

**PRA RANCANGAN PABRIK SYNGAS DARI BATU BARA
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 620.000 TON/TAHUN**



BUNGA FADILA SARI

1810017411014

*Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Meraih Gelar Sarjana Pada Jurusan Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta*

UNIVERSITAS BUNG HATTA

2022

LEMBAR PENGESAHAN
SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK SYNGAS DARI BATU BARA DENGAN KAPASITAS
620.000 TON/TAHUN**

OLEH :

BUNGA FADILA SARI

1810017411014

Disetujui Oleh:

Pembimbing



Dr.Pasymi,S.T,M.T

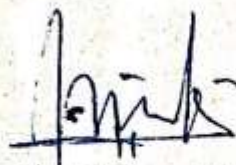
Diketahui Oleh:

Dekan Fakultas Teknologi Industri



Prof.Dr.Eng.ReniDesmiarti,S.T,M.T

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Firdaus,S.T,M.T

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
SKRIPSI**

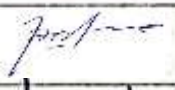
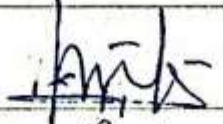
**PRARANCANGAN PABRIK SYNGAS DARI BATU BARA DENGAN KAPASITAS
620.000 TON/TAHUN**

Oleh:

BUNGA FADILA SARI

1810017411014

**Sidang Tugas Akhir Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi
Industri Universitas Bung Hatta Dengan Team Penguji :**

Jabatan	Nama	Tanda Tangan
Ketua	Dr.Pasymi, S.T,M.T	
Anggota	Dr.Firdaus,S.T,M.T	
	Prof.Dr.Eng. Reni Desmiarti, S.T.,M.T.	

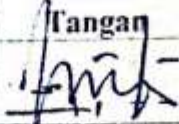
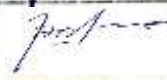
Pembimbing



Dr.Pasymi,S.T,M.T

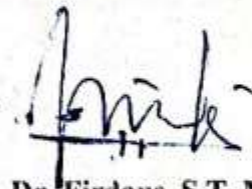
PENYERAHAN LAPORAN PRARANCANGAN PABRIK

Nama : Bunga Fadila Sari
NPM : 1810017411014
TanggalSidang : 18 Juli 2022

NamaDosen	Instansi	Tanda Tangan
Dr.Firdaus,S.T,M.T	Jurusan	
Dr.Pasymi,S.T,M.T	PembimbingI	
	PerpustakaanFTI	

Padang,

Koordinator Skripsi / PraRancangan Pabrik

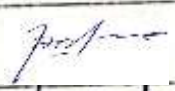
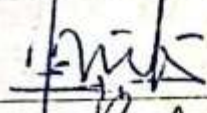
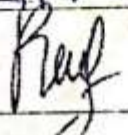


Dr. Firdaus, S.T.,M.T.

NIK/NIP: 1018026901/961100398

**LEMBAR PENGESAHAN REVISI LAPORAN SKRIPSI/
PRARANCANGAN PABRIK**

Nama : Bunga Fadila Sari
NPM : 1810017411014
Tanggal Sidang : 18 Juli 2022

Jabatan	Nama	Tanda Tangan
Ketua	Dr.Pasymi, S.T,M.T	
Anggota	Dr.Firdaus,S.T,M.T	
	Prof.Dr.Eng. Reni Desmiarti, S.T.,M.T.	

Pembimbing



Dr.Pasymi,S.T,M.T

INTISARI

Pabrik Bahan *Syngas* dari Batu Bara ini dirancang dengan kapasitas produksi 620.000 ton/tahun dengan lokasi pabrik direncanakan di Sangatta Kabupaten Kutai Timur, Provinsi Kalimantan Timur. Pabrik ini beroperasi selama 300 hari per tahun. Pembuatan *Syngas* dari Batu Bara terjadi reaksi pada suhu 1200 °C dengan tekanan 40 Atm. Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perusahaan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi "*line and staff*", dan mampu menyerap tenaga kerja sebanyak 112 orang. Massa konstruksi pabrik direncanakan selama 3 tahun. Hasil analisa ekonomi pada rancangan pabrik *Syngas* ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan jumlah total investasi yang dibutuhkan sebesar US 51.945.366 atau Rp 779.471.367.627 yang diperoleh dari pinjaman bank 50% dan 50% modal sendiri. Laju pengembalian modal (ROR) sebesar 63,70%, waktu pengembalian modal 2 tahun 1 bulan dan *Break Event Point* (BEP) sebesar 36,19%.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis ucapkan kehadiran Allah SWT, karena telah memberikan kesempatan kepada kita untuk dapat menuntut ilmu di muka bumi ini, sehingga pada kesempatan ini berkat keridha'an dan bantuan-Nya penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul Pra Rancangan Pabrik *Syngas* dari Batu Bara dengan kapasitas 620.000 Ton/Tahun.

Adapun tujuan penulisan Tugas Akhir ini adalah dalam rangka memenuhi salah satu syarat akademis untuk menyelesaikan pendidikan di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta.

Pembuatan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Ibuk Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, ST., M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta Padang.
2. Bapak Dr. Firdaus, ST., MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bung Hatta Padang sekaligus telah memberikan arahan dan kesempatan kepada penulis untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Bapak Dr. Pasymi, ST., MT., selaku Pembimbing yang telah memberikan arahan dan membagi pengetahuannya hingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Seluruh dosen Teknik Kimia Universitas Bung Hatta yang telah memberikan ilmu pengetahuannya untuk penyelesaian tugas akhir ini.
5. Kedua orang tua penulis yang selalu memberikan dukungan moral, material, kesabaran, do'a, dan tidak pernah lelah dalam mendidik dan memberi cinta yang tulus dan ikhlas kepada penulis.
6. Rekan-rekan angkatan 2018 di Teknik Kimia yang telah mengisi hari-hari menjadi sangat menyenangkan dan meluangkan waktunya untuk berdiskusi dan bertukar pendapat.
7. Keluarga besar Teknik Kimia Universitas Bung Hatta yang telah mendukung dan mendo'akan selama ini.

Penulis menyadari tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan meskipun penulis telah berusaha semaksimal mungkin. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritikan dan saran dari pembaca demi perbaikan karya tulis ini. Semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi kita semua. Amin.

Padang, Agustus 2022

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	i
KATA PENGANTAR.....	ii
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL	vi
DAFTAR GAMBAR.....	viii
DAFTAR LAMPIRAN	ix
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Kapasitas Rancangan Pabrik.....	2
1.3. Lokasi Pabrik	6
BAB II. TINJAUAN TEORI	
2.1. Tinjauan Umum	16
2.2. Batu Bara	17
2.3. Tinjauan Proses	19
2.3.1 Pembuatan Syngas	19
2.4. Spesifikasi Bahan Baku Dan Produk	21
2 4.1 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku.....	21
2 4.2 Sifat Fisik Dan Kimia Produk.....	23
BAB III. TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES	
3.1 Tahapan Proses dan Blok Diagram	24
3.1.1 Tahapan Proses	24
3.1.2 Blok Diagram.....	25
3.2 Deskripsi Proses dan Flowsheet	26
3.2.1 Deskripsi Proses.....	26
3.2.2 <i>Flowsheet</i>	28
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	
4.1 Neraca Massa	29
4.2 Neraca Energi.....	34
BAB V UTILITAS	
5.1 Unit Penyediaan Air	39

5.2 Unit Penyediaan Listrik.....	47
5.3 Unit Pembangkit Steam	47
5.4 Unit Air Pendingin	48
BAB VI SPESIFIKASI ALAT DAN UTILITAS	
6.1 Spesifikasi Alat Proses.....	52
6.2 Spesifikasi Alat Utilitas	61
BAB VII TATA LETAK	
7.1 Tata Letak Pabrik	72
7.2 Kesehatan dan Keselamat Kerja Lingkungan Hidup	75
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN	
8.1 Bentuk Perusahaan	82
8.2 Struktur Organisasi	83
8.3 Tugas Dan Wewenang	83
8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	88
8.5 Sistem Kerja	89
8.6 Jumlah Karyawan.....	90
8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	91
BAB IX ANALISA EKONOMI	
9.1 Total Capital Investment (TCI).....	95
9.2 Biaya Produksi (Total Production Cost)	96
9.3 Harga Jual.....	97
9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik	97
BAB X TUGAS KHUSUS	
10.1 Pendahuluan	112
10.2 Ruang Lingkup Rancangan	112
10.3 Rancangan	134
BAB XI KESIMPULAN	
11.1 Kesimpulan	137
11.2 Saran.....	138
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Daftar Pabrik Batu Bara terbesar di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Data pabrik Syngas di Dunia	3
Tabel 1.3 Perkiraan Permintaan Gas di Region (MMCFD).....	5
Tabel 1.4 Analisa SWOT Alternatif Lokasi Perancangan Pabrik	10
Tabel 2.1 Spesifikasi Syngas	16
Tabel 2.2 Tipe Tipe Batu Bara.....	17
Tabel 2.3 Analisa Batu Bara Arutmin.....	18
Tabel 2.4 Spesifikasi Batu Bara	18
Tabel 2.5 Perbandingan Proses Gasifikasi.....	21
Tabel 2.6 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku.....	22
Tabel 2.7 Sifat Fisik dan Kimia Produk.....	23
Tabel 4.1 Neraca Massa Crusher	30
Tabel 4.2 Neraca Massa Mixer	30
Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor gasifikasi	31
Tabel 4.4 Neraca Massa Desulfurizer	32
Tabel 4.5 Neraca Massa PSA	33
Tabel 4.6 Neraca Energi Reaktor Gasifikasi.....	34
Tabel 4.7 Neraca Energi Kompresor.....	35
Tabel 4.8 Neraca Energi Cooler.....	36
Tabel 4.9 Neraca Energi Desulfurizer.....	36
Tabel 4.9 Neraca Energi Cooler 2.....	37
Tabel 5.1 Kualitas Air Sungai Batang Saman.....	39
Tabel 5.2 Persyaratan Air Umpan <i>Boiler</i>	43
Tabel 5.3 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada <i>Boiler</i> . ..	45
Tabel 6.1 Spesifikasi Gudang Penyimpan Bahan Baku.....	50
Tabel 6.2 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	51
Tabel 6.3 Spesifikasi <i>Bucket Conveyor</i>	51
Tabel 6.4 Spesifikasi <i>Tangki Penyimpanan O₂</i>	52
Tabel 6.5 Spesifikasi <i>Compresor</i>	53
Tabel 6.6 Spesifikasi Reaktor <i>Gasifier</i>	53

Tabel 6.7 Spesifikasi <i>Cooler</i>	54
Tabel 6.8 Spesifikasi <i>Reaktor desulfurizer</i>	54
Tabel 6.9 Spesifikasi <i>Cooler</i>	55
Tabel 6.10 Spesifikasi <i>PSA</i>	55
Tabel 6.11 Spesifikasi <i>Tangki penyimpanan syngas</i>	56
Tabel 6.12 Spesifikasi <i>Tangki penyimpanan gas implusif</i>	57
Tabel 6.2.1 Spesifikasi Pompa Air Sungai.....	57
Tabel 6.2.2 Spesifikasi Bak Penampung Air Sungai	58
Tabel 6.2.3 Spesifikasi <i>Tangki pelarut alum</i>	59
Tabel 6.2.4 Spesifikasi <i>Tangki pelarut Kapur Tohor</i>	59
Tabel 6.2.5 Spesifikasi <i>Tangki pelarut Kaporit</i>	60
Tabel 6.2.6 Spesifikasi Sand Filter	60
Tabel 6.2.7 Spesifikasi Tangki Air Demin	61
Tabel 6.2.8 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih.....	62

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Aplikasi Produk Syngas	4
Gambar 1.2 Peta Alterntif Lokasi Pabrik di Sangatta	7
Gambar 1.3 Peta Alternatif Lokasi Pabrik di Bontang	8
Gambar 1.4 Peta Alternatif Lokasi Pabrik di Satui	9
Gambar 3.1 Blok Diagram Pembuatan Syngas dari Batu Bara	25
Gambar 3.2 Flowsheet Pembuatan Syngas dari Batu Bara.....	28
Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Sanitasi	40
Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa.....	44
Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Proses	45
Gambar 5.4 Proses Pembuatan <i>Chilled Water</i>	48

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Perhitungan Neraca Massa	LA-1
Lampiran B Perhitungan Neraca Energi	LB-1
Lampiran C Spesifikasi Peralatan Proses dan Utilitas	LC-1
Lampiran D Analisa Ekonomi Teknik	LD-1

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Gas sintesis (*Syngas*) merupakan istilah yang digunakan untuk campuran gas yang terdiri dari gas hidrogen (H_2) dan gas karbon monoksida (CO). Dan sangat sering beberapa komponen gas lainnya seperti karbon dioksida, hidrogen, sulfur, nitrogen. *Syngas* merupakan *intermediate product* yang kemudian dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan senyawa kimia, pupuk, bahan bakar dan lainnya sebagainya. Banyaknya produk turunan syngas menyebabkan permintaan pasar semakin meningkat. Salah satu permintaan produk turunan syngas yang paling banyak adalah metanol. Metanol merupakan bahan baku dari beberapa produk bahan kimia lainnya seperti cat, peledak, dan tekstil. Berdasarkan data dari Kementerian Perindustrian (2021) kebutuhan metanol Indonesia pada tahun 2020 mencapai 1,2 juta ton.

Gas sintesis (*Syngas*) dapat diproduksi dari beberapa bahan baku seperti batu bara, biomasa, dan gas alam. Namun penggunaan gas alam dan biomasa sebagai bahan baku syngas tidak disarankan. Hal ini dikarenakan cadangan gas alam di Indonesia yang terbatas, serta teknologi yang kurang memadai pada skala lab untuk biomassa. Untuk itu penggunaan batu bara sebagai bahan baku *syngas* sangat disarankan.

Batu bara merupakan batuan sedimen yang dapat terbakar terbentuk dari endapan organik, utamanya adalah sisa-sisa tumbuhan dan terbentuk melalui proses pembatubaraan. Berdasarkan data dari Kementerian ESDM (2021) produksi batu bara di Indonesia mencapai angka 610 juta ton pada bulan oktober 2021. Sebagai salah satu negara produsen dan pemilik cadangan terbesar di dunia, pemanfaatan batu bara di Indonesia terbilang belum optimal, pasalnya sejak tahun 2016, pemanfaatan batu bara domestik masih pada kisaran 20-25% yaitu sekitar 137,5 juta ton. Adapun alternatif yang dapat dilakukan dalam pemanfaatan batu bara yaitu dengan memproduksi gas sintesis dari batubara dengan menggunakan proses gasifikasi. Maka dari itu batu bara merupakan bahan baku yang paling ideal jika digunakan sebagai bahan baku pembuatan *syngas* karena memiliki cadangan yang paling besar.

Batu bara yang digunakan ialah batubara peringkat rendah (*Low rank-coal*) karena jumlah batubara ini mencapai 90,46% dari total sumber daya dan cadangan batu bara di Indonesia. Jenis batu bara Ini apabila digunakan sebagai bahan baku pembuatan *syngas*, diharapkan dapat menjadi nilai tambah. Serta sejalan dengan peraturan pemerintah no.71 tahun 2011 mengarah pada langkah penurunan emisi gas rumah kaca yang berasal dari sektor energi. Oleh karena itu pemanfaatan batu bara menjadi *syngas* penghasil metanol dapat mengurangi emisi gas CO₂, sehingga dapat meningkatkan kualitas lingkungan hidup.

Proses gasifikasi batu bara diharapkan dapat mengurangi jumlah impor metanol untuk indonesia, sehingga dapat mengurangi devisa negara, serta dapat meningkatkan perekonomian di Indonesia dan memperluas lapangan kerja, dan meningkatkan produksi dalam negeri.

Syngas merupakan bahan kimia dasar yang banyak digunakan dalam berbagai industri sebagai *intermediate product* untuk kemudian dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan senyawa kimia, pupuk, bahan bakar, pembangkit listrik, dan masih banyak lagi.

1.2 Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik dapat ditentukan dengan mempertimbangkan kebutuhan pasar dan ketersediaan produk yang ada, berikut beberapa pertimbangan yang digunakan untuk menentukan kapasitas pabrik *syngas* di Indonesia.

1.2.1 Bahan Baku Yang Tersedia

Dari banyaknya pabrik yang memproduksi batu bara maka di ambil beberapa pabrik yang memproduksi batu bara terbesar di Indonesia. Daftar pabrik batu bara terbesar di Indonesia dapat dilihat pada **Tabel 1.1**

Tabel 1.1 Daftar Pabrik Batu Bara Terbesar di Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)	Lokasi	Sumber
PT Kaltim Prima Coal	70.000.000	Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan	Kcp.co.id

		Timur	
PT Adaro Indonesia	60.000.000	Kalimantan Selatan	CNBC.indonesia
PT. Berau Coal	32.000.000	Kabupaten Berau , Samarinda, Kalimantan Timur	www.beraulcoalenergy.co.id
PT Kideco Jaya Agung	40.000.000	Kabupaten Paser , Kalimantan Timur	Bquard.me
PT Indo Tambang Raya Megah tbk	22.000.000	Kalimantan Timur	Apbi-icma.org
PT Bukit Asam Tbk	25.000.000	Tanjung Enim , Sumatera Selatan	CNBC.indonesia

Kapasitas produksi pabrik mempengaruhi perhitungan ekonomis maupun teknis dalam suatu perancangan pabrik. Dalam menentukan kapasitas rancangan pabrik *syngas* perlu mempertimbangkan beberapa hal, diantaranya proyeksi konsumsi *syngas*, kapasitas *syngas* komersial yang sudah ada dengan kapasitas minimal atau maksimal yang terpasang dan ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan.

1.2.2 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

Beberapa pabrik *syngas* yang sudah beroperasi untuk memenuhi kebutuhan industri terutama industri kimia. Beberapa data kapasitas produksi *syngas* di dunia disajikan dalam **Tabel 1.2**

Tabel 1.2 Daftar Pabrik *Syngas* di Dunia

Produsen	Kapasitas (ton/tahun)	Lokasi
Kingsport Integrated Coal Gasification	450.000	Texas

POSCO Gwangyang	500.000	Lousiana,US
Praxair Gulf Coast HyCo Plant	600.000	Lousiana, US
Hexigten SNG Plant	1.500.000	Columbia

Sumber: analytics.com, 2015

1.2.3 Permintaan Pasar

Berikut ini merupakan pangsa pasar produk *syngas* di seluruh dunia pada tahun 2020.

Syngas Market, Capacity (%), by End-user Industry, Global, 2021



Source: Mordor Intelligence



Gambar 1.2. Aplikasi dari Produk Syngas (Gambar diambil dari *Mordor Intelligence*).

Berdasarkan gambar diatas, industri kimia menjadi industri yang memiliki permintaan *syngas* paling banyak dibandingkan industri lainnya. Hingga saat ini, beberapa industri kimia masih menggunakan gas alam sebagai bahan baku. Namun, ketersediaan gas alam yang terus berkurang sehingga perlu bahan baku pengganti untuk memenuhi kebutuhan industri tersebut. Untuk itu, *syngas* menjadi pilihan utama untuk menggantikan gas alam sebagai bahan baku.

