* (Biaya Insulasi)

Insulation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi dalam proses produksi. Dalam hal ini, ditetapkan sebesar 8% PEC yang terdiri dari material 3% PEC dan buruh 5% PEC (Aries, R.S & Newton; Hal. 9; 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\
 &= 3\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\
 &= \text{Rp } 619.709.925
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Labor} &= 5\% \times \text{PEC} \\
 &= 5\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\
 &= \text{Rp } 1.032.849.875
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{Labor} \\
 &= 5\% \times \text{Rp } 1.032.849.875 \\
 &= \text{Rp } 51.642.494
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga Indonesia per jam}} \\
 &= 95\% \times \text{Rp } 1.032.849.875 \times 2 \times \frac{\square 231.150}{\square 15.000} \\
 &= \text{Rp } 30.240.811.504
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya instalasi} &= \text{Material} + \text{Tenaga asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\ &= \text{Rp } 30.912.163.923 \end{aligned}$$

d. *Piping cost* (Biaya pemipaan)

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dalam hal ini untuk sistem pemipaan fluida diperlukan biaya sebesar 86% PEC yang terdiri dari material 49% dan labor 37% (Aries, R.S & Newton; Hal. 78; 1955).

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 49\% \times \text{PEC} \\ &= 11\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\ &= \text{Rp } 10.121.928.779 \\ \text{Labor} &= 37\% \times \text{PEC} \\ &= 32\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\ &= \text{Rp } 7.643.089.078 \\ \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{Labor} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 7.643.089.078 \\ &= \text{Rp } 382.154.454 \\ \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga Indonesia per jam}} \\ &= 95\% \times \text{Rp } 7.643.089.078 \times 2 \times \frac{\square 231.150}{\square 15.000} \\ &= \text{Rp } 223.782.005.129 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya instalasi} &= \text{Material} + \text{Tenaga asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\ &= \text{Rp } 234.286.088.363 \end{aligned}$$

e. *Electrical cost* (Biaya Listrik)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan tenaga listrik. Dalam hal ini ditetapkan 10% PEC dengan kisaran elektrik 10 - 15% PEC (Aries, R.S & Newton; Tabel 22; Hal 102).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Listrik} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= \text{Rp } 2.065.699.751\end{aligned}$$

f. Bangunan dan Pemeliharaan

Building cost adalah biaya bangunan termasuk biaya tenaga kerja, bahan, dan perlengkapan yang terlibat dalam semua pembangunan pabrik. *Building cost* untuk PEC di atas \$1.000.000 berkisar 80% PEC yang terdiri dari 30% *outdoor* dan 50% *indoor* (Aries, R.S & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Indoor} &= 50\% \times \text{PEC} \\ &= \text{Rp } 10.328.498.755\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Outdoor} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= \text{Rp } 6.197.099.253\end{aligned}$$

$$\text{Total biaya bangunan} = \text{Rp } 16.525.598.007$$

g. Tanah

$$\text{Luas tanah} = 10.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp } 350.000 \text{ per m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya pembelian} &= \text{Luas tanah} \times \text{Harga tanah} \\ &= 10.000 \text{ m}^2 \times \text{Rp } 350.000 \text{ per m}^2 \\ &= \text{Rp } 3.500.000.000\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{h. Fasilitas pelayanan} &= 70\% \times \text{PEC} \\
 &= 70\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\
 &= \text{Rp } 14.459.898.257
 \end{aligned}$$

i. *Enviromental*

Biaya lingkungan sebesar 10-30% PEC yang akan digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik termasuk pembuatan dan pemeliharaan taman. Dalam hal ini, ditetapkan sebesar 10% PEC (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Enviromental} &= 10\% \times \text{PEC} \\
 &= 10\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\
 &= \text{Rp } 2.065.699.751
 \end{aligned}$$

j. Utilitas

Utilitas cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, seperti unit penyediaan air, *genset*, *cooling tower*, udara tekan, dll. Biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% PEC untuk pemakaian rata-rata pabrik beroperasi normal (Aries, R.S & Newton; Tabel 31; Hal. 109).

$$\begin{aligned}
 \text{Utilitas} &= 40\% \times \text{PEC} \\
 &= 40\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\
 &= \text{Rp } 8.262.799.004
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{k. Yard Improvement} &= 10\% \times \text{PEC} \\
 &= 10\% \times \text{Rp } 20.656.997.509 \\
 &= \text{Rp } 2.065.699.751
 \end{aligned}$$

Tabel E.6 *Physical Plant Coat (PPC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	Biaya pemasangan alat	196.143.975.311
2.	<i>Instrumentation cost</i>	41.308.624.199
3.	<i>Insulasi cost</i>	30.912.163.923
4.	<i>Piping cost</i>	234.286.088.363
5.	<i>Electrical cost</i>	2.065.699.751
6.	Bangunan dan pemeliharaan	16.525.598.007
7.	Fasilitas pelayanan	14.459.898.257
8.	<i>Yard improvement</i> (perluasan lahan)	2.065.699.751
9.	Tanah	3.500.000.000
10.	Utilitas	8.262.799.004
11.	<i>Enviromental</i>	2.065.699.751
Total		551.596.246.317

1. *Engineering and costruction*

Cost of Engineering and Construction adalah biaya untuk *design engineering field supervisor, temporary construction, dan inspection*. Nilainya berkisar 1-20% PPC (Aries, R.S & Newton; Tabel 4; 1955). Dalam hal ini ditetapkan sebesar 4% PPC.

$$\begin{aligned}
 \text{Engineering and costruction} &= 4\% \times \text{PPC} \\
 &= 4\% \times \text{Rp } 551.596.246.317 \\
 &= \text{Rp } 22.063.849.853
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, maka dapat ditentukan *direct plant cost (DPC)* sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{DPC} &= \text{PPC} + \text{Engineering and costruction} \\
 &= \text{Rp } 551.596.246.317 + \text{Rp } 22.063.849.853 \\
 &= \text{Rp } 573.660.096.169
 \end{aligned}$$

m. Biaya kontraktor (*contractor's fee*)

Construction's fee adalah biaya yang digunakan untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik. Estimasi biayanya sebesar 2-8% DPC dan yang ditetapkan 2% dari DPC (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Biaya kontraktor} &= 2\% \times \text{DPC} \\ &= \text{Rp } 11.473.201.923\end{aligned}$$

n. Biaya tidak terduga (*contingency*)

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya sekitar 10-25% DPC dan yang ditetapkan sebesar 10% DPC (Aries, R.S & Newton; Tabel 5; 1955).

$$\begin{aligned}\text{Contingency} &= 10\% \times \text{DPC} \\ &= \text{Rp } 57.366.009.617\end{aligned}$$

Dengan demikian, dapat ditentukan *fixed capital investment* (FCI) sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{FCI} &= \text{DPC} + \text{Contractor's fee} + \text{Contingency} \\ &= \text{Rp } 573.660.096.169 + \text{Rp } 11.473.201.923 + \text{Rp } 57.366.009.617 \\ &= \text{Rp } 642.499.307.710\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, maka dapat dihitung modal total / total *capital investment* (TCI) sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ \text{TCI} &= \text{Rp } 642.499.307.710 + 0,1 \text{ TCI} \\ 0,9 \text{ TCI} &= \text{Rp } 642.499.307.710 \\ \text{TCI} &= \text{Rp } 713.888.119.678\end{aligned}$$

3. Modal Kerja / *Working Capital Investment* (WCI)

Working capital merupakan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi pabrik selama kurun waktu tertentu. Besarnya berada pada kisaran 10-20% dan yang ditetapkan sebesar 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 10\% \times \text{TCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 713.888.119.678 \\ &= \text{Rp } 71.388.811.967 \end{aligned}$$

E.1.3 *Manufacturing Cost* (MC)

Didefinisikan sebagai biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi suatu produk (per tahun), terdiri atas *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost*.

1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

DMC merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk secara langsung

a. Bahan baku / *Raw material*

Tabel E.7 Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan / Tahun (kg)	Harga Tahun 2027 / kg (Rp)	Total Harga / Tahun (Rp)
1.	Garam Industri	24.922.309	2.906	72.430.969.157
2.	Larutan Asam Sulfat	22.324.446	13.369	298.452.031.276
3.	<i>Petroleum Coke</i>	68.629	3.022	207.431.583
4.	<i>Silica S-Bend Cooler</i>	155.072	3.371	522.791.266
5.	<i>Fuel Oil</i>	751.709	15.113	11.360.292.115
	Total			382.973.515.397

b. Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah Orang	Gaji/Bulan/Orang (Rp)	Gaji/Tahun/Orang (Rp)
1	2	3	4
Direktur Utama	1	50.000.000	600.000.000
Sekretaris	1	20.000.000	240.000.000
Staff Ahli	3	20.000.000	720.000.000
<i>Manager</i> Produksi	1	10.000.000	120.000.000
<i>Manager</i> Umum & Keuangan	1	10.000.000	120.000.000
<i>Supervisor</i> Produksi	1	8.000.000	96.000.000
<i>Supervisor</i> Riset	1	8.000.000	96.000.000
<i>Supervisor Quality Control</i> (QC)	1	8.000.000	96.000.000
<i>Research & Development</i> (R&D) Manager	1	10.000.000	120.000.000
<i>Human Resources</i> (HR) & Umum	1	8.000.000	96.000.000
SVP Administrasi	1	8.000.000	96.000.000
SVP <i>Corporate Finance</i>	1	8.000.000	96.000.000
SVP <i>Human Resources</i> <i>Development</i>	1	8.000.000	96.000.000
SVP Hubungan Masyarakat	1	8.000.000	96.000.000
SVP Keamanan	1	8.000.000	96.000.000
SVP <i>Marketing</i>	1	8.000.000	96.000.000
<i>Shift Leader</i> Proses	1	7.500.000	90.000.000
<i>Shift Leader</i> Pengendalian	1	7.500.000	90.000.000
<i>Shift Leader</i> Laboratorium	1	7.500.000	90.000.000
<i>Shift Leader</i> Riset	1	7.500.000	90.000.000
<i>Shift Leader</i> K3 & Lingkungan	1	7.500.000	90.000.000
<i>Shift Leader</i> <i>Maintenance</i>	1	7.500.000	90.000.000
<i>Shift Leader</i> Utilitas	1	7.500.000	90.000.000
Staf Proses	60	6.000.000	4.320.000.000

1	2	3	4
Staf Laboratorium	6	6.000.000	432.000.000
Staf Utilitas	5	6.000.000	360.000.000
Staf K3 & Lingkungan	3	5.500.000	198.000.000
Staf Pengendalian	3	5.500.000	198.000.000
Staf <i>Maintenance</i>	6	5.500.000	396.000.000
Staf Riset	3	6.000.000	216.000.000
Staf <i>Corporate Finance</i>	3	5.500.000	198.000.000
Staf <i>Marketing</i>	3	5.500.000	198.000.000
Staf Administrasi	3	5.500.000	198.000.000
Staf Hubungan Masyarakat	3	5.500.000	198.000.000
Staf <i>Human Resource</i>	3	5.500.000	198.000.000
<i>Development</i>			
Dokter	2	8.000.000	192.000.000
Perawat	3	5.000.000	180.000.000
Sopir	3	4.500.000	162.000.000
<i>Security</i>	5	4.500.000	270.000.000
Petugas Kebersihan	5	4.500.000	270.000.000
Total	144	347.000.000	11.694.000.000

c. *Maintenance*

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses. Besarnya 2-10% FCI dan ditetapkan sebesar 10% FCI karena peralatan yang digunakan pada pabrik ini termasuk peralatan yang rumit (Aries, R.S & Newton; Hal. 164; 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Maintenance} &= 10\% \times \text{FCI} \\
 &= 10\% \times \text{Rp } 642.499.307.710 \\
 &= \text{Rp } 64.249.930.771
 \end{aligned}$$

d. *Plant supplies*

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari *maintenance cost* karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal (Aries, R.S & Newton; Hal. 168).

$$\begin{aligned} \text{Plant supplies} &= 15\% \times \text{maintenance cost} \\ &= 15\% \times \text{Rp } 64.249.930.771 \\ &= \text{Rp } 9.637.489.616 \end{aligned}$$

e. Laboratorium

Laboratory cost adalah biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10- 20 % dari gaji karyawan dan ditetapkan 10% dari gaji karyawan karena larutan HCl tergolong produk yang tidak membutuhkan banyak analisa (Aries, R.S & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} &= 10\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 11.694.000.000 \\ &= \text{Rp } 1.169.400.000 \end{aligned}$$

f. *Utilitas cost*

Utility adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit pendukung proses. Biasanya besarnya biaya utilitas adalah 25-30 % dari nilai bangunan dan *contingency* (Aries, R.S & Newton; Hal. 168; 1955). Dalam perkiraan ini diambil sebesar 25% karena pabrik ini tergolong pabrik yang baru didirikan sehingga penggunaan utilitas masih minimum.

$$\begin{aligned} \text{Utilitas} &= 25\% \times (\text{bangunan} + \text{contingency}) \\ &= 25\% \times (\text{Rp } 16.525.598.007 + \text{Rp } 57.366.009.616) \\ &= \text{Rp } 18.472.901.906 \end{aligned}$$

g. *Royalties & Patent*

Royalties dan *patent* adalah biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). *Royalties* biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan dengan mempunyai *range* antara 1 - 5% dari harga penjualan produk per tahun (Aries, R.S & Newton; Hal. 168; 1955). Dalam hal ini ditetapkan 2% terhadap harga jual produk karena pabrik ini termasuk dalam golongan pabrik yang baru didirikan.