Di Indonesia sendiri terdapat beberapa industri yang memproduksi senyawa turunan *syngas*, yaitu metanol dan pupuk urea. Untuk industri metanol, produksi metanol saat ini belum bisa memenuhi kebutuhan nasional. Johny Darmawan selaku Wakil Ketua Umum Kadin bidang Perindustrian menuturkan bahwa saat ini Indonesia mengimpor metanol sebanyak 53% dari total kebutuhan metanol nasional. Keadaan tersebut membuat pemerintah memproyeksikan untuk

meningkatkan lagi produksi metanol agar impor metanol dapat dikurangi. Untuk industri pupuk urea, kebutuhan nasional saat ini sudah terpenuhi oleh beberapa perusahaan pupuk yang ada di Indonesia, seperti PT. Pupuk Kalimantan Timur, PT. Petrokimia Gresik, PT. Iskandar Muda, dan lainnya. Namun, keberhasilan pemenuhan kebutuhan nasional terdapat sebuah masalah. Masalah tersebut ialah beberapa perusahaan pupuk yang terancam tidak bisa lagi beroperasi. Menurut Direktur Utama Pupuk Indonesia, terdapat 3 perusahaan pupuk yang terancam tidak dapat beroperasi lagi yaitu PT. Pupuk Iskandar Muda, PT. Pupuk Kujang, dan PT. Petrokimia Gresik dikarenakan kekurangan pasokan gas. Kekurangan pasokan gas terbesar dialami oleh PT. Pupuk Iskandar Muda dimana perusahaan pupuk tersebut saat ini pasokan gasnya hanya 30 MMSCFD dari kebutuhan totalnya yaitu 110 MMSCFD. Sementara itu, PT. Pupuk Kujang kekurangan pasokan gas sebanyak 10 hingga 25 MMSCFD dan PT. Petrokimia Gresik sebanyak 34 MMSCFD. Berdasarkan dari kedua permasalahan tersebut yaitu peningkatan kebutuhan gas bagi industri metanol dan kurangnya pasokan gas pada beberapa perusahaan pupuk, permintaan pasar *syngas* kedepannya diprediksi akan sangat tinggi.

1.2.4 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas dari perancangan pabrik *syngas* ini mengacu pada kebutuhan dari beberapa Industri Pupuk dan Petrokimia untuk menghasilkan produk turunannya, terutama di daerah Kalimantan (Region V).

Adapun permintaan gas alam tersebut berasal dari pemerintah dan beberapa sektor industri, seperti pada **Tabel 1.3**

Tabel 1.3 Perkiraan Permintaan Gas di Region V (MMSCFD)

Uraian	2018			2022			2027		
	Skenario 1	Skenario 2	Skenario 3	Skenario 1	Skenario 2	Skenario 3	Skenario 1	Skenario 2	Skenario 3
Lifting Minyak Bumi	80,15	80,15	80,15	132,84	132,84	132,84	82,73	82,73	82,73
Program Pemerintah	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Transportasi	24,40	24,40	24,40	29,66	29,66	29,66	37,85	37,85	37,85
Rumah Tangga	1,20	1,20	1,20	1,46	1,46	1,46	1,86	1,86	1,86

Pupuk dan Petrokimia	472,50	472,50	472,50	472,50	472,50	472,50	472,50	472,50	472,50
Kelistrikan	51,56	72,75	72,75	53,87	86,47	86,47	56,90	99,36	99,36
Rumah Tangga	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Industri	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Industri Retail	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Industri Non Retail	45,40	45,00	45,00	47,24	55,75	145,00	49,65	72,86	270,00
Ekspor/Komitmen LNG	987,00	987,00	987,00	492,00	492,00	492,00	20,00	20,00	20,00
Total Demand	1662,21	1683,00	1683,00	1229,57	1270,68	1359,93	721,49	787,16	984,30

Sumber (kemntrian ESDM 2018)

Berdasarkan **Tabel 1.3** menunjukkan bahwa permintaan gas alam paling banyak di Region V yaitu dari sektor pupuk dan petrokimia sedangkan permintaan gas terkecil berasal dari pemerintah dimana permintaan tersebut untuk memenuhi kebutuhan transportasi dan rumah tangga.

Dari data tersebut maka dirancang kapasitas pabrik *syngas* dapat memenuhi seperlima dari kebutuhan Industri Pupuk dan Petrokimia di Regionl V setiap tahunnya yaitu 94,4 MMSCFD atau sebesar 620.000 ton/tahun.

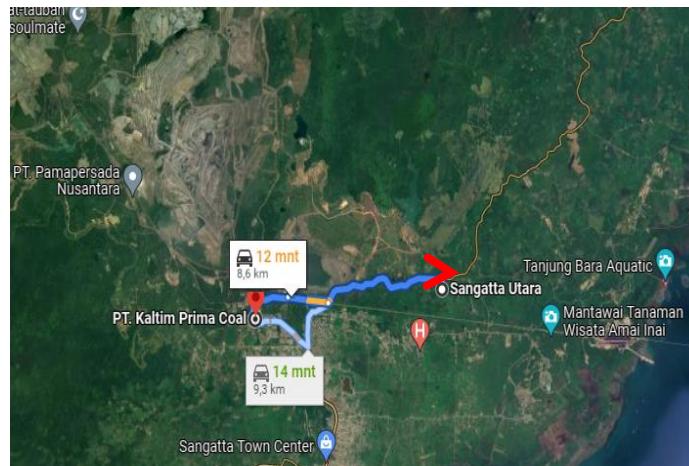
1.3 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat mempengaruhi kegiatan industri baik menyangkut produksi maupun distribusi produk. Oleh karena itu pemilihan lokasi harus memberikan perhitungan biaya produksi yang minimal. Pemilihan ini bisa dilakukan dengan menggunakan analisis SWOT (*Strength, Weakness, Opportunities, Threat*).

1.3.1 Alternatif Lokasi 1 (Sangatta , Kalimantan Timur)

Sangatta merupakan kecamatan yang berada Kabupaten Kutai Timur, semula merupakan bagian dari kabupaten Kutai yang luasnya hampir sama dengan luas Jawa Timur sdengan curah hujan: 1.700-2.000 mm/tahun, klasifikasi lereng: > 20%, rata-rata kedalaman muka air tanah: 80 cm, ketinggian tanah 5-100 meter di atas muka air laut.

Pemilihan lokasi di Kawasan Industri Sangatta memiliki beberapa alasan diantara lain bahan baku yang digunakan berasal dari PT. Kaltim Prima Coal, Lokasi yang dekat dengan sungai sangatta, dan Pemberlakuan otonomi daerah memberikan iklim yang cukup kondusif bagi investor untuk penanaman modal. Peta alternatif lokasi 1 untuk pendirian pabrik *syngas* dapat dilihat pada **Gambar 1.2**

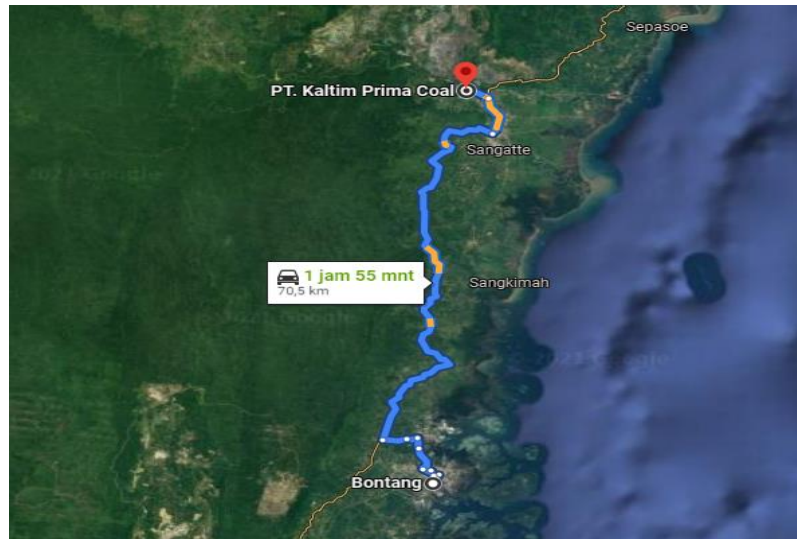


Gambar 1.2 Alternatif Lokasi 1 Pabrik di Sangatta, Kalimantan Timur

1.3.2 Alternatif Lokasi 2 (Bontang, Kalimantan Timur)

Kabupaten Bontang Timur adalah sebuah Kabupaten di Provinsi Kalimantan Timur, Indonesia. Kabupaten ini terletak sekitar 120 kilometer dari Kota Samarinda, berbatasan langsung dengan Kabupaten Kutai Timur di Utara dan Barat, Kabupaten Kutai Kartanegara di Selatan dan Selat Makassar di timur. Letak geografisnya 0.137° LU dan 117.5° BT.

Pemilihan lokasi pabrik *syngas* direncanakan di Kawasan Industri Bontang, Kalimantan Timur. Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor utama dalam pemilihan lokasi pabrik. Pabrik diusahakan berlokasi sedekat mungkin dengan bahan baku agar dapat menghemat biaya pengangkutan bahan baku. Bahan baku utama pembuatan metanol adalah batu bara dan gas hidrogen. Dimana batu bara diperoleh dari PT. Kaltim Prima Coal, Kalimantan Timur, sedangkan gas hidrogen di peroleh dari PT. Samator Gas Industri, Bontang, Kalimantan Timur. Peta alternatif lokasi 2 untuk *syngas* dapat dilihat pada **Gambar 1.3**

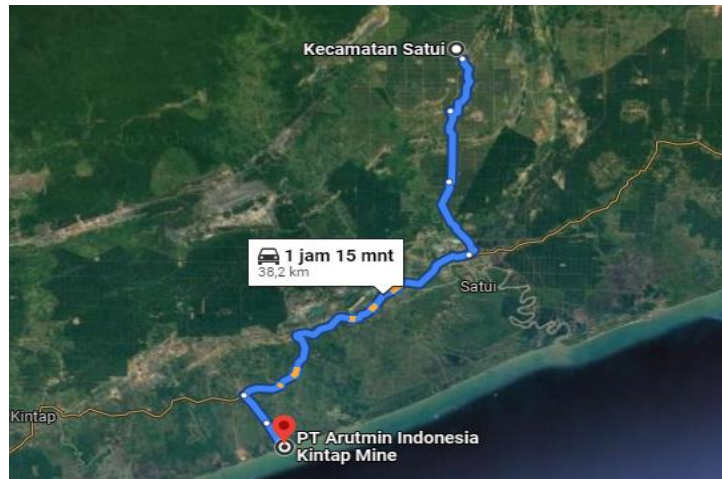


Gambar 1.3 Alternatif Lokasi Pabrik di Bontang, Kalimantan Timur

1.3.3 Alternatif Lokasi 3 (Satui, Kalimantan Selatan)

Satui merupakan salah satu permukiman tertua di Kabupaten Tanah Bumbu, lebih dulu dari pada Pagatan, nama daerah Satui ini sudah ada di dalam Hikayat Banjar (1663) sebagai salah satu daerah Kesultanan Banjar. Kecamatan satui adalah bagian dari wilayah administratif kabupaten Tanah Bumbu Kalimantan Selatan Ibu Kota Kecamatan berada di Desa Sungai Danau beberapa desa yang menjadi pusat kegiatan diantaranya adalah Sungai Cuka, Jombang, Setarap, Satui Barat, Satui Timur, Bukit Baru, Sumber Arum, Sekapuk.

Pemilihan lokasi di Kawasan Industri Satui memiliki beberapa alasan antara lain, ketersediaan bahan baku batu bara dari PT. Arutmin Indonesia Site Satui, lokasi pabrik dekat dengan sungai, sumber bahan baku hidrogen yang dekat dengan lokasi, serta akses untuk pemasaran jalur darat bisa dilakukan. Peta alternatif lokasi 3 untuk pendirian pabrik *syngas* dapat dilihat pada **Gambar 1.4**



Gambar 1.4 Alternatif Lokasi Pabrik di Satui, Kalimantan Selatan

Analisa SWOT untuk masing-masing lokasi dapat dilihat pada **Tabel 1.4**.

Tabel 1.4 Analisis SWOT Alternatif Lokasi Prarancangan Pabrik

Lokasi	Variabel	Internal		Eksternal	
		Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Keuntungan)	Threat (Tantangan)
Sangatta, Kalimantan Timur	Bahan baku	• Dekat dengan bahan baku Batu bara PT. Kaltim Prima Coal	• Bahan baku tidak milik sendiri	• Tersedia sumber bahan baku	• Adanya potensi pengolahan batu bara menjadi produk lain
	Pemasaran	• Dekat dengan Selat Makassar, Transportasi laut untuk pemasaran diluar Kalimantan	• Tergantung dengan pihak ekspedisi • Memerlukan angkutan darat dan laut sendiri	• Banyaknya konsumen yang membutuhkan methanol saat ini	• Persaingan kualitas dengan pabrik penghasil methanol lainnya
	Utilitas	• Dekat dengan sungai sehingga memudahkan dalam penyediaan air untuk utilitas.	• Perlu pengolahan air lebih lanjut	• Kebutuhan air mencukupi karena dekat dengan muara sungai	• Berpotensi kekurangan air yang di sebabkan karna terjadinya kemarau

	Tenaga Kerja	• Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dari provinsi sekitar • Tenaga kerja diperoleh dari universitas yang berada di Kalimantan dan daerah lain.	• Kompetisi gaji tenaga kerja • Sedikitnya pekerja yang berpengalaman	• Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik dan terampil • Dapat diperoleh dari dalam dan luar provinsi	• Tingginya Upah Minimum Regional (UMR) yang disediakan • Banyak pesaing rekrutmen SDM
	Kondisi Daerah	• Tempat bangunan tersedia luas	• Berada di daerah tepi pantai	• Banyak lahan kosong	• Rawan terjadinya Gempa dan Tsunami
Kawasan Industri Botang, Kalimantan Timur	Bahan baku	• Dekat dengan bahan baku Batu Bara Di PT. Kaltim Prima Coal	• Tergantung dengan pemasok bahan baku • Jarak bahan baku dengan lokasi prarancangan pabrik sedikit jauh	• Tersedia sumber bahan baku	• Adanya potensi pengolahan batu bara menjadi produk lain
	Pemasaran	• Dekat dengan transportasi laut dan darat • Dekat dengan pemasaran produk	• Harus melakukan pengenalan produk terlebih dahulu	• Banyaknya konsumen yang membutuhkan methanol saat ini	• Dekat dengan salah satu pabrik metanol lain.

	Utilitas	• Dekat dengan sumber air dari laut	Sumber air berasal dari laut sehingga diperlukannya pretreatment tambahan dari air garam ke air produksi	• Kebutuhan air mencukupi karena dekat dengan laut	Peningkatan kualitas air proses sesuai dengan standar air proses
	Tenaga Kerja	• Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dari provinsi sekitar • Adanya tenaga kerja dari perguruan tinggi sekitar	• Sedikitnya pekerja yang berpengalaman	• Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik dan terampil	• Pelatihan atau training terhadap calon karyawan
	Kondisi Daerah	• Tempat bangunan tersedia luas • Dipesisir pantai terdapat tempat wisata	• Terdapat banyak kawasan industri lain • Terdapat pabrik metanol lain	• Terdapat lahan kosong	• Rawan pasang air laut • Meningkatkan kualitas metanol dari pabrik lain.

Satui, Kalimantan Selatan	Bahan baku	• Batubara didapat dari PT. Arutmin Indonesia dengan kapasitas 40 juta ton pertahun	• Tergantung dengan pemasok bahan baku	• Tersedia sumber bahan baku	• Tingkat kualitas bahan baku di Kalimantan Selatan
	Pemasaran	• Transportasi pemasaran melalui darat karena dekat dengan akses jalan raya,	• Harus melakukan pengenalan produk terlebih dahulu	• Banyaknya konsumen yang membutuhkan methanol saat ini	• Peningkatan pemasaran metanol di dalam negeri dan luar negeri. • Transportasi darat dalam pemasaran produk maksimal
	Utilitas	• Lokasi pabrik dekat dengan sungai Danau sehingga memudahkan dalam penyediaan air untuk utilitas	• Perlu pengolahan air lebih lanjut	• Kebutuhan air mencukupi karena dekat dengan muara sungai Danau	• Berpotensi kekurangan air yang disebabkan karena terjadinya kemarau • Berpotensi Tercemarnya Air sungai oleh lingkungan sekitar

	Tenaga Kerja	• Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan provinsi lain	• Sedikitnya pekerja yang berpengalaman	• Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga terdidik	• Perusahaan yang lebih mapan dapat menawarkan gaji lebih tinggi
	Kondisi Daerah	• Tempat bangunan tersedia luas	• Lokasi pabrik sedikit dekat dengan penduduk sekitar	• Berada dekat dnegan pusat kota	• Perlu pengamatan dan pengawasan terhadap kecelakaan yang disebabkan oleh iklim sering berubah

Berdasarkan analisa SWOT pemilihan pembangunan lokasi prarancangan pabrik *Syngas* dengan kapasitas 620.000 ton/tahun dari bahan baku batu bara akan direncanakan di Sangatta, Kalimantan Timur mengingat sumber bahan baku yang banyak dan dekat dengan perairan di daerah Kalimantan sehingga dapat membantu proses produksi . Pemilihan lokasi berdasarkan pada fasilitas yang tersedia seperti:

1. Terpenuhiya ketersediaan bahan baku yang banyak di daerah Kalimantan
2. Sumber air berasal dari sungai terdekat didekat kawasan perindustrian.
3. Akseibilitas transportasi darat dan laut, sehingga memudahkan untuk melakukan distribusi produk ke luar Provinsi Kalimantan Timur.

BAB II. TINJAUAN TEORI

2.1 Gas Sintesis (*Syngas*)

Gas sintetis adalah campuran bahan bakar gas yang terutama terdiri dari hidrogen, karbon monoksida, dan sangat sering beberapa karbon dioksida. Nama ini berasal dari penggunaannya sebagai perantara dalam membuat gas alam sintetis (*syngas*) dan untuk memproduksi amonia atau metanol. *Syngas* biasanya merupakan produk gasifikasi batubara dan aplikasi utamanya adalah pembangkit listrik. Gas sintetis mudah terbakar dan dapat digunakan sebagai bahan bakar mesin pembakaran internal. Saat ini *syngas* telah digunakan sebagai pengganti bensin, ketika pasokan bensin terbatas. Misalnya, gas kayu digunakan untuk menggerakkan mobil di Eropa selama Perang Dunia II (Wikipedia, 2022).

Syngas dapat diproduksi dari berbagai sumber, termasuk gas alam, batubara, biomassa, atau hampir semua bahan baku hidrokarbon, dengan reaksi menggunakan uap (steam reforming), atau oksigen (oksidasi parsial) ataupun dari gasifikasi batu bara. *Syngas* adalah sumber daya menengah penting untuk produksi hidrogen, amonia, metanol, dan bahan bakar hidrokarbon sintetis. *Syngas* juga digunakan sebagai perantara dalam memproduksi minyak sintetis untuk digunakan sebagai bahan bakar atau pelumas melalui proses *Fischer-Tropsch* dan sebelumnya mobil metanol dengan bensin. Selain dapat digunakan langsung sebagai bahan bakar ramah lingkungan, *syngas* merupakan *intermediate product* yang artinya produk yang berfungsi sebagai bahan pembuatan produk lainnya seperti gas hidrogen (Anggi dan Rahaningrum, 2015). Adapun tabel spesifikasi *syngas* dapat dilihat pada **Tabel 2.1**

Tabel 2.1 Spesifikasi *Syngas*

Fase	Gas
Komposisi	CO 33%
	H ₂ 66%
	Impurities 1%
Heating Value	5697 Kcal/Kg
Harga	\$ 0,58/Nm ³

Sumber : Alfi dkk, 2019

2.2 Batu bara

Batubara adalah bahan bakar fosil yang terbentuk dari tumbuh-tumbuhan yang hidup dan telah mati sejak 100-400 juta tahun yang lalu. Energi dari batu bara yang kita gunakan pada saat ini berasal dari tumbuh-tumbuhan yang telah menyerap energi dari sinar matahari pada jutaan tahun yang lalu. Seperti yang kita ketahui bersama bahwa tumbuhan menyerap energi dari sinar matahari, mengolahnya menjadi karbohidrat melalui proses fotosintesis.