– Produk utama

Kapasitas produk	= 45.000 ton/tahun
Produk yang dihasilkan	= 5.681,82 kg/jam
	= 45.000.000 kg/tahun
Harga produk	= Rp 15.000
Harga produk tahun 2027	= Rp 17.438
Harga jual per tahun	= Rp 784.692.984.316

– Produk samping

Kapasitas produk	= 28.936,644 ton/tahun
Produk yang dihasilkan	= 3.653,62 kg/jam
	= 28.936.644 kg/tahun
Harga produk	= Rp 4.500
Harga produk tahun 2027	= Rp 5.231
Harga jual per tahun	= Rp 151.375.878.235
– Total penjualan (<i>sales</i>)	= Rp 936.068.862.552

Berdasarkan perhitungan total harga jual produk per tahun, maka dapat ditentukan *royalties* dan *patent* sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Royalties dan patent} &= 2\% \times \text{Sales} \\ &= \text{Rp } 18.721.377.251 \end{aligned}$$

Tabel E.8 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw material</i>	382.973.515.397
2.	Gaji karyawan	11.694.000.000
3.	<i>Maintenance</i>	64.249.930.771
4.	<i>Plant supplies</i>	9.637.489.616
5.	Laboratorium	1.169.400.000
6.	Utilitas	18.472.901.906
7.	<i>Royalties & patent</i>	18.721.377.251
	Total	506.918.614.941

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

IMC adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk yang terdiri atas:

a. *Payroll overhead cost*

Pengeluaran perusahaan dalam hal ini, seperti gaji pensiunan, liburan yang ditanggung perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, dan THR. Besarnya 15-20% dari gaji karyawan dan yang ditetapkan 15% dari gaji karyawan tahun (Aries, R.S & Newton; Hal. 173; 1955).

$$\begin{aligned} \text{Payroll Overhead} &= 15\% \times \text{gaji karyawan} \\ &= 15\% \times \text{Rp } 11.694.000.000 \\ &= \text{Rp } 1.754.100.000 \end{aligned}$$

b. *Plant overhead cost*

Pengeluaran untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, yaitu biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, (*purchasing*), pergudangan, dan *engineering*. Besarnya 50-100 % dari gaji karyawan dan yang ditetapkan 50% dari gaji karyawan (Aries, R.S & Newton; Hal. 174).

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead} &= 50\% \times \text{gaji karyawan} \\ &= 50\% \times \text{Rp } 11.694.000.000 \\ &= \text{Rp } 5.847.000.000 \end{aligned}$$

c. *Packaging and Transportation*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar biaya pengemasan dan *container* produk yang besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis, kimia produk, serta nilainya. Sementara itu, transportasi diperlukan untuk membayar biaya pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Besarnya 4-36% dari harga penjualan produk dan ditetapkan sebesar 10% dari harga penjualan (Aries, R.S & Newton; Hal. 174; 1955).

$$\begin{aligned} \text{Packaging dan Transportasi} &= 10\% \times \text{gaji karyawan} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 11.694.000.000 \\ &= \text{Rp } 93.606.886.255 \end{aligned}$$

Tabel E.9 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	<i>Payroll overhead cost</i>	1.754.100.000
2.	<i>Plant overhead cost</i>	5.847.000.000
3.	<i>Packaging and Transportation</i>	93.606.886.255
	Total	101.207.986.255

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

FMC adalah pengeluaran yang berkaitan dengan FCI dan harganya tetap, tidak bergantung baik pada waktu maupun tingkat produksi.

a. Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya adalah 8-10% FCI dan yang ditetapkan sebesar 10% dari FCI karena pabrik ini tergolong pabrik baru didirikan dengan perkiraan umur pabrik sebesar 10 tahun (Aries, R.S & Newton; Hal. 180; 1955).

$$\begin{aligned}\text{Depresiasi} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 642.499.307.710 \\ &= \text{Rp } 64.249.930.771\end{aligned}$$

b. *Property taxes*

Property taxes adalah pajak yang yang dibayar oleh perusahaan. Besarnya 1-2% FCI dan yang ditetapkan 2% dari FCI (Aries, R.S & Newton; Hal. 181).

$$\begin{aligned}\text{Property taxes} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= \text{Rp } 12.849.986.154\end{aligned}$$

c. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan biaya asuransi pabriknya. Semakin berbahaya *plant* tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi pula. Untuk itu, ditetapkan asuransi sebesar 3% dari FCI (Aries, R.S & Newton; Hal. 182).