Pada kondisi normal, tumbuhan yang mati akan terurai dan hancur di dalam tanah. Namun pada pembentukan batu bara ratusan juta tahun silam hal ini tidak terjadi. Hal ini dikarenakan fenomena alam yang terjadi pada saat itu. Berdasarkan penelitian, hutan yang ada di ratusan juta tahun yang lalu tersebut tertimbun oleh banjir, lumpur, rawa, atau air asam. Sehingga menyebabkan energi karbohidrat yang terkandung di dalam tanaman tersebut terkunci dan tidak dapat terurai oleh alam. Selama jutaan tahun, lapisan tanah di atas tanaman-tanaman hutan tadi akan terus meningkat dan menciptakan tekanan yang sangat besar. Ditambah dengan panas yang berasal dari dalam bumi, secara perlahan tanaman-tanaman tadi akan membentuk batu bara. Proses pembentukan batu bara sangat mempengaruhi kualitas dari batubara itu sendiri. Semakin padat batu bara tersebut akibat tekanan alami yang dialaminya, akan semakin tinggi kualitasnya. Batubara dapat dibedakan dalam beberapa tipe dapat dilihat dari **Tabel 2.2**

Tabel 2.2 Tipe-Tipe Batu bara

Antrasit	High Rank	91,8	8300	130-160
Bituminus	Moderate Rank	82,8	7000-8000	98-125
Sub-Bituminus	Low-Rank	46,6	6000	78-90
Lignit	Low-Rank	29,3	1500-4500	55-78

Sumber : athaya,2020

Adapun spesifikasi batu bara berdasarkan analisa proksimat dan ultimatnya dapat dilihat pada **Tabel 2.3**

Tabel 2.3 Analisa Batubara

No.	Parameter	Nilai
A. Analisa Proksimat		
1	Kadar Air, Ar	35%
2	Karbon Padat, Db	45.58%
3	Zat Terbang, Db	49.35%
4	Abu, % Db	5.06%
B. Hhv (Kka/Kg), Db		6.57%
C. Analisa Ultimat, Daf		
1	Karbon	72.39%
2	Hidrogen	4.89%
3	Nitrogen	1.03%
4	Sulfur	0.25%
5	Oksigen	21.42%

Sumber : PT. Arutmin Indonesia

Tabel 2.4 Spesifikasi Batu bara

Parameter	Unit	Bassi ASTM
Total Moisture	%	Arb
Inherent Mositure	%	Adb
Ash Content	%	Adb
Volatile Matter	%	Adb
Fixed Carbon	%	Adb
Total Sulphur	%	Adb
Hardgrove Grindability Index	-	-
Gross Calorific Value	Kcal/kg	Adb
	Kcal/kg	Adb
Size Crushing	%	90

Sumber : mm-Energi.com

2.3 Tinjauan Proses

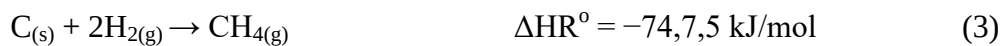
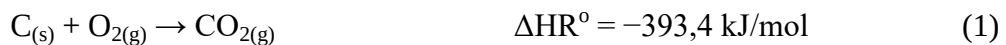
2.3.1 Pembuatan Syngas

Syngas dapat diperoleh dari proses gasifikasi batu bara dimana batu bara diubah dari bentuk padat menjadi gas. Batu bara yang merupakan bahan baku pembuatan *syngas* jumlahnya sangat melimpah di Indonesia. Proses gasifikasi

batu bara adalah proses yang mengkonversi karbon dalam batu bara menjadi gas (*syngas*) dengan menggunakan media gasifikasi (*gasification agent*). Zat yang biasanya digunakan sebagai media yaitu udara atau oksigen, *steam*/air, dan karbon dioksida (CO_2). Gas yang dihasilkan dari gasifikasi batu bara yaitu karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H_2) yang menjadi produk utamanya (Fadil Almer dkk, 2021). Pada gasifikasi terjadi empat reaksi yaitu sebagai berikut :

1. Pengeringan, proses penghilangan *moisture* dari batu bara yang mana pada proses ini dihasilkan batu bara kering dan uap air.
2. Pirolisis, pada proses ini terjadi pelepasan gas-gas tar atau hidrokarbon ringan lainnya dari batu bara sehingga dihasilkan karbon.
3. Pembakaran karbon bereaksi dengan oksigen menghasilkan CO_2 .
4. Gasifikasi, proses dimana terbentuknya produk utama *syngas* yaitu CO , H_2 dan sedikit CO_2 .

Reaksi-reaksi pada proses gasifikasi batubara adalah sebagai berikut :



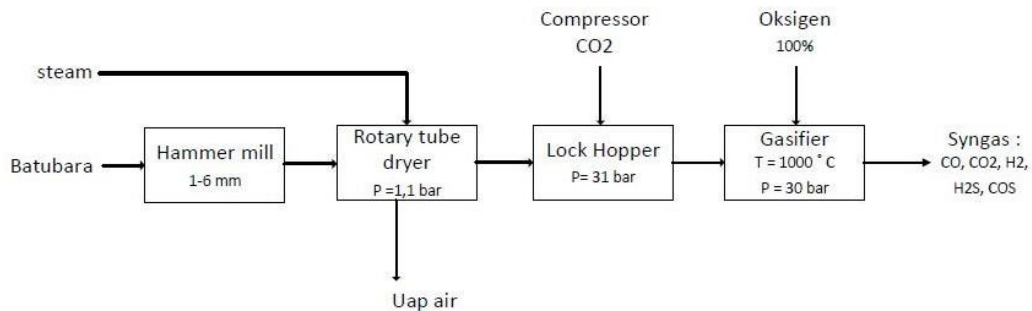
Batu bara pada dasarnya merupakan suatu proses perubahan menjadi gas yang lebih mudah terbakar dengan klasifikasi berdasarkan nilai panas (*heating value*) yaitu *low-btu* (180-350 Btu/scf), *medium-btu* (250-500 Btu/scf), *high-btu* (950-1000 Btu/scf). Perubahan batu bara menjadi gas yang mudah terbakar terjadi melalui beberapa proses kimia dalam reaktor gasifikasi. Tahap awal setelah batu bara mendapat perlakuan awal (ukuran butir diperkecil hingga ukuran butir tertentu), sebagai *feed stock*, mengalami pemanasan sampai temperatur reaksi dan mengalami pirolisa atau pembakaran (Sukandarrumidi, 2006).

Pembakaran yang terjadi disini adalah pembakaran tidak sempurna (*partial combustion*) dengan *ratio* batu bara lebih besar dari stoikiometri. Dalam reaktor gasifikasi, distribusi berat atau komposisi berat gas yang terjadi dipengaruhi oleh

beberapa kondisi yaitu tekanan, temperatur, kecepatan pemanas, *residence time*, dan jenis umpan batu bara. Panas gasifikasi diklarifikasikan berdasarkan nilai panas, dan dapat juga digolongkan berdasarkan atas transportasi dan kondisi sistem reaksi dalam reaktor (Sukabundarrumidi, 2006).

a. Gasifikasi kering (*Fixed bed*)

Pada proses gasifikasi ini, Sistem *dry coal feed* menggunakan *lock hopper* yang sedikit demi sedikit memasukkan batubara ke dalam gasifier bertekanan melalui pembukaan dan penutupan *valve* di bagian atas dan bawah dari tangki bertekanan. *dry feed gasifier* biasanya membutuhkan pengeringan batubara untuk mengurangi kelembaban permukaan dan mencegah partikel batubara kecil satu sama lain selama transportasi dan *feeding*.



b. *Entrained Bed*

Pada proses ini, steam dan O₂ bercampur dengan kecepatan sedemikian tinggi sehingga membuat partikel-partikel solid batubara terbawa oleh gas (*transport pneumatic*) yang masuk dari bagian atas. Dalam hal ini diperkenalkan istilah partikel *cloud* (bukan dinamakan bed lagi). Untuk partikel batubara disebut dengan *powder coal* dengan ukuran partikel lebih kecil dari 0,5 mm dengan *residence time* antara 1-5 detik. Pada reaktor ini, gas yang dihasilkan dialirkan ke samping bagian bawah reaktor sedangkan abu dikeluarkan dari bagian dasar reaktor.

Tabel 2.5 Perbandingan Proses Gasifikasi

Parameter	Fixed Bed	Entrained Bed
Bahan Baku	Batu bara	Batu bara
Tipe Proses	Lurgi	Shell, Texaco
Ukuran Feed	<51 Mm	<0,1 Mm
Kualitas Feed	Semua	Semua

Kebutuhan O ₂	Rendah	Tinggi
Suhu	1000 °C	1200-1600 °C
Kemurnian Produk	<95%	98-99%
Tekanan	25-30 atm	Tekanan Tinggi
Produksi Abu	Kering	Slagg

Sumber : A.G.A.Z, Habib ,2008

Berdasarkan **Tabel 2**, prarancangan pabrik dipilih reaktor gasifier dengan tipe *enternaid bed* dengan kelebihan pada reaktor ini yaitu :

- Memiliki konversi maupun *yield* yang tinggi, artinya proses tersebut mampu menghasilkan produk dengan kuantitas yang lebih banyak untuk satuan bahan baku yang sama jika dibandingkan dengan proses lainnya.
- Menghasilkan produk dengan kemurnian sangat tinggi mencapai 99,2%.
- Dapat menghasilkan produk dalam skala besar yaitu >2000 kg/h
- Dapat digunakan untuk berbagai jenis batubara

2.4 Sifat Fisik dan Kimia

Zat kimia memiliki karakteristik masing-masing yang membedakan suatu zat dengan zat lain, akan tetapi tidak sedikit pula zat yang mempunyai persamaan sifat dengan zat lain sehingga dapat dimasukkan dalam satu golongan. Karakteristik zat ini akan menentukan bagaimana zat tersebut dapat dimanfaatkan. Dalam hal ini sifat-sifat suatu zat dapat dibagi menjadi sifat-sifat fisik dan kimia.

2.4.1 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku

Sifat fisik dan kimia bahan baku dapat dilihat pada **Tabel 2.6**

Tabel 2.6 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku

No	Bahan	Bentuk	Sifat Fisik	Sifat Kimia
1	Batu bara	Fasa	Padat	Rumus Kimia $C_{75}OH_5O_{20}$
		Jenis batu bara	Sub-Bitumasi	
		Densitas	720,83-961,11 kg/m ³	
		Viskositas	1,33 Cp(20 °C)	
		Berat Molekul	1136,37 gr/mol	
		<i>Spesifik gravity</i>	1,25- 1,70 g/cm ³	
		Cp	1,1 kJ/kg.°K	

2	Air	Fasa	Cair	Rumus Molekul : H ₂ O Bersifat Polar Bersifat netral pH diantar 7,0
		Warna	Tak berwarna	
		Berat molekul	18 g/mol	
		Titik leleh	–	
		Titik didih	100 °C	
		Cp	42,22 Kj/mol. °K	
		Densitas	1 g/cm ³ ,	
		Viskositas	0.899 Cp (25°C)	
3	Oksigen	Fasa	Gas	Sedikit larut dalam air, alkohol dan beberapa cairan umum lainnya
		Warna	Tidak berwarna	
		Berat molekul	32 g/mol	
		Titik leleh	-218,79 °C	
		Titik didih	-182,95 °C	
		Cp	29,378 J/mol. °K	
		Densitas	1,429 g/L	
		Viskositas	0.899 cP (25°C)	

Sumber : Wikipedia, 2022

2.4.2 Sifat Fisik dan Kimia Produk

Sifat fisik dan kimia produk dapat dilihat pada **Tabel 2.7**

Tabel 2.7 Sifat Fisik dan Kimia Produk

No	Bahan	Bentuk	Sifat Fisik	Sifat Kimia
1	Karbon Monoksida	Fasa	Gas	Rumus Kimia : CO
		Warna	Tak berwarna	
		Berat molekul	28,0101 g/mol	
		Titik lebur	-205 °C	
		Titik didih	-192 °C	
		Cp	$29,556 - 6,58 \times 10^{-3}T + 2,01 \times 10^{-5}T^2 - 1,22 \times 10^{-8}T^3 + 2,26 \times 10^{-12}T^4$ kJ/mol.K	
		Densitas	0,789 g/cm ³ , <i>liquid</i> . 1,250 g/L at 0 °C, 1 atm. 1,145 g/L pada 25 °C, 1 atm.	

2	Hydrogen	Fasa	Gas	Rumus Kimia : H ₂
		Warna	Tidak berwarna	
		Berat molekul	2 gr/gmol	
		Titik lebur	−259,14 °C	
		Titik didih	−252,879 °C	
		Cp	28,836 J/(mol·K)	
		Densitas	0,08988 g/cm ³ pada 293 K	

Sumber : Rama,2019

BAB III. TAHAPAN DAN DISKRIPSI PROSES

3.1 Tahapan Proses dan Blok Diagram

3.1.1 Tahapan Proses

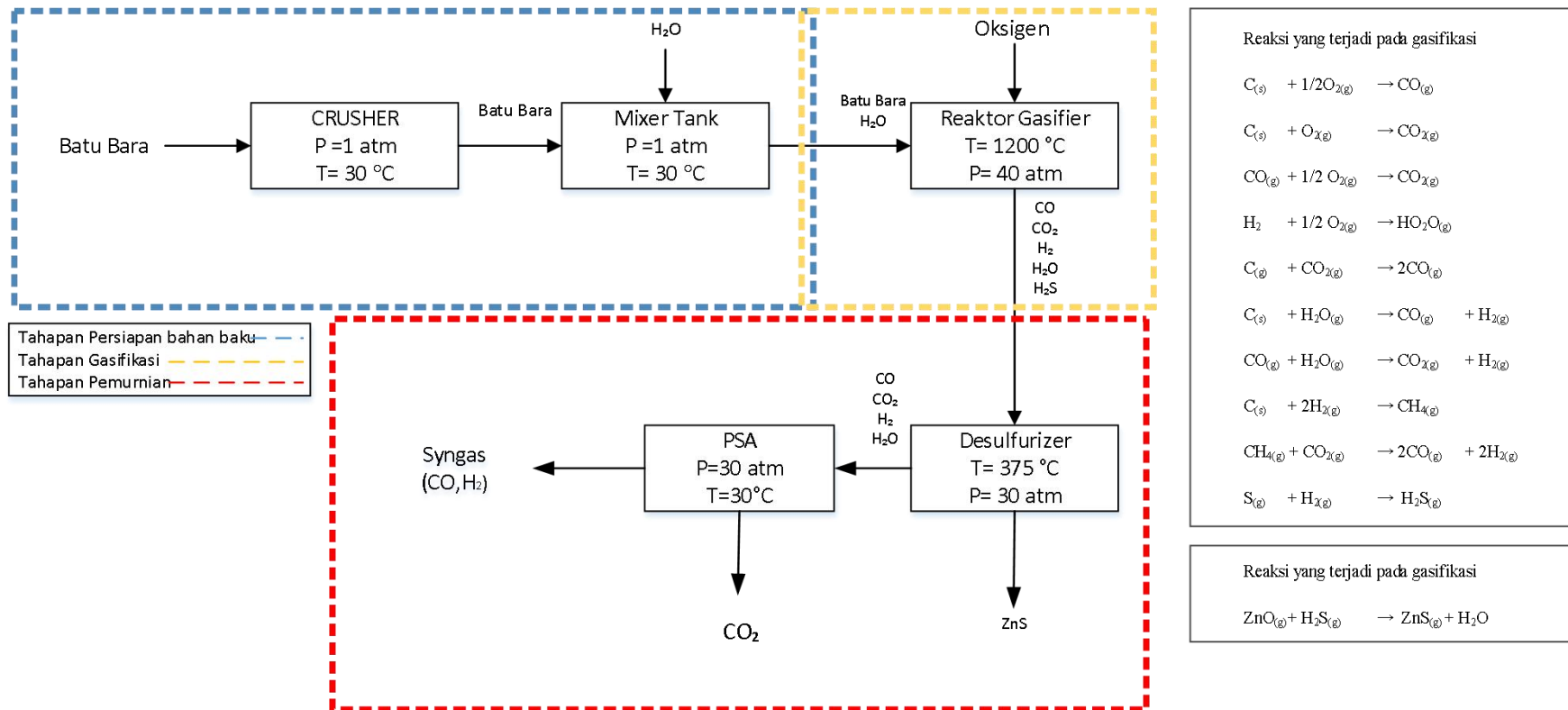
Proses pembuatan *syngas* dari Batu bara, menggunakan proses gasifikasi. Gasifikasi merupakan suatu proses kimia untuk mengubah material yang mengandung karbon menjadi gas yang mudah terbakar (CO, CO₂, H₂ dan lain-lain).

Pembuatan *syngas* dari Batu bara memiliki tahapan proses sebagai berikut:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Gasifikasi
3. Tahap pemurnian

1.1.2 Blok Diagram

Diagram alir dari proses pembuatan Syngas dari batu bara dapat dilihat pada Gambar 3.1



Gambar 3.1 Blok diagram pembuatan Methanol dari Batu Bara

3.2 Deskripsi Proses dan Flowsheet

3.2.1 Deskripsi Proses

a. Tahap persiapan bahan baku

Tahap awal sebelum batubara memasuki reaktor *gasifier*, batubara diperkecil ukurannya terlebih dahulu dengan menggunakan alat *Crusher (C-1031)* hingga berukuran 100 μ atau 0,1 mm agar mudah tercampur dengan air. Setelah diperkecil batubara dicampurkan dengan air didalam Tangki *Mixer (MT-1041)* berpengaduk, karena fase yang dibutuhkan untuk masuk kedalam reaktor adalah *shurry*. Campuran batubara tersebut dimasukan kedalam reaktor *gasifier (R-2031)* dengan tipe *entrained flow* dengan suhu kondisi operasi 1200-1500°C dan tekanan 40 atm. Persiapan bahan baku oksigen sebelum diumpankan ke reactor oksigen dari PT. Samator Gas

b. Gasifikasi batubara

Media gasifikasi yang digunakan adalah oksigen dengan kemurnian 100% (v/v). pada proses ini menghasilkan *syngas* yaitu H₂, CO, CO₂, H₂O, H₂S, N₂ dan *slagging*. Suhu hasil keluaran dari reaktor *gasifier (R-2031)* berkisar 450°C. Reaksi yang terjadi yaitu :

Reaksi oksidasi

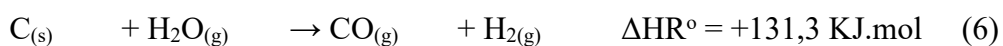


Untuk meningkatkan hasil syngas yang utama dari CO dan H₂

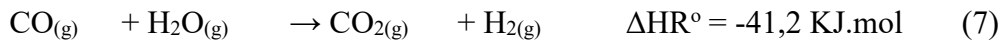
Reaksi Brounnduard



Reaksi Water gas



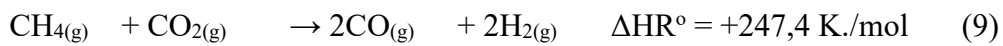
Reaksi water gas shif



Reaksi metanation



Reaksi dry reforming

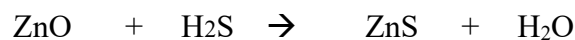


Reaksi yang menghasilkan H₂S



c. Pemurnian produk

Proses penghilangan sulfur dilakukan pada Reaktor *Desulfurizer (R-2031)* yang menggunakan katalis ZnO. Kondisi operasi berkisar 30 atm dan bersuhu 375°C. Gas yang dihasilkan dari proses diharapkan sudah tidak mengandung sulfur lagi sehingga dapat menghasilkan *syngas* yang bebas dari sulfur. Reaksi penyerapan sulfur adalah sebagai berikut :



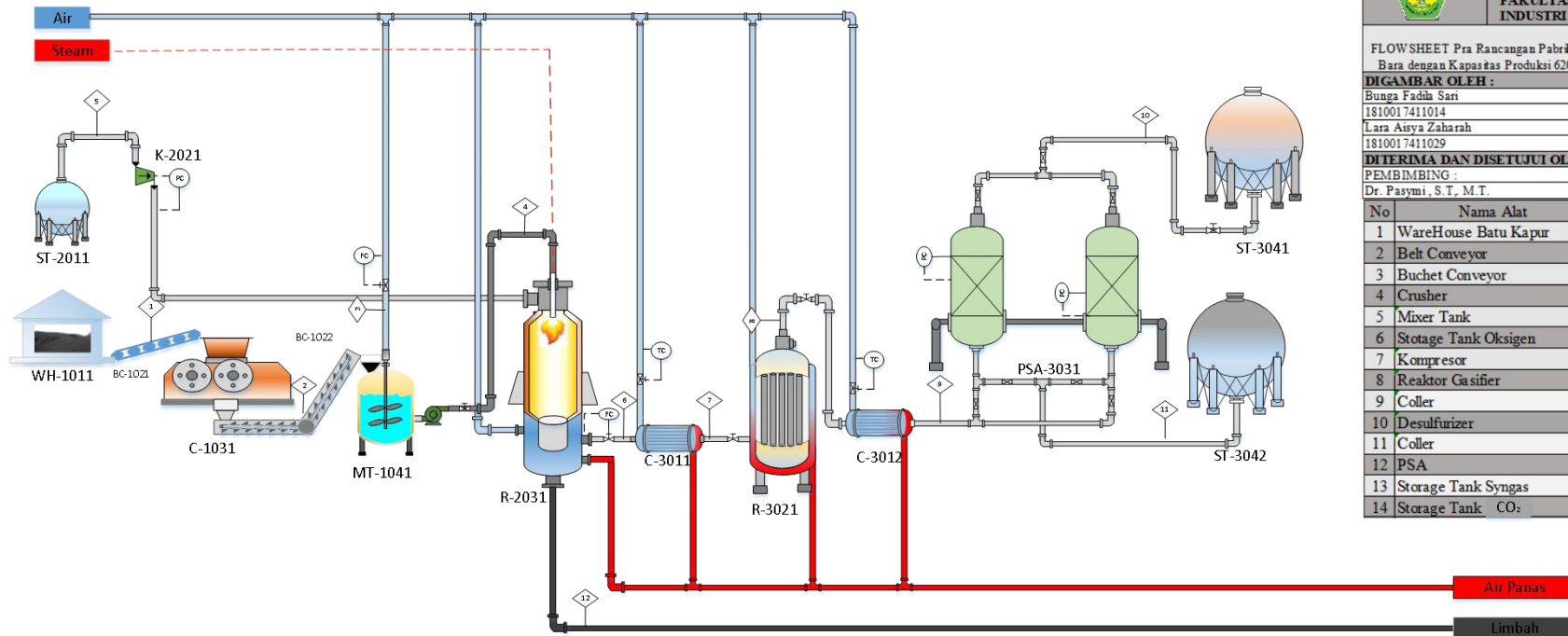
Setelah kadar sulfur dihilangkan, Selanjutnya yaitu penyerapan CO₂ dalam *raw syngas* yang berasal dari reaksi di gasifier maupun yang dihasilkan dari proses konversi CO harus diturunkan untuk memenuhi spesifikasi produk. Proses yang dilakukan adalah absorpsi CO₂ dengan menggunakan solven zeolit di tangki PSA (*Pressure Swing Adsorption*). PSA (PSA-3031) yang digunakan beroperasi pada suhu 30°C dan tekanan 8 atm. Setelah proses pemurnian terjadi maka *syngas* yg dihasilkan dimasukan ke tangki penyimpanan (*storage tank*) *syngas (ST-3041)*.

3.2.2 Flow Sheet

Flow sheet pembuatan Syngas dari Batu bara dapat dilihat pada Gambar 3.2



PRA RANCANGAN PABRIK SYNGAS DARI BATU BARA DENGAN KAPAISTAS 620.000 TON/TAHUN



		JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS	
FLWSHEET Pra Rancangan Pabrik Syngas dari Batu Bara dengan Kapasitas Produksi 620.000 Ton/ Tahun			
DIGAMBAR OLEH :			
Bunga Fadila Sari 1810017411014			
Lara Aisyah Zaharah 1810017411029			
DITERIMA DAN DISETUJUI OLEH :			
PEMBIMBING :			
Dr. Pasmyi, S.T., M.T.			
No	Nama Alat	Kode Alat	
1	WareHouse Batu Kapur	WH-1011	
2	Belt Conveyor	BC-1021	
3	Buchet Conveyor	SC-1022	
4	Crusher	C-1031	
5	Mixer Tank	MT-1041	
6	Stotage Tank Oksigen	ST-2011	
7	Kompresor	K21021	
8	Reaktor Gasifier	R-2031	
9	Coller	C-3011	
10	Desulfurizer	R-3021	
11	Coller	C-3012	
12	PSA	PSA-3031	
13	Storage Tank Syngas	ST-3041	
14	Storage Tank CO ₂	ST-3042	

[illegible]

BAB IV. NERACA MASSA DAN ENERGI

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

4.1 Neraca Massa

Berdasarkan perhitungan neraca massa pada Lampiran A, diperoleh neraca massa sebenarnya untuk masing-masing peralatan yang digunakan. Kapasitas produksi *Syngas* didasarkan pada ketersediaan bahan baku yaitu batubara.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas produksi} &= 620.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 620.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \\ &= 86111,11 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

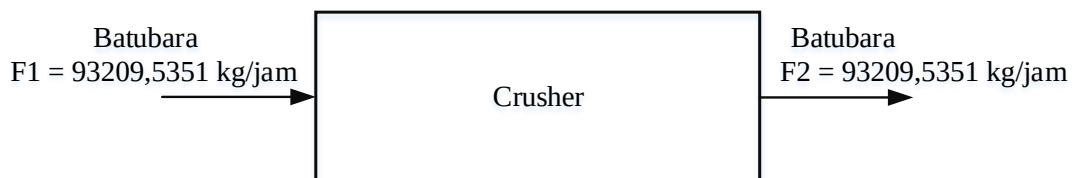
$$\text{Operasi pabrik} = 300 \text{ hari/ton}$$

4.1.1 Crusher (C-1031)

Fungsi : Untuk mengecilkan ukuran batubara

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm



Tabel 4.1 Neraca Massa Crusher (C-1031)

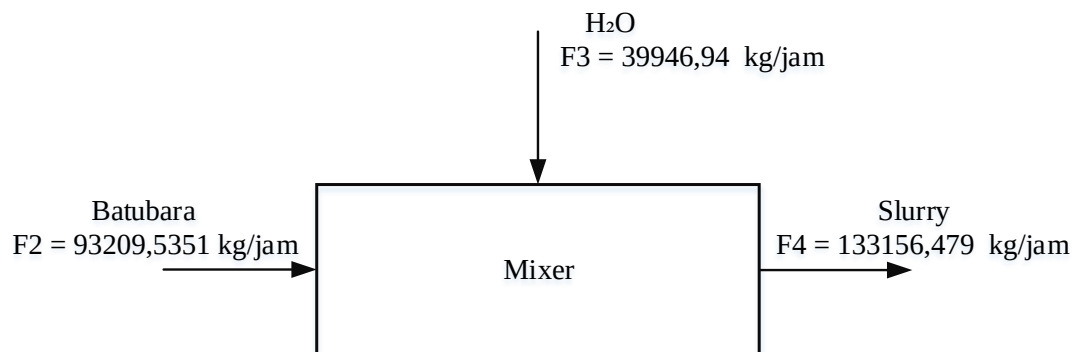
Komponen	Masuk	Keluar
	F1	F2
	kg	kg
Batubara	93209,54	93209,5351
Total	93209,54	93209,5351

4.1.4 Mixer (MT-1041)

Fungsi : Untuk membuat batubara halus menjadi *slurry*

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

**Tabel 4.2** Neraca Massa Mixer (MT-1041)

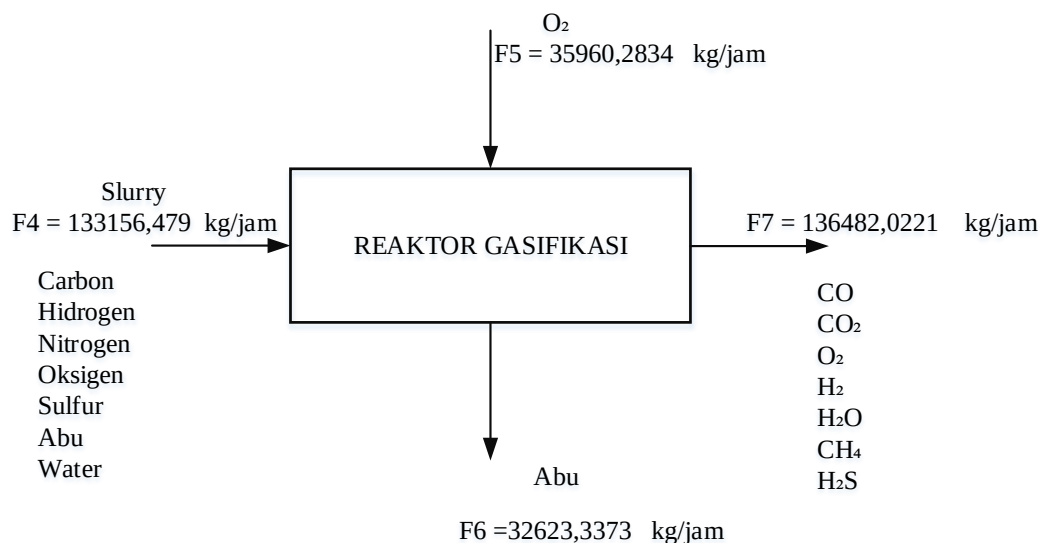
Komponen	Masuk		Keluar
	F2	F3	F4
	kg	kg	kg
Batubara	93209,5351		93209,53508
H ₂ O		39946,94	39946,94
Sub Total	93209,535	39946,944	133156,479
Total	133156,479		133156,479

4.1.3 Reaktor Gasifikasi (R-2031)

Fungsi : Tempat terbentuknya syngas

Kondisi operasi :

- Temperatur : 1200°C
- Tekanan : 40 atm



Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor Gasifikasi (R-2031)

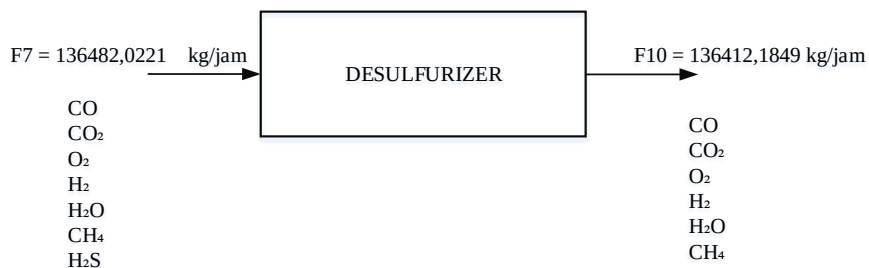
Komponen	BM	Masuk				Keluar			
		F4		F5		F6		F7	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
CH ₄	16							0,05	0,72
C	12	3371,28	40455,32			0,95	11,40		
H ₂ O	18	2481,30	44663,35					1619,13	29144,38
O ₂	32	373,98	11967,31	1123,76	35960,28			0,01	0,30
CO	28							2882,94	80722,37
CO ₂	44							487,34	21442,93
H ₂	2	2732,03	2732,03					2223,73	4447,45
Abu	60	543,72	32623,34			543,72	32623,34		
N ₂	14	41,10	575,46					41,10	575,46
H ₂ S	34							4,36	148,40
S	32	4,36	139,67						
Sub Total		133156,479		35960,2834		32634,7400		136482,0221	
Total		169116,76				169116,76			

4.1.4 Desulfurizer (R-3021)

Fungsi : Tempat penyerapan H_2S

Kondisi operasi :

- Temperatur : 375°C
- Tekanan : 40atm



Tabel 4.4 Neraca Massa Desulfurizer (R-3021)

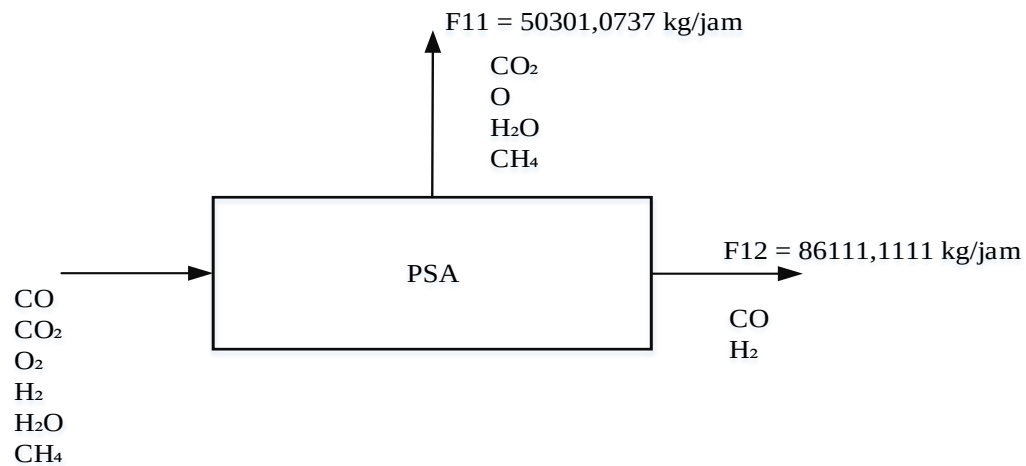
Komponen	BM	Masuk				Keluar			
		F7		F8		F9		F10	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
CH ₄	16	0,0	0,7					0,05	0,72
H ₂ O	18	1619,1	29144,4					1623,50	29222,95
O ₂	32	0,0	0,3					0,01	0,30
CO	28	2882,9	80722,4					2882,94	80722,37
CO ₂	44	487,3	21442,9					487,34	21442,93
H ₂	2	2223,7	4447,5					2223,73	4447,45
N ₂	14	41,1	575,5					41,10	575,46
H ₂ S	34	4,4	148,4						
ZnO	81			47,36	3836,39	43,00	3482,84		
ZnS	97					4,36	423,39		
Sub Total		136482,0221		3836,3926		3906,2299		136412,1849	
Total		140318,41				140318,41			

4.1.5 PSA (PSA-3031)

Fungsi : Tempat pemisahan campuran gas dengan gas

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 30 atm



Tabel 4.5 PSA (PSA-3031)

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F11		F12	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
CH ₄	16	0,05	0,72	0,04	0,71	0,12	0,01
H ₂ O	18	1623,50	29222,95	1607,26	28930,72	5260,13	292,23
O ₂	32	0,01	0,30	0,01	0,29	0,19	0,01
CO	28	2882,94	80722,37			2260226,47	80722,37
CO ₂	44	487,34	21442,93	472,72	20799,64	28304,67	643,29
H ₂	2	2223,73	4447,45			8894,90	4447,45
N ₂	14	41,10	575,46	40,69	569,70	80,56	5,75
Sub Total		136412,1849		50301,0737		86111,1111	
Total		136412,18		136412,18			

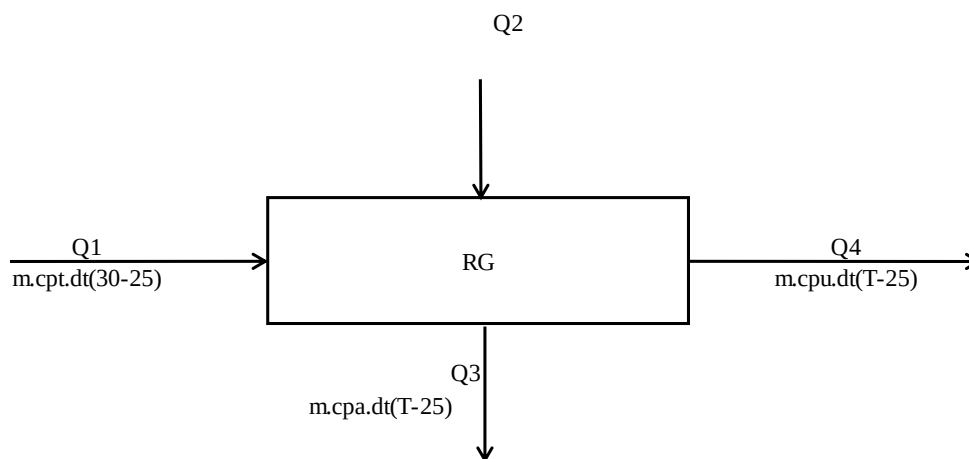
4.2 Neraca Energi

Berdasarkan perhitungan pada lampiran B, diperoleh neraca energi masing-masing alat sebagai berikut :

4.2.1 Reaktor Gasifikasi (R-2031)

Kondisi operasi :

- Temperatur : 1200°C
- Tekanan : 50 atm
- T_{in} : 30°C
- T_{out} : 375°C



Tabel 4.6 Neraca Energi Reaktor Gasifikasi

Komponen	Masuk (kj)	Keluar (kj)
Q1	175,597173	
Q2	0,000557848	
Q3		31103,2
Q4		1735603,1
Qr	296917,5486	
Qs in	2181823,427	
Qs out		712210,25
Total	2478917	2478917

4.2.2 Kompresor (K-2021)

Kondisi operasi :

- $T_{in} : 30^{\circ}\text{C}$
- $T_{out} : 1200^{\circ}\text{C}$

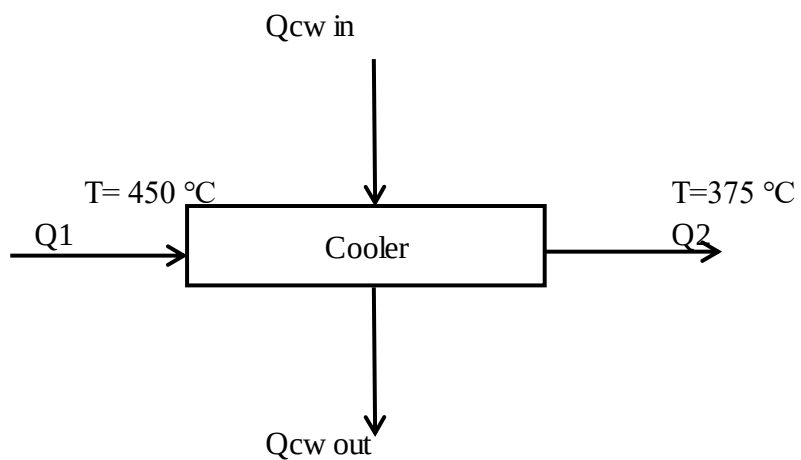
Tabel 4.6 Neraca Energi Kompresor

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q5	129613,9653	
Q6		688163,2181
Qkompresi	558549,25	
Total	688163	688163

4.2.3 Cooler (C-3011)

Kondisi operasi :

- $T_{in} : 450^{\circ}\text{C}$
- $T_{out} : 375^{\circ}\text{C}$



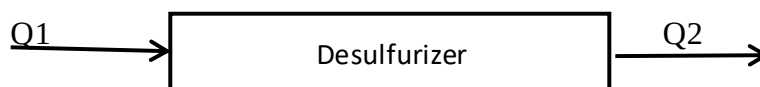
Tabel 4.6 Neraca Energi Cooler

Komponen	Masuk (kj)	Keluar (kj)
Q1 in	1735603,121	
Q2 out		1106540,129
Qwc in	59528,71439	
Qwc out		688591,7064
Total	1795132	1795132

4.2.4 Desulfurizer (R-3021)

Kondisi operasi :

- $T_{in} : 375^{\circ}\text{C}$
- $T_{out} : ^{\circ}\text{C}$

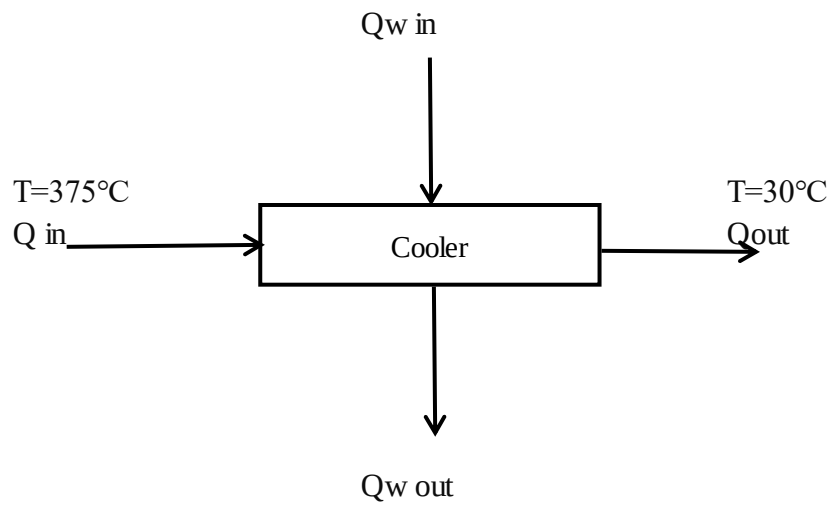
**Tabel 4.7** Neraca Energi Desulfurizer