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 3\% \times \text{FCI} \\ &= 3\% \times \text{Rp } 642.499.307.710 \\ &= \text{Rp } 19.274.979.231\end{aligned}$$

Tabel E.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	Depresiasi	64.249.930.771
2.	<i>Property taxes</i>	12.849.986.154
3.	Asuransi	19.274.979.231
Total		704.501.497.353

Berdasarkan perhitungan di atas, maka dapat dihitung *manufacturing cost* sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 MC &= DMC + IMC + FMC \\
 &= \text{Rp } 506.918.614.941 + \text{Rp } 101.207.986.255 + \text{Rp } 96.374.896.156 \\
 &= \text{Rp } 704.501.497.353
 \end{aligned}$$

E.1.4 Pengeluaran Umum / *General Expense (GE)*

GE adalah semua jenis pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*. *General expense* terdiri atas:

1. Biaya administrasi

- a. Gaji karyawan = Rp 11.694.000.000
- b. *Legal fee and auditing*

Legal fee adalah biaya untuk dokumen yang resmi secara hukum, sedangkan *auditing* adalah biaya untuk membayar akuntan publik. Biaya *legal fee* dan *auditing* disediakan setiap tahun (Aries, R.S & Newton, 1954).

$$\begin{aligned}
 \textit{Legal fee and auditing} &= 10\% \times \text{Gaji karyawan} \\
 &= \text{Rp } 1.169.400.000
 \end{aligned}$$

- c. Peralatan kantor dan komunikasi

Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi disediakan setiap tahun sebesar Rp 50.000.000.

Tabel E.11 Biaya Administrasi

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	Gaji karyawan	11.694.000.000
2.	Legal fee and auditing	1.169.400.000
3.	Peralatan kantor dan komunikasi	50.000.000
Total		12.913.400.000

2. Sales expense

Besarnya *sales expense* bervariasi tergantung pada tipe produk, distribusi, *market*, *advertisement*, dan lain-lain. Secara umum, besarnya diperkirakan 3-12% dari *manufacturing cost*. Dalam hal ini akan ditetapkan 5% dari *manufacturing cost* (Aries, R.S & Newton; Hal. 186; 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Sales expense} &= 3\% \times \text{MC} \\
 &= 3\% \times \text{Rp } 704.501.497.353 \\
 &= \text{Rp } 21.135.044.920
 \end{aligned}$$

3. Finance

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Besarnya biaya *finance* dapat dihitung dari 12% FCI dijumlahkan dengan 24% WCI (Peters & Timmerhaus; Hal. 211; 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Finance} &= 12\% \text{ FCI} + 24\% \text{ WCI} \\
 &= 12\% (\text{Rp } 642.499.307.710) + 24\% (\text{Rp } 71.388.811.968) \\
 &= \text{Rp } 94.233.231.797
 \end{aligned}$$

4. Riset dan pengembangan

Research and development (R&D) cost adalah biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk. Besarnya 3,5% - 8% dari MC dan yang

ditetapkan sebesar 4% karena produk dari pabrik larutan HCl ini tergolong jenis produk *industrial chemical* (Aries, R.S & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{R\&D cost} &= 4\% \times \text{MC} \\ &= 4\% \times \text{Rp } 704.501.497.353 \\ &= \text{Rp } 28.180.059.894 \end{aligned}$$

Tabel E.12 *General Expense*

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1.	Biaya administrasi	12.913.400.000
2.	<i>Sales expense</i>	21.135.044.920
3.	<i>Finance</i>	94.233.231.797
4.	<i>Research and development (R&D)</i>	28.180.059.894
	Total	62.228.504.815

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, maka dapat dihitung total *product cost* (TPC) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{MC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 704.501.497.353 + \text{Rp } 62.228.504.815 \\ &= \text{Rp } 766.730.002.167 \end{aligned}$$

E.2 Analisa Kelayakan

Analisa ekonomi yang dilakukan pada pra rancangan pabrik ini menggunakan metode *Discounted Cash Flow* (DCF), yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Berikut asumsi yang digunakan:

a. Modal

$$\text{Modal sendiri} = 60\%$$

$$\text{Modal pinjaman} = 40\%$$

b. Bunga Bank = 6,25% per tahun (Bank Indonesia, 2024)

c. Masa konstruksi = 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:

- Pada awal masa konstruksi (tahun ke -2) dilakukan pembayaran 40% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan beberapa macam uang muka lainnya.

- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke -1) dibayarkan sisa modal pinjaman.

d. Laju inflasi sebesar 5% per tahun selama 2 tahun untuk negara berkembang.

e. Pengembalian pinjaman dilakukan dalam waktu 10 tahun.

f. Umur pabrik 10 tahun (depresiasi 10% per tahun)

g. Kapasitas produksi

Tahun I = 60%

Tahun II = 80%

Tahun III = 100%

h. Pajak pendapatan

– Untuk laba > Rp 250.000.000 dikenakan pajak 25%

– Untuk laba > Rp 500.000.000 dikenakan pajak 30%

(UU No. 36 Tahun 2008)

E.2.1 Investasi Pabrik

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga sehingga modal sendiri pada masa

akhir konstruksi akan tetap. Berikut dijabarkan perhitungan modal investasi pada akhir masa konstruksi:

1. Modal sendiri

$$\begin{aligned} \text{Total investasi Pabrik (TCI)} &= \text{Rp } 713.888.119.678 \\ \text{Investasi modal sendiri} &= 60\% \times \text{TCI} \\ &= 60\% \times \text{Rp } 713.888.119.678 \\ &= \text{Rp } 428.332.871.807 \end{aligned}$$

Tabel E.13 Modal Sendiri pada Masa Kontruksi

Tahun ke-	Modal (%)	Jumlah	Inflasi (5%)	Total
-2	50	214.166.435.903	10.708.321.795	224.874.757.699
-1	50	214.166.435.903	10.708.321.795	224.874.757.699
Total				449.749.515.397

2. Modal pinjaman

$$\begin{aligned} \text{Total investasi Pabrik (TCI)} &= \text{Rp } 713.888.119.678 \\ \text{Investasi modal pinjaman} &= 40\% \times \text{TCI} \\ &= 40\% \times \text{Rp } 713.888.119.678 \\ &= \text{Rp } 285.555.247.871 \end{aligned}$$

Tabel E.14 Modal Pinjaman pada Masa Konstruksi

Tahun ke-	Modal (%)	Jumlah	Inflasi (5%)	Total
-2	50	142.777.623.936	8.923.601.496	151.701.225.432
-1	50	142.777.623.936	8.923.601.496	151.701.225.432
Total				303.402.450.863

Modal investasi pada akhir masa konstruksi sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Total Modal} &= \text{Total Modal Sendiri} + \text{Total Modal Pinjaman} \\ &= \text{Rp } 753.151.966.260 \end{aligned}$$

E.2.2 Percent Profit on Sales (POS)

1. Total harga penjualan / sales (S)

a. Produk utama

Jenis produk = Asam Klorida (HCl)

Kapasitas produk = 45.000 ton/tahun

Harga produk = Rp 17.438

Harga jual per tahun = Rp 784.692.984.317

b. Produk samping

Jenis produk = Natrium Sulfat (Na₂SO₄)

Kapasitas produk = 28.936,64 ton/tahun

Harga produk = Rp 5.231

Harga jual per tahun = Rp 151.375.878.235

c. Total penjualan (S) = Rp 784.692.984.317 + Rp 151.375.878.235
= Rp 936.068.862.552

2. Sebelum pajak

Keuntungan = Sales – TPC
= Rp 936.068.862.552 – Rp 766.730.002.167
= Rp 169.338.860.384

Pajak 30% = 30% x Keuntungan
= Rp 50.801.658.115

POS = $\frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Penjualan}} \times 100\%$
= $\frac{\text{Rp } 169.338.860.384}{\text{Rp } 936.068.862.552} \times 100\%$
= 21,58%

3. Setelah pajak

$$\begin{aligned}\text{Keuntungan} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{Pajak } 30\% \\ &= \text{Rp } 169.338.860.384 - \text{Rp } 50.801.658.115 \\ &= \text{Rp } 118.537.202.269\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{POS} &= \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Investasi}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 118.537.202.269}{\text{Rp } 936.068.862.552} \times 100\% \\ &= 18,45\%\end{aligned}$$

E.2.3 Return on Investment (ROI)

ROI merupakan tingkat keuntungan yang dapat diperoleh dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Adapun rumus yang dapat digunakan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{ROI} &= \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Investasi}} \times 100\% \\ \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 169.338.860.384}{\text{Rp } 642.499.307.710} \times 100\% \\ &= 26,36\% \\ \text{Setelah pajak} &= \frac{\text{Rp } 118.537.202.269}{\text{Rp } 642.499.307.710} \times 100\% \\ &= 18,45\%\end{aligned}$$

E.2.4 Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* oleh *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\square\square\square}{\square + \square\square\square\square\square\square\square\square} \times 100\%$$

Sebelum pajak

$$= \frac{Rp\ 642.499.307.710}{Rp\ 169.338.860.384 + \square\ 64.249.930.771} \times 100\%$$

$$= 2,7\ \text{tahun}$$

Setelah pajak

$$= \frac{Rp\ 642.499.307.710}{Rp\ 118.537.202.269 + Rp\ 64.249.930.771} \times 100\%$$

$$= 3,5\ \text{tahun}$$

E.3.3 Internal Rate of Return (IRR)

IRR berdasarkan pada *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dengan kondisi seluruh penerima akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial and error* laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{akhir masa konstruksi}$$