Komponen	Masuk	Keluar
Q1	1106540,13	
Q2		1106443,9
Qr	816,585443	
Qwc in	86,377569	
Qwc out		999,16281
Total	1107443	1107443

4.2.5 Cooler (C-3012)

Kondisi operasi :

- $T_{in} : 375^{\circ}\text{C}$
- $T_{out} : 30^{\circ}\text{C}$



Tabel 4.8 Neraca Energi Cooler

Komponen	Masuk (kj)	Keluar (kj)
Q in	1106443,929	
Q out		220,11161
Qw in	39500,6286	
Qw out		1145724,4
Total	1145945	1145945

BAB V. UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam suatu pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Utilitas yang diperlukan pada pra rancangan pabrik *syngas* dari batu bara dengan kapasitas 620.000 ton/tahun ini meliputi :

1. Listrik digunakan untuk alat pompa dan penunjang lainnya. Kebutuhan listrik dapat dilihat pada **Tabel 5.1**

Tabel 5.1 Kebutuhan listrik

Komponen	Kebutuhan (kWh)
Peralatan Proses	168,08
Peralatan Utilitas	66,95
Peralatan Instrumentasi	100
Bengkel	100
Penerangan	266
Peralatan Kantor dan Komunikasi	15,8
Total	766,013
(Faktor Keamanan 20%)	612,81

2. Air yang digunakan pada pabrik *syngas* terdiri dari 3, yaitu :
 - Air pendingin, digunakan pada *cooler1* 1 dan2, *reactor*, *desulfur*. Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada **Table 5.2**

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
<i>Cooler 1</i>	58634,68
<i>Cooler 2</i>	85,08

<i>Reaktor desulfur</i>	97560,26
Total	156280,02

- Air sanitasi, digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik, perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/mushola, kantin dan lain-lain. Kebutuhan air sanitasi dapat dilihat pada **Tabel 5.3**

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Sanitasi

Total Kebutuhan Air Sanitasi	Jumlah (kg/jam)
Perumahan	833,33
Perkantoran	420,8
Laboratorium	41,67
Poliklinik	166,67
Pemadam kebakaran	2,08
Masjid dan kantin	2,92
Total	1467,5

- *Steam*, digunakan untuk alat Reaktor Gasifikasi. Kebutuhan *steam* dapat dilihat pada **Tabel 5.4**

Tabel 5.4 Kebutuhan *Steam*

Kebutuhan steam	jumlah (kg/jam)
Reaktor Gasifikasi	654,96
Total	654,96

Total Kebutuhan Air

Kebutuhan air per jam :

- Air sanitasi = 1467,5 kg/jam
- Air umpan boiler = 654,96 kg/jam
- Air pendingin = 156280,02 kg/jam
- Total = 78996,24 kg/jam

Utilitas berperan dalam mempersiapkan kebutuhan operasional pabrik, diantaranya:

5.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air bertugas menyediakan semua kebutuhan air atau sebagai sumber air untuk keperluan industri maupun sanitasi, yaitu untuk air keperluan proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi. Kebutuhan air untuk pabrik yang digunakan di unit ini berasal dari sungai sangata dari kawasan industri dan di tampung di bak penampungan air bersih. Kualitas air sungai sangata dapat dilihat pada **Tabel 5.5**

Tabel 5.5 Kualitas Air Sungai Sangatta

No.	Parameter	Satuan	Kadar Rata-Rata
FISIKA			
1	pH	-	5-5,7
2	Suhu	⁰ C	24.2-30,3
3	Padatan tersuspensi (TSS)	mg/l	20-36
4	Zat padat terlarut (TDS)	NTU	50-113,37
KIMIA ORGANIK			
5	Oksigen terlarut (DO)	mg/l	7.79
6	BOD	mg/l	1,6-20,5
7	COD	mg/l	5-125
8	Timbal (Pb)	mg/l	0.018-0,024
9	Kadmium (Cd)	mg/l	0-0,005
10	<i>Fecal coliform</i>	mg/l	1000
11	Mangan	mg/l	0,336
12	Seng	mg/l	0,021

Sumber: Analisa kualitas Index sungai sangata

5.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang mengandung mineral dan tidak mengandung kotoran atau bakteri. Air sanitasi digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/ musholla, kantin dan lain-

lain). Karena air ini berhubungan langsung dengan kesehatan, maka air sanitasi harus memenuhi standar kualitas sebagai berikut :

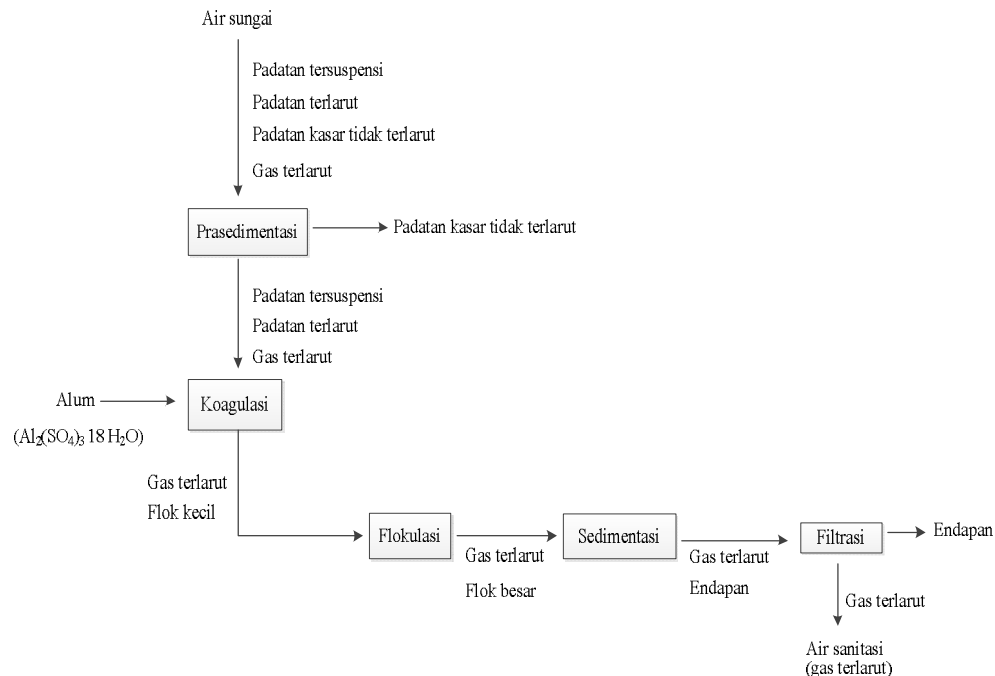
1. Syarat fisika, yaitu:

- Suhu : di bawah suhu kamar
- Warna : tidak berwarna
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : 25 NTU

2. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang terlarut dalam air, seperti PO_4^{3-} , Hg^{2+} , Cu^{2+} dan logam-logam berat lainnya yang beracun.
- Syarat bakteriologis

Air sanitasi tidak mengandung kuman maupun bakteri terutama bakteri patogen. Untuk memenuhi persyaratan ini, setelah proses penjernihan harus diberi tambahan desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.



Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Sanitasi

a. Proses Presedimentasi

Air sungai sebelum dikirim ke unit utilitas, dipisahkan terlebih dahulu dari kotoran yang berupa zat padat kasar yang terapung dengan cara memasang saringan disekitar *suction* pompa pengambil air, lalu dipompakan dan dialirkan ke bak penampung. Pada proses presedimentasi ini diharapkan dapat mengendapkan air baku sebanyak 20%.

b. Proses Pengolahan Raw Water

Air dari bak penampungan dialirkan ke bak pengolahan *raw water* yang terdiri dari empat buah bak, yaitu bak pembentukan koagulan (*Mixing Chamber*), bak pembentukan flok-flok (*Flocculation Chamber*), bak sedimentasi (*Sedimentation Chamber*), bak penampungan limpahan air bersih (*Float Chamber*). Bak pengolahan *raw water* berfungsi untuk menghilangkan padatan terlarut dengan cara menambahkan bahan kimia sehingga terbentuk gumpalan dari kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air. Pengolahan *raw water* terbagi menjadi tiga tahap :

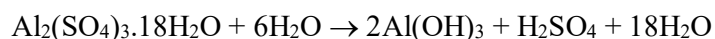
1) Proses Koagulasi

Air dari bak penampungan dialirkan ke bak pembentukan koagulan, pada bak ini diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Larutan Alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)

Bahan kimia ini untuk menggabungkan beberapa molekul melalui penetralan muatan.

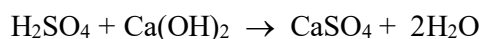
Reaksi yang terjadi :



- Larutan Kapur Tohor ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Bahan ini digunakan untuk menetralkan air yang dihasilkan pada unit pengendapan sehingga memperoleh nilai pH=7.

Reaksi yang terjadi :



- Larutan *Calcium Hypochlorite* ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Penambahan $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ berfungsi sebagai :

- Desinfektan berfungsi membunuh bakteri yang terdapat dalam air.
- Menghilangkan senyawa nitrogen dalam air, terutama amoniak.
- Mengontrol rasa, bau, dan warna.
- Meminimalkan H_2S .
- Meminimalkan Mn & Fe.
- Mengontrol alga & lumut.
- Sebagai bahan pendukung koagulasi

2) Proses Flokulasi

Proses flokulasi, yaitu penggabungan flok-flok kecil menjadi flok yang berukuran besar. Proses flokulasi juga bisa dipercepat dengan penambahan zat kimia tertentu (flokulan aid), seperti $Ca(OH)_2$. Faktor utama yang mempengaruhi keefektifan koagulasi dan flokulasi air adalah tingkat kekeruhan air, padatan tersuspensi, pH, durasi dan tingkat agitasi selama koagulasi dan flokulasi, serta dosis koagulan.

Pengolahan dengan metode koagulasi-flokulasi dapat menghilangkan padatan tersuspensi sebesar 60-90%, BOD sebesar 40-70%, COD sebesar 30-60%, fosfor sebesar 70-90%, dan bakteri patogen yang menempel pada padatan tersuspensi sebesar 80-90% (U.S.EPA, 1987). Koagulan-koagulan yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak pembentukan flok. Pada bak ini dilengkapi dengan pengaduk yang berputar dengan lambat sehingga koagulan-koagulan saling bergabung membentuk flok-flok.

3) Proses Sedimentasi

Flok-flok yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak sedimentasi. Flok-flok ini akan mengendap dengan proses sedimentasi, dimana flok akan terbentuk pada bagian dasar tangki dan air bersih dialirkan pada bagian atas (limpahan). Bak sedimentasi ini dilengkapi dengan *sludge scrapper* yang bertujuan untuk mengangkut lumpur agar lumpur lebih cepat keluar.

c. Filtrasi

Filtrasi adalah suatu proses pemisahan zat padat dari fluida (cair maupun gas) yang membawanya menggunakan suatu medium berpori atau bahan berpori lain

untuk menghilangkan sebanyak mungkin zat padat halus yang tersuspensi dan koloid. Pada pengolahan air, filtrasi digunakan untuk menyaring air hasil dari proses koagulasi-flokulasi-sedimentasi sehingga dihasilkan air yang bersih.

Air bersih dari bak pengolahan *raw water* diteruskan ke *Sand Filter*, guna memisahkan kotoran-kotoran halus yang masih terdapat dalam air dan menghilangkan bau, rasa dan warna yang masih terdapat pada air tersebut. Penyaring yang digunakan pada *Sand Filter* adalah pasir silika, karbon aktif, dan kerikil. Agar pasir tidak terikut didalam air, maka pada bagian bawah *Sand Fiter* diberi penyaring. Air yang keluar dari *Sand Filter* ditampung pada tangki penampungan air bersih. Air bersih ini sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan *demineralisasi* untuk mendapatkan air proses.

5.1.2 Air Proses dan Air Umpan *Boiler*

Air baku ini yang berasal dari Sungai Batang Saman sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan *Demineralisasi* untuk mendapatkan air proses dan air umpan *boiler* yang diharapkan memiliki spesifikasi sesuai dengan syarat air yang digunakan untuk umpan *boiler* dan air proses. Ketidaksesuaian kriteria air umpan *boiler* menurut standar kualitas, maka umpan *boiler* harus memenuhi standar kualitas yang tertera pada **Tabel 5.6**.

Tabel 5.6 Persyaratan Air Umpan *Boiler*

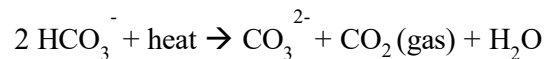
Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
pH	Unit	10.5 – 11.5
Konduktivitas	µmhos/cm	5000, max
TDS	Ppm	3500, max
P – Alkalinity	Ppm	-
M – Alkalinity	Ppm	800, max
O – Alkalinity	Ppm	2.5 x SiO ₂ , min
<i>Total Hardness</i>	Ppm	-
Silika	Ppm	150, max
Besi	Ppm	2, max
Phosphat residu	Ppm	20 – 50

Residu sulfat	Ppm	20 – 50
pH kondensat	Unit	8.0 – 9.0

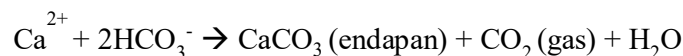
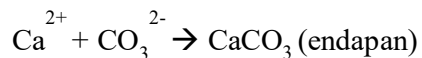
Sumber : PT.Nalco Indonesia

Selain itu air yang digunakan untuk umpan *boiler* harus bebas dari mineral-mineral atau unsur yang menyebabkan kesadahan air menjadi tinggi. Ion-ion seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} akan menyebabkan tingginya kesadahan air disamping juga Mn^{2+} dan $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$. Ion-ion penyebab kesadahan ini harus dieliminasi sekecil mungkin sehingga konsentrasinya maksimum 0,05 ppm.

Air umpan *boiler* dengan tingkat kesadahan yang tinggi dapat menyebabkan pembentukan kerak pada pipa maupun *boiler* itu sendiri. Kerak ini akan terbentuk ketika ion-ion seperti Ca^{2+} bereaksi dengan anion yang secara alami terdapat di dalam air, seperti ion bikarbonat (HCO_3^-) yang merupakan hasil reaksi antara CO_2 dengan air pada tekanan atmosfer. Ketika larutan yang mengandung Ca^{2+} dan HCO_3^- dipanaskan, endapan kalsium karbonat akan terbentuk sebagai hasil dari reaksi ion seperti di bawah ini.



Ion karbonat yang dihasilkan kemudian bereaksi dengan ion kalsium menurut persamaan reaksi :



Endapan kalsium karbonat inilah yang akan menempel pada permukaan peralatan sehingga mengurangi efisiensi alat. Pipa yang sudah ditumbuhi kerak ini akan memberikan hambatan gesekan sehingga mengurangi laju alir air. Fenomena flokulasi ini dapat dilihat pada Gambar 5.2 dibawah ini.



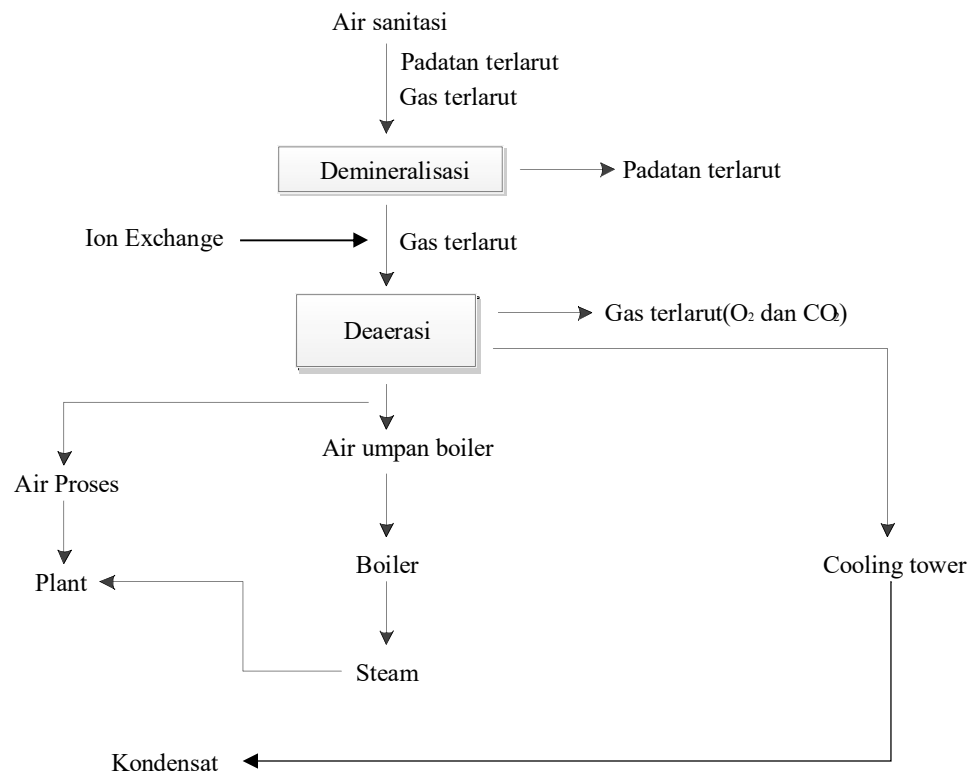
Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa

Selain itu, *boiler* dengan permukaan yang dilapisi oleh kerak juga akan mengalami penurunan efisiensi panas seperti yang ditunjukkan oleh **Tabel 5.7**

Tabel 5.7 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada *Boiler*

Ketebalan Lapisan Kerak (in)	Kehilangan Efisiensi Termal (%)
1/16	15
1/8	25
1/4	39
3/8	55
1/2	70

Sumber : Peairs, 2004

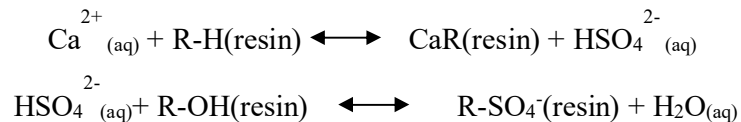


Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Proses

- **Demineralisasi**

Untuk menanggulangi hal diatas maka diperlukan *pretreatment* atau pengolahan awal terhadap air umpan *boiler* berupa pelunakan air (*water*

softening). Alat yang digunakan untuk menghilangkan kesadahan ini disebut dengan *water softener*. *Water softener* menggunakan prinsip kerja pertukaran ion. Pada proses ini, air dialirkan melalui unggun resin yang telah dijenuhkan terlebih dahulu dengan mengalirkan larutan *brine* (mengandung ion natrium) melewati unggun. Proses pertukaran ion terjadi ketika ion penyebab kesadahan seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} terikat pada resin dan melepaskan ion Na^+ ke dalam air menurut persamaan reaksi di bawah ini.



Kation lainnya, seperti ion Cu^{2+} , Zn^{2+} , Mn^{2+} dan $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$, juga akan dihilangkan dari dalam air melalui proses ini.

Air yang keluar selanjutnya ditampung pada *demin water storage tank* dan dapat digunakan untuk air proses, air umpan *boiler* serta air pendingin.

5.2 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik Metanol direncanakan untuk non proses (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain) dan keperluan proses seperti menggerakkan alat proses, penerangan dan peralatan instrumentasi. Sumber pengadaan listrik untuk kebutuhan-kebutuhan tersebut diperoleh dari PLN Rayon Simpang Empat, Pasaman Barat dan sebagai cadangan digunakan genset.

5.3 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini berfungsi memenuhi kebutuhan *steam* pabrik hidrogen, *steam* dihasilkan oleh *boiler* dan digunakan untuk keperluan proses.

5.3.1 *Deaerator*

Selain bebas dari ion-ion penyebab kesadahan, air umpan *boiler* juga harus bebas dari kandungan gas terlarut, seperti oksigen dan karbon dioksida. Keberadaan oksigen dan karbon dioksida terlarut di dalam air umpan *boiler* akan memicu terjadinya korosi pada perpipaan, *boiler*, dan peralatan lainnya.

Pemisahan gas terlarut dari air umpan *boiler* ini dapat dilakukan dalam suatu alat *deaerator*. Proses pemisahan ini terjadi dengan menaikkan temperatur air umpan dimana kelarutan gas di dalam air akan berkurang seiring dengan peningkatan suhu air.

Air umpan *boiler* disemprotkan melalui *nozzle* dari bagian atas kolom yang terdiri atas *tray-tray*. Dari bagian bawah dialirkan *steam* dengan arah yang berlawanan dengan arah air umpan (*counterflow*). Kontak antara *steam* dengan air umpan pada *tray-tray* ini akan menaikkan temperatur air sehingga gas terlarut akan terpisah dan keluar melalui *gas vent*. Sementara itu, air yang bebas dari kandungan gas terlarut akan turun dan masuk ke dalam *storage tank* yang terletak di bagian bawah *deaerator* untuk kemudian dialirkan ke dalam *boiler*. Temperatur air keluar dari alat ini berkisar antara 102-104 °C. Air keluaran *daerator* dialirkan ke *boiler* untuk menghasilkan uap atau *steam* yang dibutuhkan pada proses pabrik.

5.3.2 Boiler

Air umpan *boiler* yang telah bebas dari kesadahan dan gas terlarut kemudian dialirkan ke dalam *steam boiler*. Jenis *boiler* yang digunakan adalah *fire tube boiler*. Gas yang telah dipanaskan akan melewati *tube-tube* dan memanaskan air yang ada disekeliling *tube*. Energi panas yang dilepaskan gas diserap oleh air sehingga air mengalami perubahan dari fasa cair menjadi fasa uap (*saturated* atau *superheated steam*). *Steam* yang dihasilkan ini kemudian dikirim ke *plant* untuk digunakan pada unit digester. Kondensat yang dihasilkan kemudian dialirkan ke *deaerator* kembali.

5.4 Unit Air Pendingin (Cooling Tower)

Cooling tower digunakan untuk kembali mendinginkan air yang telah digunakan di unit produksi seperti pada alat jaket pendingin.

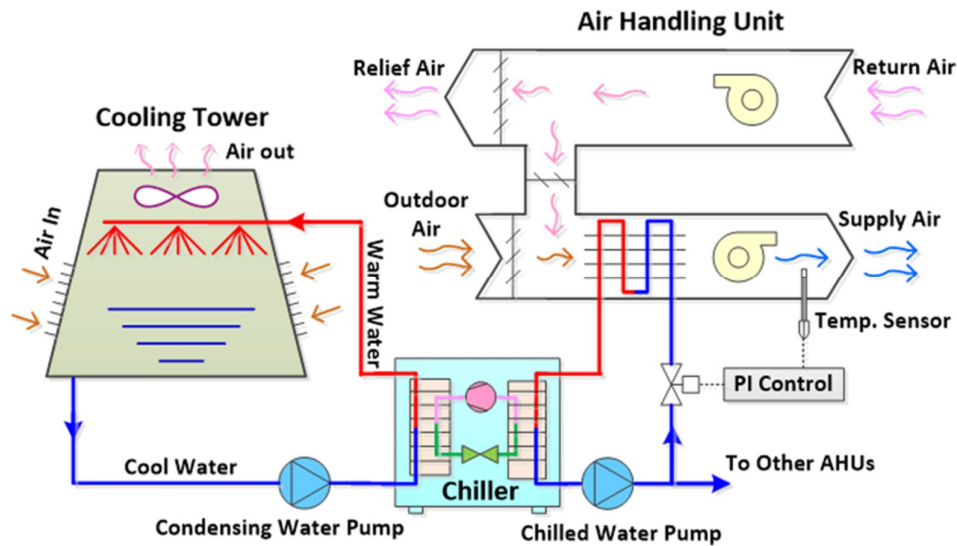
- **Air Pendingin (*Chilled water*)**

Proses pembuatan air pendingin (*chiled water*) terbagi atas beberapa komponen yaitu :

- *Chiller / Condensing Unit*

- AHU (*Air Handling Unit*)
- *Cooling Tower*
- Pompa Sirkulasi

Proses pembuatan *chilled water* dapat dilihat pada gambar 5.4



Gambar 5.4 Proses Pembuatan *Chilled Water*

- **Pendingin (*Chiller*)**

Pada unit pendingin atau *chiller* yang menganut system kompresi uap, komponennya terdiri dari kompresor, kondensor, alat ekspansi dan evaporator. Pada *chiller* biasanya tipe kondensornya adalah *water-cooled condenser*. Air untuk mendinginkan kondensor dialirkan melalui pipa yang kemudian outputnya didinginkan kembali secara *evaporative cooling* pada *cooling tower*.

Pada komponen *evaporator*, jika sistemnya *indirect cooling* maka fluida yang didinginkan tidak langsung udara melainkan air yang dialirkan melalui system pemipaan. Air yang mengalami pendinginan pada *evaporator* dialirkan menuju *system* penanganan udara (AHU) menuju koil pendingin.

- **AHU (*Air Handling Unit*)**

Air yang sudah menjadi dingin dari *chiller* lalu diteruskan mengalir ke AHU (*Air Handling Unit*) yang berfungsi untuk menjadikan udara menjadi dingin. Prinsip kerja secara sederhana pada unit penanganan udara ini adalah menyedot udara dari ruangan (*return air*) yang kemudian dicampur dengan udara segar dari

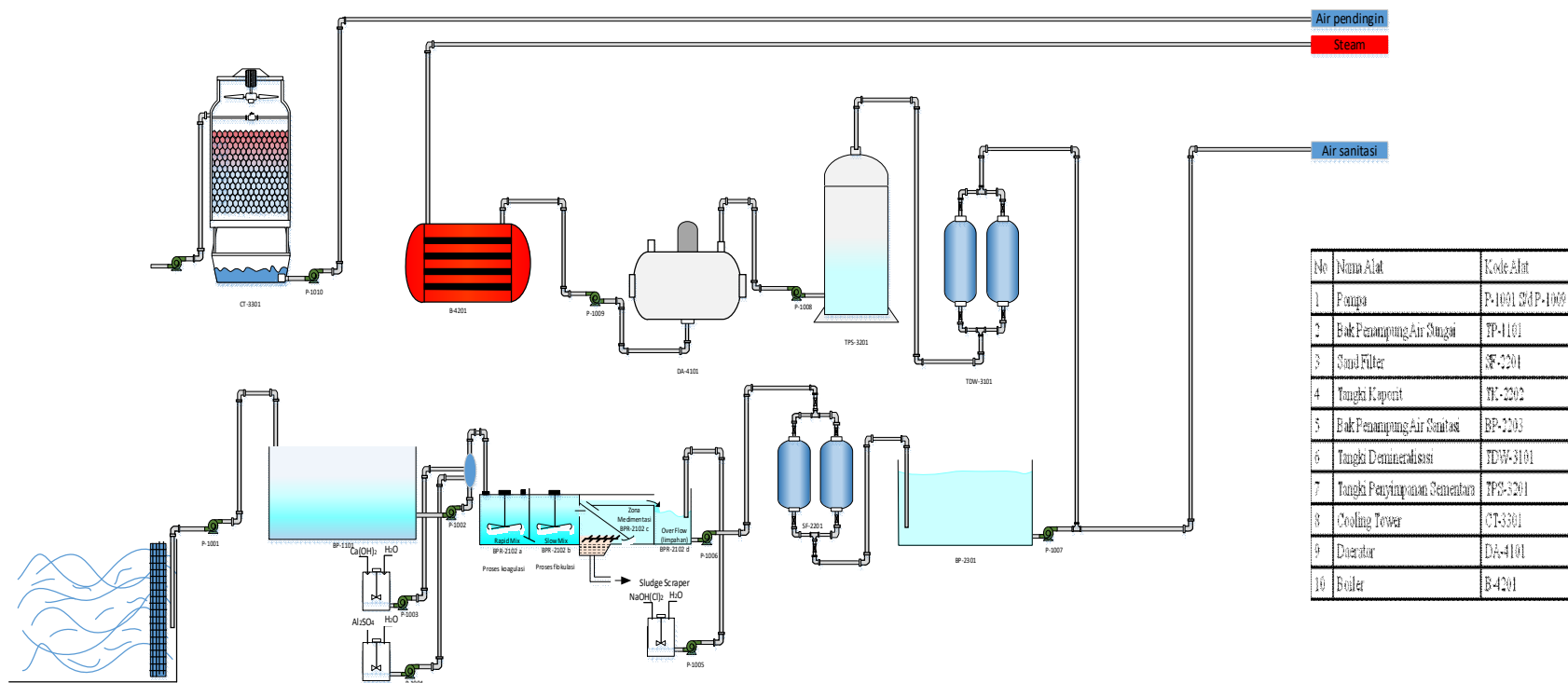
lingkungan (*fresh air*) dengan komposisi yang bisa diubah-ubah sesuai keinginan. Campuran udara tersebut masuk menuju AHU melewati *filter*, *fan* sentrifugal dan koil pendingin. Setelah itu udara yang telah mengalami penurunan temperature didistribusikan secara merata ke setiap ruangan melewati saluran udara (*ducting*) yang telah dirancang terlebih dahulu sehingga lokasi yang jauh sekalipun bisa terjangkau.

Komponen-komponen yang ada di dalam setiap AHU akan memiliki :

1. *Filter*, merupakan penyaring udara dari kotoran, debu, atau partikel-partikel lainnya sehingga diharapkan udara yang dihasilkan lebih bersih. Filter ini dibedakan berdasarkan kelas-kelasnya.
2. *Centrifugal fan*, merupakan kipas/*blower* sentrifugal yang berfungsi untuk mendistribusikan udara melewati ducting menuju ruangan-ruangan.
3. Koil pendingin, merupakan komponen yang berfungsi menurunkan temperatur udara.



FLOWSHEET UTILITAS PRA RANCANGAN PABRIK SYNGAS DARI BATU BARA DENGAN KAPASITAS 620.000 TON/TAHUN



Gambar 5.5 Flowsheet Utilitas

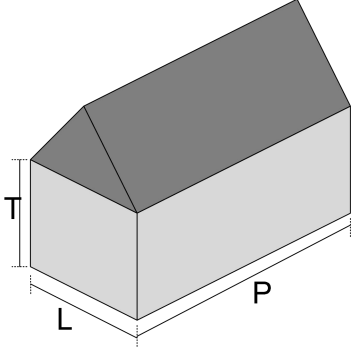
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN

Berdasarkan perhitungan pada Lampiran C, diperoleh spesifikasi peralatan pada Prarancangan Pabrik *Syngas* dari Batubara seperti diuraikan di bawah ini.

6.1 Spesifikasi Peralatan Utama

6.1.1 Gudang Penyimpanan (WH-1011)

Tabel 6.1 Spesifikasi Gudang Penyimpan Bahan Baku

SPESIFIKASI	
Nama	Gudang penyimpanan bahan baku
Kode	WH-1011
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat menyimpan bahan baku batubara
Lama Penyimpanan	7 hari
Fasa	Padat
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatil, tidak reaktif
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Wererhouse</i> dengan bentuk persegi panjang
Volume gudang	10289 m ³
Temperatur	30°C
Panjang (P)	39 m
Lebar (L)	32 m
Tinggi (T)	13 m
Bahan Konstruksi	Beton

6.1.2 *Belt Conveyor* (BC-1021)

Tabel 6.2 Spesifikasi *Belt Conveyor* (BC-1022)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Belt Conveyor</i>
Kode	BC-1022
Jumlah	1 unit
Fungsi	Membawa Batubara dari warehouse ke <i>crusher</i>
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatil, dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Belt Conveyor</i>
Temperatur	30°C
Panjang	6 m
Lebar <i>Belt Conveyor</i>	0,46 m
Luas <i>Belt Conveyor</i>	0.18 ft ²
Kecepatan	250 ft/min
Daya	3 Hp
Kapasitas	18416,86 Kg/jam
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i>

6.1.3 *Bucket Conveyor* (SC-10422)

Tabel 6.3 *Bucket Conveyor* (SC-1022)

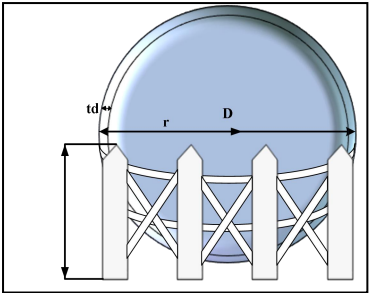
SPESIFIKASI	
Nama	<i>Bucket Conveyor</i>
Kode	SC-1022
Jumlah	1 unit
Fungsi	Transportasi batu bara dari <i>crusher</i> menuju <i>mixer tank</i>
Temperatur	30°C
Sifat bahan	Tidak korosif

Fasa	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Bucket Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si</i>
Kapasitas	103,57 ton/jam
Jarak vertikal	8 m
Panjang Conveyor	8 m
Lebar Conveyor	16 in
Daya	8,5 Hp

6.1.4 Tangki Penyimpanan O₂ (ST-2011)

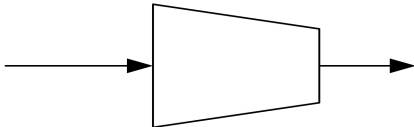
Tabel 6.4 Spesifikasi Tangki O₂ (ST-2011)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan O ₂
Kode	ST-2011
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan O ₂
Lama penyimpanan	7 hari
Temperatur	30°C
Fasa	Gas
DATA DESIGN	

Gambar	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel – 304</i>
Bentuk	<i>Bola (Spherical)</i>
Volume Tangki	0,015 m ³
Temperatur	30°C
Diameter (D)	0,3059 m
Tebal tangki (td)	0,4311 in

6.1.5 Compressor (K-2021)

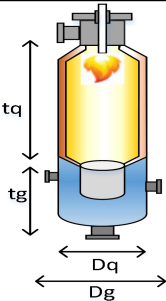
Tabel 6.5 Spesifikasi *Compressor* (K-2021)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Compressor</i>
Kode	K-2021
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menaikkan tekanan O ₂ sebelum masuk ke Reaktor
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Multi Stage Compresor</i>
Tekanan awal	1 atm
Tekanan akhir	50 atm

Daya	0,30 HP
------	---------

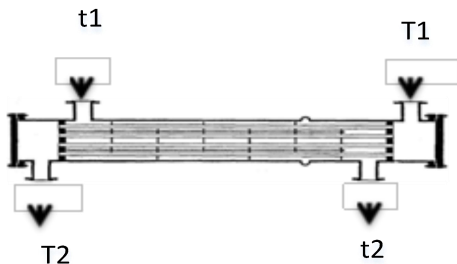
6.1.7 Reaktor Gasifier (RG-2031)

Tabel 6.7 Spesifikasi Reaktor *Gasifier* (RG-2031)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Gasifer</i>
Kode	RG-2031
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengubah Batubara menjadi syngas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Entrained flow Reactor</i>
Temperatur	1200°C
Volume Reaktor	6,7632 m ³
Diameter reaktor	92,5084 in
Tinggi gasifier	109,2626 in
Tinggi <i>Quenching Tower</i>	153,4282 in
Tinggi Total Reaktor	262,6907 in
Tebal dinding silinder gasifier	2,1059 in
Tebal dinding <i>Quenching Tower</i>	0,2900 in
Diameter <i>Quenching Tower</i>	91,5084
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i>

6.1.8 Cooler (C-3011)

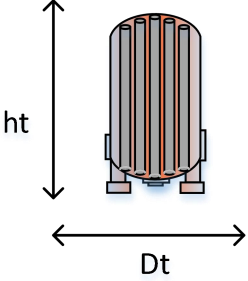
Tabel 6.8 Spesifikasi *Cooler* (C-3011)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Cooler</i>
Kode	C-3011
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran reaktor gasifier
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Luar area perpindahan panas	17,02 ft ²
ID inner pipe	1,38 in
OD inner pipe	1,66 in
ID outer pipe	2,067 in
OD outer pipe	2,38 in
Pressure drop anulus	0,0013 psi
Pressure drop inner	0,005 psi
Bahan Konstruksi	<i>Duplex stainless steel</i>

6.1.9 Reaktor *Desulfurizer* (R-3021)

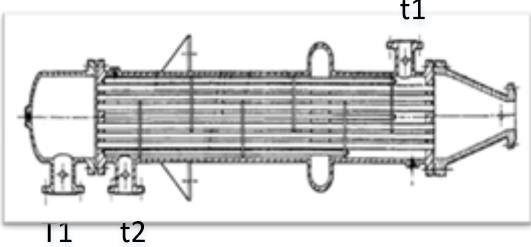
Tabel 6.9 Spesifikasi *desilfurizer* (R-3021)

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor <i>Desulfurizer</i>
Kode	R-3021
Jumlah	1 unit

Lama penyimpanan	1 jam
Fungsi	Menyerap sulfur
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Fixed bed multi tubular reactor</i>
Temperatur	375 °C
Kapasitas	63,61 m ³
Diameter reaktor (dt)	92,91 in
Tinggi reaktor (ht)	4,72 m
Tebal dinding (td)	5,93 cm
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i>	6,55 cm
Tinggi <i>tube</i>	10 ft
OD <i>tube</i>	1,32 in
ID <i>tube</i>	1,05 in
Diameter <i>jacket</i>	2,47 m
Tebal dinding <i>jacket</i>	0,25 m
Bahan Konstruksi	Stainless steel SA-240 Grade 316

6.1.10 Cooler (C-3012)

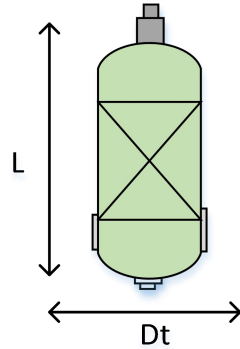
Tabel 6.10 Spesifikasi Cooler (C-3012)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Cooler</i>
Kode	C-3012
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran reaktor gasifier
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Luar area perpindahan panas	234,6957 ft ²
Jumlah <i>tube</i>	48
Panjang <i>tube</i>	15 ft
Diameter <i>tube</i>	1,5 in
Diameter <i>shell</i>	19,25 in
<i>Baffle space</i>	7,71 in
<i>Pitch tube</i>	1.875 in
<i>Pressure drop tube</i>	0,015 psi
<i>Pressure drop shell</i>	0,0005 psi
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.1.11 Preassure Swing Adsorption (PSA-3031)

Tabel 6.11 Spesifikasi PSA (PSA-3031)

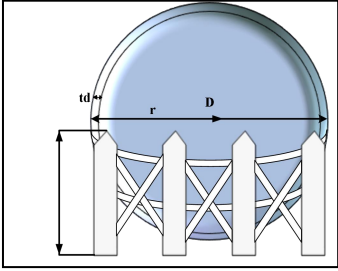
SPESIFIKASI	
Nama	<i>Preassure Swing Adsorption</i>

Kode	PSA-3031
Jumlah	2 unit
Fungsi	Memisahkan gas H_2 dan CO dari impuritis
Sifat bahan	Korosif, volatil
Fasa bahan	Gas bertekanan
DATA DESIGN	
Gambar	 The diagram shows a vertical cylindrical vessel with a hemispherical bottom. A vertical double-headed arrow on the left indicates the height L from the top of the vessel to the center of the bottom. A horizontal double-headed arrow at the bottom indicates the diameter D_t. The vessel is filled with a green substance and has a cross symbol on its side.
Tipe	<i>Vertikal Vessel</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel (SS515- Garde 55)</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	30 atm
Diameter (D_t)	4,26 m
Tinggi kolom (L)	12,77 m
Tebal dinding (T_d)	0,007 m
Jumlah adsorben	2665.93 kg
Volume tutup <i>Ellipsoidal</i>	103,08 m ³