Keterangan:

n = Tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Tabel E.15 *Trial Laju Bunga*

Tahun ke-	Net Cash Flow (Rp)	Trial Discount factor (i)	Present Value (Rp)
1	2	3	4
0	713.888.119.678	0	0
1	98.960.089.953	0,8471786327	83.836.873.703
2	140.059.827.631	0,7177116358	100.522.567.996
3	181.159.565.309	0,6080299623	110.150.443.666

1	2	3	4
4	181.159.565.309	0,5151099921	93.317.102.261
5	181.159.565.309	0,4363901789	79.056.255.106
6	181.159.565.309	0,3697004351	66.974.770.110
7	181.159.565.309	0,3132023091	56.739.594.171
8	181.159.565.309	0,2653383040	48.068.571.812
9	181.159.565.309	0,2247889416	40.722.666.946
10	181.159.565.309	0,1904363882	34.499.373.305
Total			713.888.219.076

$$\text{Discount factor (i)} = 0,1803885997$$

$$\begin{aligned} \text{Ratio} &= \frac{\square \quad \square \quad \square \square \square \square}{\square \square \square} \\ &= \frac{\text{Rp } 713.888.219.076}{\text{Rp } 713.888.119.678} \\ &= 1,000000139 \end{aligned}$$

Berdasarkan *trial and error* diperoleh harga *discounted cash flow (i)* sebesar 18,0389% per tahun. Harga *i* (suku bunga) yang diperoleh lebih besar dari harga dari Bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suhu bunga Bank sebesar 6,25% per tahun.

E.2.5 Break Even Point (BEP)

BEP adalah titik yang menunjukkan jumlah kapasitas saat biaya produksi total telah sama dengan harga penjualan.

1. Fixed Cost (FC)

Tabel E.16 Fixed Cost (FC)

Jenis	Biaya (Rp)
Depresiasi	64.249.930.771
Property taxes (pajak lokal)	12.849.986.154
Asuransi	19.274.979.231
Total	96.374.896.156

2. Variabel Cost (VC)

Tabel E.17 Variabel Cost

Jenis	Biaya (Rp)
Raw Material	382.973.515.397
Utilitas	18.472.901.906
<i>Patent & Royalty</i>	18.721.377.251
<i>Packaging and Shipping</i>	93.606.886.255
Total	513.774.680.809

3. Semi Variabel Cost (SVC)

Tabel E.18 Semi Variabel Cost

Jenis	Biaya (Rp)
Gaji karyawan	11.694.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	1.754.100.000
Laboratorium	1.169.400.000
<i>General Expense</i>	62.228.504.815
<i>Plant Supplies</i>	9.637.489.616
<i>Plant Overhead</i>	5.847.000.000
<i>Maintenance</i>	64.249.930.771
Total	156.580.425.201

4. Sales (S) = Rp 936.068.862.552

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, maka dapat dihitung total *Break Even*

Point (BEP) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{+0,38}{S - VC - 0,7 \text{ SVC}} \times 100\% \\ &= 45,84\% \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 45,84% x 45.000 ton

= 20.630 ton

BEP yang diperoleh sebesar 45,84% menjadi titik impas pabrik artinya kondisinya sudah tidak memperoleh keuntungan dari hasil penjualan produk. Operasi pabrik pada kapasitas dibawah titik ini akan mengakibatkan kerugian sedangkan operasi pabrik pada kapasitas diatas titik ini akan menghasilkan keuntungan. Melalui BEP, maka dapat ditentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

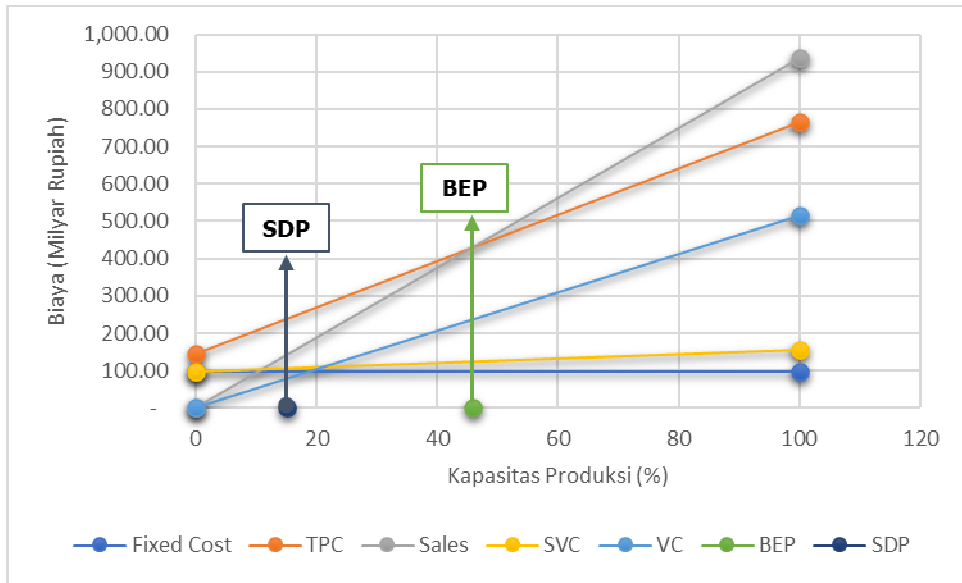
E.2.6 Shut Down Point (SDP)