6.1.12 Tangki Penyimpanan Gas Impuritis (ST-3042)

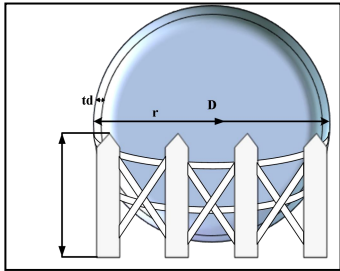
Tabel 6.12 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gas Impuritis (ST-3042)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki penyimpanan Gas Impuritis
Kode	ST-3042
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan impuritis
Lama penyimpanan	7 hari
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30°C
Volume tangki	0,588 m ³
Diameter tangki (Ds)	1,039 m
Tebal dinding tangki	1,32 in
Bahan Konstruksi	<i>Stainlees stell (SA-283) Grade C</i>

6.1.13 Tangki Penyimpanan Syngas (ST-3041)

Tabel 6.13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Syngas (ST-3041)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki penyimpanan syngas
Kode	ST-3041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan syngas
Lama penyimpanan	7 hari
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30°C
Volume tangki	0,078 m ³
Diameter tangki (Ds)	0.5305 m
Tebal dinding tangki	0,711 in
Tekanan	30 atm

Bahan Konstruksi Tinggi	<i>Stainlees stell (SA-283) Grade C</i>
-------------------------	---

6.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas

6.2.1 Pompa Air Sungai (P-1001)

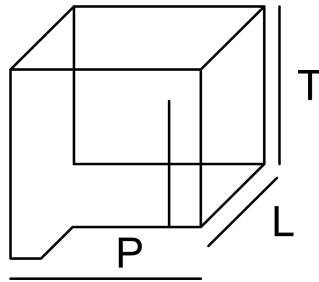
Tabel 6.14 Spesifikasi Pompa Air Sungai (P-1101)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa Air Sungai
Kode	P-1001
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak penampungan
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Laju alir	330130,91 kg/jam
Ukuran pipa	12 in sch 40
Daya	24,6 HP
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel pipe</i>

6.2.2 Bak Penampung Air Sungai (BP-1101)

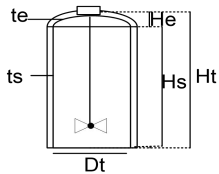
Tabel 6.15 Spesifikasi Bak Penampung Air Sungai (BP-1101)

SPESIFIKASI	
Nama	Bak Penampung Air Sungai
Kode	BP-1101
Jumlah	2 unit
Fungsi	Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	Persegi Panjang
Panjang	10,96 m
Lebar	7,30 m
Tinggi	3,65 m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.3 Tangki Pelarutan Alum (TA-1201)

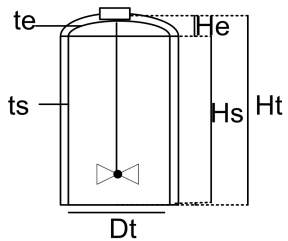
Tabel 6.16 Spesifikasi Tangki Pelarutan Alum (TA-1201)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Alum
Kode	TA-1201
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan alum
Sifat bahan	Korosif
Fasa	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder tegak dengan alas tutup datar
Jenis impeller	propeller

Diameter tangki (D_t)	0,97 m
Tinggi tangki (H_s)	0,97 m
Tebal dinding tangki (t_d)	0,002 m
Diameter pengaduk (D_a)	0,32 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,08 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,06 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,32 m
Lebar Baffle (J)	0,08 m
Kecepatan putar pengaduk	1,2814 rps
Daya Pengadukan	0,0064 HP
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

6.2.4 Tangki Pelarutan Kapur Tohor (T-1202)

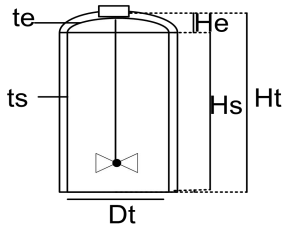
Tabel 6.17 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kapur Tohor (T-1202)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Kapur Tohor
Kode	T-1202
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan kapur tohor
Sifat bahan	Reaktif terhadap asam
Fasa	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical dengan alas dan tutup datar
Jenis Impeller	propeller
	0,61 m

Diameter tangki (D_t)	0,061 m
Tinggi tangki (H_s)	0,94 mm
Tebal dinding tangki (t_d)	0,2 m
Diameter pengaduk (D_a)	0,05 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,04 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,2 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,05 m
Lebar Baffle (J)	2,023 rps
Kecepatan putar pengaduk	0,0019 HP
Daya Pengadukan	<i>Carbon Steel</i>
Bahan Konstruksi	

6.2.5 Tangki Pelarutan Kaporit (TK-1203)

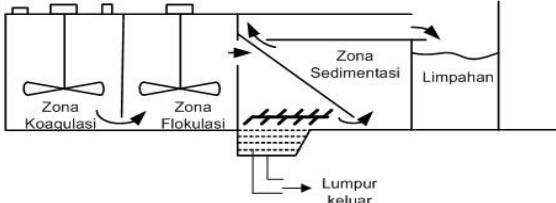
Tabel 6.18 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit (TK-1203)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Kaporit
Kode	TK-1203
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan kaporit
Sifat bahan	korosif
Fasa	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical dengan alas dan tutup datar
Jenis impeller	propeller
Diameter tangki (D_t)	2,7140 m
Tinggi tangki (H_s)	3,3924 m

Tebal dinding tangki (ts)	2,8322 mm
Diameter pengaduk (Da)	0,90 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,23 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,18 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,90 m
Kecepatan putar pengaduk	0,4867 rps
Daya Pengadukan	0,0353 HP
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2.6 Unit Pengolahan *Raw Water* (BPR-2102)

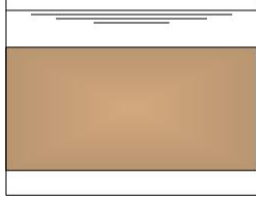
Tabel 6.19 Spesifikasi Unit Pengolahan *Raw Water* (BPR-2102)

SPESIFIKASI	
Nama	Unit Pengolahan <i>Raw Water</i>
Kode	BPR-2102
Jumlah	2 unit
Fungsi	Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi Panjang
Jenis impeller	Propeller
Panjang total	14,87 m
Lebar	9,91 m
Tinggi	4,96 m

Panjang bak pencampur	2,97 m
Daya pengaduk bak pencampur	2,72 HP
Panjang bak flokulasi	2,97 m
Daya pengaduk bak flokulasi	11,35 HP
Panjang bak sedimentasi	4,46 m
Panjang bak penampung	4,46 m
BahanKonstruksi	Beton bertulang

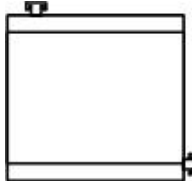
6.2.7 Sand Filter (SF-2201)

Tabel 6.20 Spesifikasi *Sand Filter* (SF-2201)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Sand Filter</i>
Kode	SF-2201
Jumlah	2 unit
Fungsi	Menyaring sisa-sisa flok dalam air dari bak penampung berpelampung
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Panjang	9,74 m
Lebar	6,49 m
Tinggi	3,25 m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.8 Bak Penampungan Air Bersih (BP-2301)

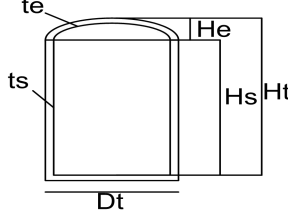
Tabel 6.21 Spesifikasi Bak Penampungan Air Bersih (BP-2301)

SPESIFIKASI	
Nama	Bak Penampungan Air Bersih
Kode	BP-2301
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menampung air bersih hasil penyaringan dari <i>sand filter</i>
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Panjang	34,01 m
Lebar	22,67 m
Tinggi	11,34 m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.9 Tangki Air Demin (TWD-3101)

Tabel 6.22 Spesifikasi Tangki Air Demin (TWD-3101)

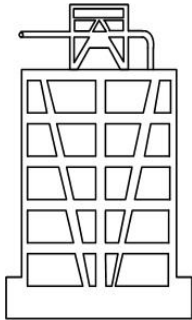
SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Air Demin
Kode	TDW-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral
Sifat bahan	Tidak korosif

Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical dengan alas datar dan tutup <i>Ellipsiodal</i>
Diameter tangki (Dt)	3,69 m
Tinggi silinder (Hs)	3,69 m
Tinggi tutup (He)	0,92 m
Tebal tangki (td)	0,52 mm
Tebal tutup (te)	0,52 mm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i>

6.2.10 Cooling Tower (CT-3301)

Tabel 6.23 Spesifikasi *Cooling Tower* (CT-3301)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-3301
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendinginan
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	<i>Induced draft cooling tower</i>
Tinggi <i>tower</i>	913,527 ft
Luas <i>tower</i>	458,47 ft ²
Daya <i>fan</i>	17,83 HP

6.2.11 Deaerator (DA-4101)

Tabel 6.24 Spesifikasi *Deaerator* (DA-4101)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Daerator</i>
Kode	DA-4101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Duo-tank deaerator</i>
Panjang tangki	2,74 m
Diameter	0,84 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2.12 Boiler (B-4201)

Tabel 6.25 Spesifikasi *Boiler* (B-4201)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Boiler</i>
Kode	B-4201
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menghasilkan steam
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa bahan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Fire-tube boiler</i>
Panjang	3,48 m
Lebar	1,75 m
Tinggi	2,43 m
Tekanan operasi	10 bar
Daya	23 kw
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

BAB VII. TATA LETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

Susunan peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan alir proses merupakan syarat penting dalam memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik atau desain secara terperinci pada masa mendatang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, tata letak peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberi informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat, sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pabrik didirikan.

7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan yang penting dalam menentukan biaya produksi serta efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari.

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

- a. Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.
- c. Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, *steam*, tenaga listrik dan bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.

- d. Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- e. Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/ peledakan.
- f. Masalah pembuangan limbah.
- g. Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat *shut down* harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
- h. Pemeliharaan dan perbaikan.
- i. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- j. *Service area* seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

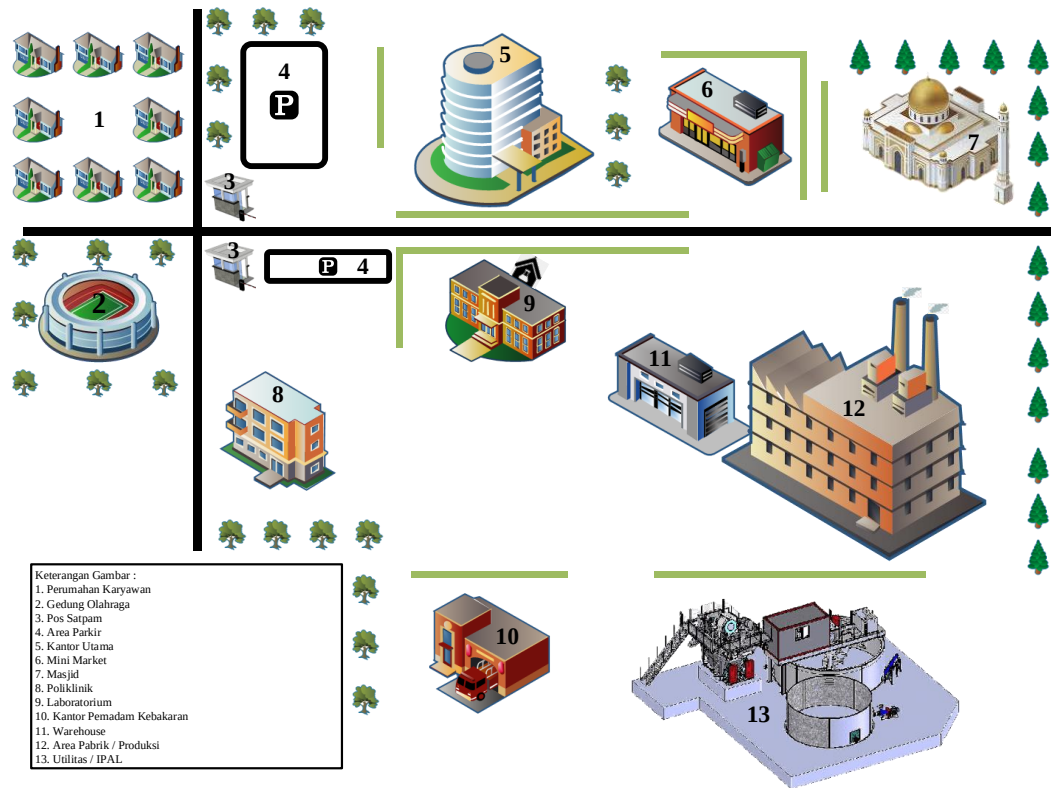
Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain-lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efesiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan seperti :

- 1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material *handling*.
- 2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
- 3. Menurunkan ongkos produksi.
- 4. Meningkatkan keselamatan kerja.
- 5. Mengefesiensikan kerja semaksimal mungkin.
- 6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik *Syngas* ini direncanakan dari batu bara ini direncanakan berdiri di Provinsi Sumatera Barat dengan luas area 5 Ha dengan perincian sebagai berikut :

- a. Area Pabrik : 1 Ha
- b. Area Perumahan : 1 Ha
- c. Area Perkantoran : 1 Ha
- d. Area Perluasan : 2 Ha

Tata letak lingkungan pabrik dapat dilihat pada **Gambar 7.1** dibawah ini :



Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik Dan Tata Peralatan Pabrik

Keterangan Gambar :

1. Perumahan Karyawan
2. Gedung Olahraga
3. Pos Satpam
4. Area Parkir
5. Kantor Utama
6. Mini Market
7. Masjid
8. Poliklinik

9. Laboratorium

10. Kantor Pemadam Kebakaran

11. Warehouse

12. Area Pabrik / Produksi

13. Utilitas / IPAL

7.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Lingkungan Hidup

Suatu usaha perencanaan dalam pengaturan peralatan pabrik sehingga seluruh karyawan, masyarakat sekitar dan lingkungan terhindar dari bahaya yang ditimbulkan oleh pabrik.

Dalam melaksanakan pekerjaan setiap karyawan perlu disiplin untuk menghindari bahaya yang mungkin terjadi. Dengan adanya keselamatan kerja suatu pabrik, berarti ada usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kehancuran dan kebocoran. Selain bahaya yang bersumber dari dalam pabrik, bahaya juga dapat berasal dari luar pabrik, seperti angin, gempa dan petir.

Usaha – usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya – bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut :

1. Tangki dipilih yang tahan tekan, tahan korosi dan dilengkapi dengan *manhole* dan *handhole* untuk pemeriksaan dan pemeliharaan.
2. Memakai jaket untuk mencegah kebocoran pada suatu sistem pemipaan.
3. Pipa – pipa yang dialiri fluida panas dan beracun diberi warna kontras dan dipasang jauh dari tempat karyawan lewat.
4. Lampu – lampu penerangan pada pabrik harus dipasang memadai.
5. Kabel – kabel listrik pada daerah suatu proses diberi isolasi khusus yang tahan terhadap panas.
6. Bangunan – bangunan yang tinggi harus diberi penangkal petir.
7. Ventilasi udara untuk laboratorium dan ruang penyimpanan bahan kimia harus cukup, agar sirkulasi udara baik.
8. Sistem pemadaman kebakaran disesuaikan dengan jenis proses.

9. Pengontrolan harus diadakan secara periodik untuk semua peralatan dan instalasi pabrik.

7.2.1 Sebab – Sebab Terjadinya Kecelakaan

Suatu pabrik sangat tidak menginginkan terjadinya suatu kecelakaan, karena dapat menimbulkan kerugian pabrik. Kecelakaan dapat terjadi yang disebabkan oleh pekerja atau keadaan lingkungan kerja yang tidak tertata atau teratur. Secara umum sebab terjadinya kecelakaan sebagai berikut :

1. Lingkungan fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain – lain.

Kecelakaan terjadi akibat :

- Kesalahan perencanaan.
- Rusaknya peralatan.
- Kesalahan waktu pembelian.
- Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.

2. Manusia (karyawan)

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) antara lain :

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan.
- Ketidakcocokan karyawan dengan peralatan proses atau lingkungan kerja.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.

3. Sistem manajemen

Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh sistem manajemen adalah :

- Kurangnya perhatian terhadap keselamatan kerja.
- Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan pabrik dan modifikasi pabrik.
- Tidak mengadakan inspeksi peralatan.

- Kurang perhatian pada sistem penganggulan bahaya.

7.2.2 Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja

Untuk meningkatkan keselamatan kerja yang harus diperhatikan dahulu adalah perkiraan–perkiraan di daerah mana yang paling rawan dengan kecelakaan. Kemudian mengetahui jenis kecelakaan apa saja yang dapat terjadi.

Dilokasi pabrik *syngas* ini kemungkinan jenis kecelakaan yang terjadi adalah :

1. Kecelakaan karena ledakan dan kebakaran dapat terjadi terutama di area proses dan utilitas. Hal – hal yang perlu diperhatikan:

- Cara pemasangan peralatan proses pabrik.
- Kondisi operasi yang terjadi pada masing – masing alat.
- Pemeriksaan terhadap peralatan hendaknya dilakukan secara rutin.
- Menyediakan alat pemadam kebakaran serta alat penyelamatan yang baru.

2. Kecelakaan secara fisik

Kecelakaan ini terjadi karena :

- a. Benturan

Pencegahan dapat dilakukan dengan :

- Memberi pagar pembatas pada peralatan yang bergerak.
- Mewajibkan setiap karyawan memakai helm dan sepatu pengaman apabila masuk ke lokasi pabrik.

- b. Kebisingan

Dapat terjadi pada peralatan seperti generator, kompressor, dan boiler.

Pencegahannya dapat dilakukan dengan mewajibkan setiap karyawan yang bertugas pada peralatan tersebut agar memakai penutup telinga.

7.2.3 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) merupakan kelengkapan yang wajib digunakan saat bekerja sesuai bahaya dan risiko kerja untuk menjaga keselamatan pekerja itu sendiri dan orang di sekelilingnya. Kewajiban itu sudah disepakati oleh pemerintah melalui Departemen Tenaga Kerja Republik Indonesia.

Semua jenis APD harus digunakan sebagaimana mestinya, gunakan pedoman yang benar-benar sesuai dengan standar keselamatan kerja (K3L 'Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan').

Hukum yang mendasari adalah:

1. Undang-undang No.1 tahun 1970.
 - a) Pasal 3 ayat (1) butir f: Dengan peraturan perundangan ditetapkan syarat syarat untuk memberikan APD
 - b) Pasal 9 ayat (1) butir c: Pengurus diwajibkan menunjukkan dan menjelaskan pada tiap tenaga kerja baru tentang APD.
 - c) Pasal 12 butir b: Dengan peraturan perundangan diatur kewajiban dan atau hak tenaga kerja untuk memakai APD.
2. Permenakertrans No.Per.01/MEN/1981

Pasal 4 ayat (3) menyebutkan kewajiban pengurus menyediakan alat pelindung diri dan wajib bagi tenaga kerja untuk menggunakannya untuk pencegahan penyakit akibat kerja.
3. Permenakertrans No.Per.03/MEN/1982

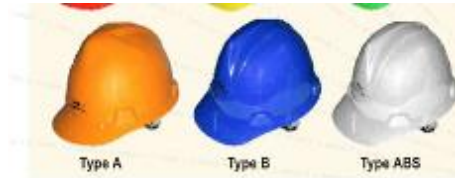
Pasal 2 butir I menyebutkan memberikan nasehat mengenai perencanaan dan pembuatan tempat kerja, pemilihan alat pelindung diri yang diperlukan dan gizi serta penyelenggaraan makanan ditempat kerja
4. Permenakertrans No.Per.03/Men/1986

Pasal 2 ayat (2) menyebutkan tenaga kerja yang mengelola Pestisida harus memakai alat-alat pelindung diri yang berupa pakaian kerja, sepatu laras tinggi, sarung tangan, kacamata pelindung atau pelindung muka dan pelindung pernafasan.

7.2.4 Macam-Macam Alat Pelindung Diri

1. *Safety Helmet*

Safety helmet merupakan alat pelindung kepala yang melindungi kepala dari benda-benda yang bisa mengenai kepala secara langsung.