SDP adalah suatu titik yang menunjukkan aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *variabel cost* yang terlalu tinggi atau keputusan manajemen karena aktivitas produksi tidak lagi menghasilkan profit.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ \textasciitilde{ }}}{S - VC - 0,7 \text{ SVC}} \times 100\% \\ &= 15,02\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} &= 15,02\% \times 45.000 \text{ ton} \\ &= 6.760 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dengan demikian, dari perhitungan tersebut diketahui bahwa kapasitas minimal SDP sebesar 15,02% untuk dapat mencapai kapasitas produksi 45.000 ton/tahun. Dalam hal ini, dapat diartikan bahwa jika pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut, maka lebih baik berhenti beroperasi karena akan jauh lebih murah saat menutup pabrik dan membayar *fixed cost* dibandingkan harus terus memproduksi.



Gambar E.3 Analisa Kelayakan



Tabel E.19 Perhitungan *Cash Flow*

Tahun ke-n	Kapasitas	INVESTASI							
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman			
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah [1 +2]	Akumulasi	Pengeluaran	Bunga	Jumlah [5 + 6]	Akumulasi
		1	2	3	4	5	6	7	8
-2		214.166.435.903	-	214.166.435.903	214.166.435.903	142.777.623.936	-	142.777.623.936	142.777.623.936
-1		214.166.435.903	10.708.321.795	224.874.757.699	439.041.193.602	142.777.623.936	8.923.601.496	151.701.225.432	294.478.849.367
0	0%	-	10.708.321.795	10.708.321.795	449.749.515.397	-	8.923.601.496	8.923.601.496	303.402.450.863
1	60%	-	-	-	-	-	-	-	-
2	80%	-	-	-	-	-	-	-	-
3	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
4	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
5	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
6	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
7	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
8	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
9	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
10	100%	-	-	-	-	-	-	-	-

Tahun ke- n	Investasi Total [4 + 8]	Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman [11 – 10]	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga dari Sisa Pinjaman
	9	10	11	12	13	14	15
-2	356.944.059.839	-	-	-	-	-	-
-1	733.520.042.969	-	-	-	-	-	-
0	753.151.966.260	-	303.402.450.863	-	766.730.002.167	-	-
1	-	30.340.245.086	273.062.205.777	561.641.317.531	385.499.584.626	64.249.930.771	18.962.653.179
2	-	30.340.245.086	242.721.960.690	748.855.090.041	513.999.446.168	64.249.930.771	18.962.653.179
3	-	30.340.245.086	212.381.715.604	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
4	-	30.340.245.086	182.041.470.518	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
5	-	30.340.245.086	151.701.225.432	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
6	-	30.340.245.086	121.360.980.345	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
7	-	30.340.245.086	91.020.735.259	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
8	-	30.340.245.086	60.680.490.173	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
9	-	30.340.245.086	30.340.245.086	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179
10	-	30.340.245.086	0,00	936.068.862.552	642.499.307.710	64.249.930.771	18.962.653.179

Tahun ke-n	Laba			<i>Actual Cash Flow (Gross)</i> [18 + 14]	<i>Net Cash Flow</i> [19-10]	Akumulasi NCF
	Sebelum pajak [12 – 13 – 14 – 15]	Pajak	Sesudah Pajak [16 – 17]			
	16	17	18			
-2	-	-	-	-	-	-
-1	-	-	-	-	-	-
0	-	-	-	-	-	-
1	92,929.148.955	27.878.744.686	65.050.404.268	129.300.335.039	98.960.089.953	98.960.089.953
2	151,643.059.923	45.492.917.977	106.150.141.946	170.400.072.717	140.059.827.631	239.019.917.584
3	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	420.179.482.893
4	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	601.339.048.202
5	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	782.498.613.510
6	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	963.658.178.819
7	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	1.144.817.744.128
8	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	1.325.977.309.437
9	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	1.507.136.874.745
10	210.356.970.891	63.107.091.267	147.249.879.624	211.499.810.395	181.159.565.309	1.688.296.440.054