Gambar 7.2 *Safety Helmet*

2. Tali Keselamatan (*safety belt*)

Berfungsi sebagai alat pengaman ketika menggunakan alat transportasi ataupun peralatan lain yang serupa (mobil, pesawat, alat berat, dan lain-lain). Sehingga saat kita terjatuh, ada tali pengaman yang menyangga tubuh kita.



Gambar 7.3 *Safety Belt*

3. Sepatu Karet (*Boot*)

Berfungsi sebagai alat pengaman saat bekerja di tempat yang becek ataupun berlumpur. Kebanyakan dilapisi dengan metal untuk melindungi kaki dari benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



Gambar 7.4 *Boot*

4. Sepatu Keselamatan (*Safety Shoes*)

Seperti sepatu biasa, tapi dari bahan kulit dilapisi metal dengan sol dari karet tebal dan kuat. Berfungsi untuk mencegah kecelakaan fatal yang

menimpa kaki karena tertimpa benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



Gambar 7.5 *Safety Shoes*

5. Sarung Tangan (Gloves)

Berfungsi sebagai alat pelindung tangan pada saat bekerja di tempat atau situasi yang dapat mengakibatkan cedera tangan. Bahan dan bentuk sarung tangan disesuaikan dengan fungsi masing-masing pekerjaan.



Gambar 7.6 *Safety Gloves*

6. Penutup Telinga (Ear Plug / Ear Muff)

Berfungsi sebagai pelindung telinga pada saat bekerja di tempat yang bising. Sumbat Telinga Sumbat telinga yang baik adalah menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi untuk bicara biasanya (komunikasi) tak terganggu.



Gambar 7.7 *Ear Plug*

7. Kaca Mata Pelindung (Safety Glasses)

Berfungsi sebagai pelindung mata ketika bekerja (misalnya mengelas) agar tidak terkena benda-benda.



Gambar 7.8 *Safety Glasses*

8. Masker (*Respirator*)

Berfungsi sebagai penyaring udara yang dihirup saat bekerja di tempat dengan kualitas udara buruk (misal berdebu, beracun, dsb).



Gambar 7.9 *Respirator*

9. Pelindung wajah (*Face Shield*)

Berfungsi sebagai pelindung wajah dari percikan benda asing saat bekerja (misal pekerjaan menggerinda).



Gambar 7.10 *Face Shield*

10. Jas Hujan (*Rain Coat*)

Berfungsi melindungi dari percikan air saat bekerja (misal bekerja pada waktu hujan atau sedang mencuci alat).



Gambar 7.11 *Rain Coat*

BAB VIII. ORGANISASI PERUSAHAAN

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

8.1. Bentuk Perusahaan

Pada Pra Rancangan Pabrik *Syngas* dari Batubara ini, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

- a. Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum, artinya pemegang saham adalah pemilik dari perusahaan dan kekuasaan tertinggi pada rapat pemegang saham.
- b. Tanggung jawab dan wewenang pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan, sehingga pembagian hak dan wewenang antara pemegang saham dengan pelaksanaan perusahaan terlihat dengan jelas.
- c. Direktur perusahaan adalah orang yang dipandang mampu mengendalikan perusahaan sehingga diharapkan mampu mendapatkan keuntungan yang maksimal.
- d. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- e. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya salah satu pemegang saham, direksi beserta stafnya serta karyawan perusahaan.
- f. Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

8.2. Struktur Organisasi

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

- Pembagian tugas dan wewenang yang jelas.
- Sistem *control* atas kerja yang telah dilaksanakan.
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab.

Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis, dimana :

- Pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpangsiuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando).
- Kepala bagian merupakan orang yang ahli di bidangnya.
- Keputusan dapat dijalankan dengan cepat.

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

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

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

8.3. Tugas dan Wewenang

Pembagian tugas dan wewenang merupakan hal yang sangat penting dalam suatu kegiatan guna kelancaran operasi perusahaan.

8.3.1 Pemegang Saham

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

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Menentukan gaji dari Dewan Komisaris
- Menyerahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
- Evaluasi kinerja perusahaan

8.3.2 Dewan Komisaris

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

- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- Menilai dan menyetujui rencana direktur, target laba perusahaan, lokasi sumber-sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- Mengawasi tugas-tugas direktur dan membantunya dalam hal yang penting.
- Sebagai wakil pemilik saham, dewan ini bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham.

8.3.3 Direktur Utama

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

- Melaksanakan kebijakan dewan komisaris

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

8.3.4 Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

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

Kepala bagian ini terdiri atas :

a. Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bagian ini terbagi atas 2 bagian, yaitu :

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

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

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

b. Bagian Logistik

Bagian logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

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

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi dua bagian, yaitu :

1. Perlengkapan

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

2. Gudang

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

c. Bagian Administrasi dan Personalia

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi empat, yaitu :

1. Bagian personalia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

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

2. Bagian administrasi dan tata usaha

Bagian ini bertugas membuat dan mengatur kelancaran administrasi dalam perusahaan.

3. Bagian hubungan masyarakat

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

4. Bagian umum

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

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

d. Bagian Produksi

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

1. Bagian Produksi

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

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

2. Bagian Utilitas

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

e. Bagian Teknik

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

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

- Mengawasi dan menyelenggarakan pemeliharaan peralatan.
- Melakukan perbaikan untuk kelancaran operasi.

2. Bagian teknik umum

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

f. Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian, yaitu:

1. Bagian pengendalian mutu

Mempunyai tugas :

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

2. Bagian laboratorium

Mempunyai tugas dan wewenang :

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

8.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik *Syngas* dari Batubara ini sistem gaji karyawan ditentukan berdasarkan tanggung jawab serta keahlian karyawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

1. Karyawan tetap

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

2. Karyawan harian

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

3. Karyawan tidak tetap (kontrak)

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

8.5. Sistem Kerja

Pabrik Methanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit ini beroperasi selama 330 hari setahun secara kontinyu dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, masa waktu kerja dibagi dengan *shift* dan *non shift*.

8.5.1. Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

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

Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin s/d Kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jumat	08.00 – 17.00	11.30 – 13.00

8.5.2. Waktu Kerja Karyawan *Shift*

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

1. *Shift 1* (Pagi) : jam 07.00 – 15.00
2. *Shift 2* (Sore) : jam 15.00 – 23.00
3. *Shift 3* (Malam) : jam 23.00 – 07.00

8.6. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada Pra Rancangan pabrik *Syngas* dari Batubara ini dapat dilihat pada Tabel 8.2 dan Tabel 8.3.

Tabel 8.2 Karyawan *Non Shift*

No	Jabatan	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	1
2.	Direktur Utama	1
3.	Kepala Bagian	7
4.	Kepala Seksi	9
5.	Karyawan Akutansi dan Anggaran	1
6.	Karyawan Pemasaran	1
7.	Karyawan Administrasi dan SDM	3
8.	Karyawan Logistik	1
9.	Karyawan Litbang	1
10.	Karyawan Teknik	1
11.	Sekretaris	1
12.	Kepala Satpam	1
13.	Sopir	4
14.	Dokter	2
	Perawat	3
Jumlah		40

Tabel 8.3 Karyawan *Shift*

No	Jabatan	Operator
1.	Karyawan Produksi	22
2.	Karyawan Utilitas	16
3.	Karyawan Mesin (teknisi)	8
4.	Karyawan Laboratorium dan Pengendali Mutu	8
5.	Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal	4
6.	Satpam	4
7.	Supervisor	4
8.	<i>Office boy</i>	6
Jumlah		72

8.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial atau jaminan sosial adalah suatu bentuk pemberian penghasilan, baik dalam bentuk materi ataupun non materi, yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan untuk selama masa pengabdianya ataupun setelah berhenti karena pensiun atau karena lanjut usia dalam usaha pemenuhan kebutuhan, baik kebutuhan materi atau non materi, kepada para karyawan dengan tujuan untuk memberikan semangat atau dorongan kepada para karyawan (Wursanto, 2005). Jaminan sosial diberikan kepada karyawan, antara lain :

a. Tunjangan

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

b. Cuti

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

c. Perlengkapan kerja karyawan produksi

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

d. Pengobatan

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

e. Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

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

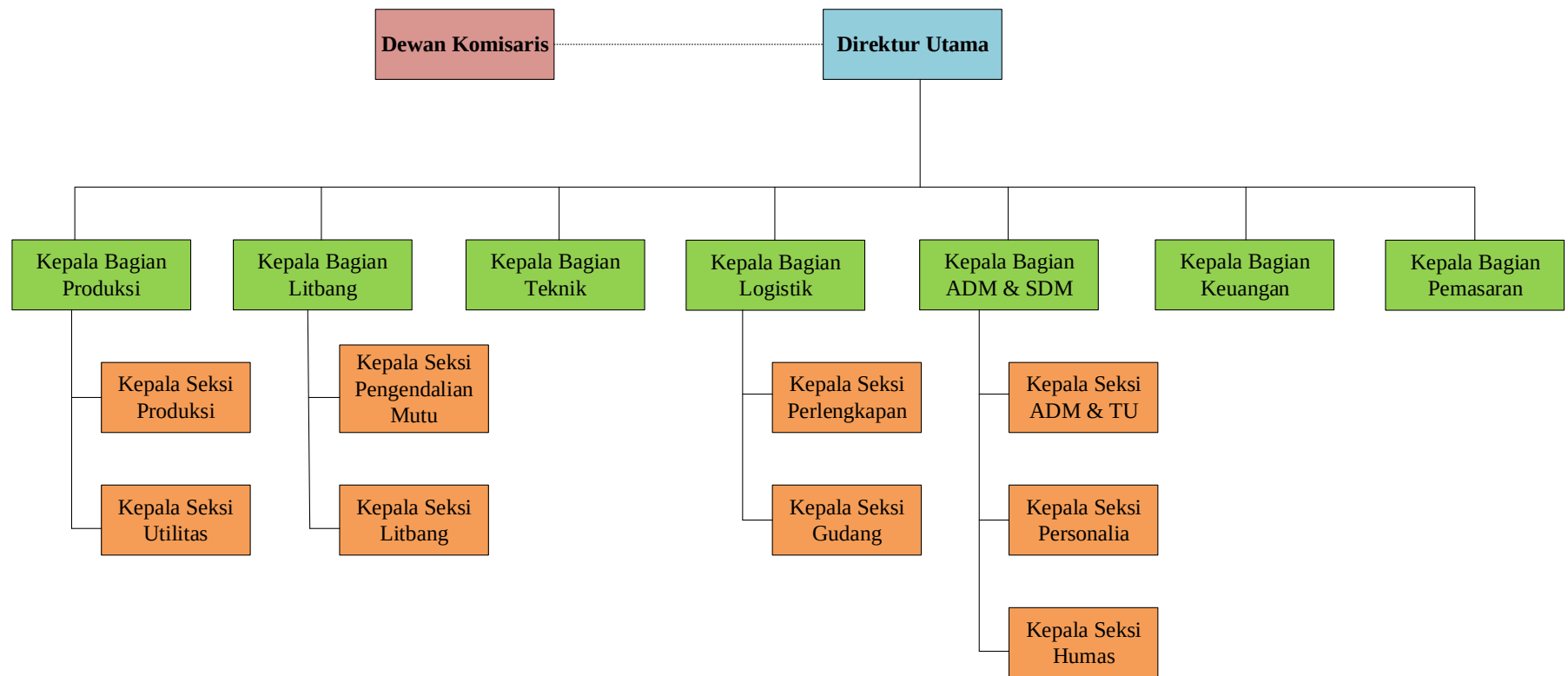
- a. Premi Asuransi TKI Pra Penempatan sebesar Rp. 50.000,-
- b. Premi Asuransi TKI Masa Penempatan sebesar Rp. 300.000,-
- c. Premi Asuransi TKI Purna Penempatan sebesar Rp. 50.000,-

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

Pasal 9 ayat (1) berbunyi, sebagai berikut :

1. Besarnya iuran program jaminan sosial tenaga kerja, adalah :
 - a. Jaminan Kecelakaan kerja yang perincian besarnya iuran berdasarkan kelompok jenis usaha sebagaimana tercantum dalam Lampiran 1, antara lain :
 - Kelompok I : 0,24% dari upah sebulan
 - Kelompok II : 0,54% dari upah sebulan

- Kelompok III : 0,89% dari upah sebulan
- Kelompok IV : 1,27% dari upah sebulan
- Kelompok V : 1,74% dari upah sebulan
- b. Jaminan Hari Tua, sebesar 5,70% dari upah sebulan
- c. Jaminan Kematian, sebesar 0,30% dari upah sebulan
- 2. Iuran Jaminan Kecelakaan kerja dan Jaminan Kematian ditanggung sepenuhnya oleh pengusaha
- 3. Iuran Jaminan Hari Tua sebagaimana dimaksud dalam ayat (1). Huruf b, sebesar 3,70% ditanggung oleh pengusaha dan sebesar 2% ditanggung oleh tenaga kerja.



Gambar 8.1 Struktur Organisasi

‘BAB IX ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi adalah :

1. Investasi yang dibutuhkan untuk pendirian suatu pabrik sampai beroperasi yang dikenal dengan istilah *Total Capital Investment*.
2. Biaya produksi (*Total Production Cost*).
3. Harga jual produk yang dihasilkan.
4. Tinjauan kelayakan dari investasi yang disebut *Profitability Measure of Investment*.

Tinjauan kelayakan ini terdiri atas perhitungan laba kotor dan laba bersih, laju pengembalian modal (*Rate of Return*), waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*) serta titik impas (*Break Even Point*).

9.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Total Capital investment adalah sejumlah modal yang ditanamkan/diresikokan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. *Total Capital Investment* terbagi 2 yaitu :

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment/ Investasi biaya tetap adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi.

b. *Working Capital Investment (WCI)*

Working Capital Investment/ Investasi biaya kerja adalah modal atau biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sampai menghasilkan produk perdana. Biaya ini dimaksudkan untuk membiayai *start up*, gaji karyawan, pembelian bahan baku, pajak dan kebutuhan lainnya.

Berdasarkan perhitungan didapatkan *Total Capital Investment* (TCI) yang dapat dilihat pada **Tabel 9.1**.

Tabel 9.1 Biaya Komponen TCI

No.	Komponen TCI	Biaya (\$)	Biaya (IDR)
1.	<i>Fixed Capital Investment</i>	103.908.734	1.558.942.735.255
2.	<i>Work Capital Invesment</i>	15.586.310	1.558.942.735.254,84
3.	<i>Total Capital Invesment</i>	103.908.734	233.841.410.288,23

9.2 Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Biaya Produksi (*Total Production Cost*) adalah biaya yang diperkirakan untuk menjalankan pabrik. Biaya produksi terbagi 2 yaitu:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah biaya yang berhubungan dengan produksi yang terdiri dari *Direct Production Cost*, biaya tetap (*Fixed Charge*) dan *Plant Overhead Cost*. Berdasarkan perhitungan, didapatkan harga manufacturing cost seperti pada **Tabel 9.2**

Tabel 9.2 Biaya Komponen *Manufacturing Cost*

No.	Komponen <i>Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (IDR)
1.	<i>Direct Production Cost</i>	128.618.384	1.929.661.617.576
2.	<i>Fixed Charge</i>	3.772.319	56.596.107.777
3.	<i>Plant Overhead Cost</i>	17.235.198	258.579.679.644

b. *General Expenses* (GE)

General Expenses adalah biaya yang diperlukan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. Berdasarkan perhitungan, GE yang didapatkan adalah US\$ 20.707.115 atau IDR 31.668.848.442 Sehingga diperoleh *Total Production Cost* sebesar US\$ 172.351.983 atau IDR 2.585.796.796.439.

9.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk yang dihasilkan pada pabrik batu bara dan oksigen ini adalah berupa *syngas* (CO dan H₂) dengan tingkat kemurnian tinggi. Dengan harga pasaran US\$ 0,4000/kg nya. Sehingga didapatkan total penjualan sebesar US\$ 248.000,000 tiap tahunnya. Atau setara dengan Rp 3.720.743.999.999.

9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik

Tinjauan kelayakan pabrik *syngas* dengan kapasitas produksi 620.000 ton/tahun dapat dilihat sebagai berikut.

a. Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba kotor adalah laba sebelum dikeluarkan pajak sedangkan laba bersih adalah laba yang diperoleh setelah dikeluarkan pajak. Berdasarkan perhitungan dapat diketahui dari **Tabel 9.3**

Tabel 9.3 Perolehan Laba

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (IDR)
1.	Laba Kotor	75.648.017	1.134.947.203.561
2.	Laba Bersih	66.192.015	993.078.803.116

b. Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return*)

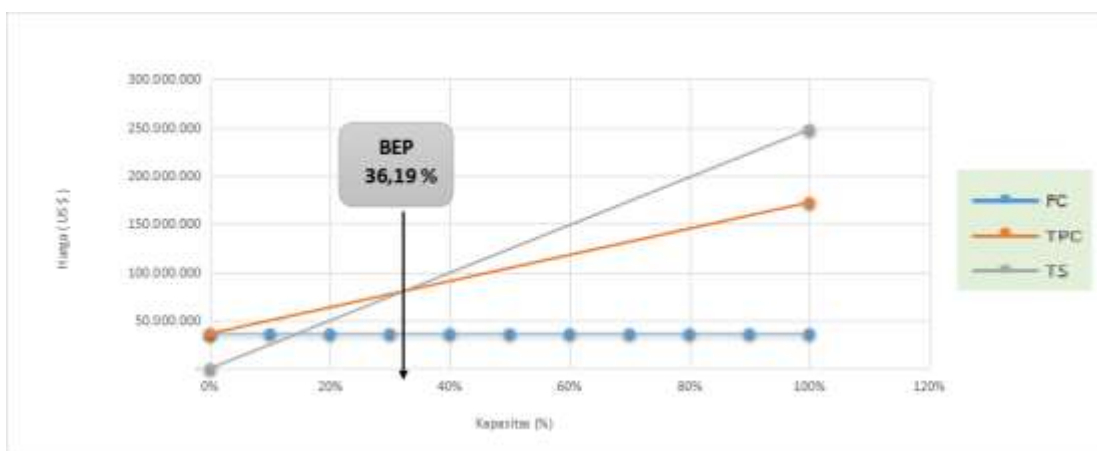
Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return/ ROR*) merupakan perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai ROR sebesar 63,70%. Hal ini menandakan bahwa pabrik *syngas* dengan kapasitas produksi 620.000 Ton/tahun layak untuk didirikan.

c. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*) merupakan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjam. Berdasarkan perhitungan, POT yang didapatkan adalah 2 tahun 3 bulan.

d. Titik Impas (*Break Event Point*)

Titik Impas (*Break Event Point / BEP*) atau yang lebih dikenal dengan sebutan titik impas merupakan suatu kondisi dimana hasil penjualan produk sama dengan biaya produksi. Berdasarkan perhitungan, didapatkan BEP sebesar 36,19%. Hal ini menunjukkan bahwa pada 36,19% dari kapasitas produksi yang terjual di pasaran pabrik sudah bisa menutupi biaya produksi atau pabrik dinyatakan baru balik modal. Kurva BEP ini dapat dilihat pada **Gambar 9.1**



Gambar 9.1 Grafik *Break Event Point* (BEP)

BAB X. TUGAS KHUSUS

10.1 Pendahuluan

Industri kimia merupakan industri yang mengolah bahan baku menjadi produk dengan memanfaatkan proses-proses kimia. *Syngas* merupakan salah satu produk yang dihasilkan dari proses kimia. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan *Syngas* adalah batu bara. Pengolahan batu bara hingga terbentuk *Syngas*(CO dan H₂), dapat dilakukan dengan metode gasifikasi .

Perancangan pabrik *Syngas* harus mempertimbangkan ketersediaan lahan, bahan baku, dan kebutuhan *Syngas* di Indonesia. Pemilihan proses dan peralatan yang digunakan serta pemasaran hasil produksi. Tahapan proses produksi *Syngas* meliputi perlakuan awal, tahap reaksi, dan tahap pemurnian *Syngas*. Sebelum proses produksi berjalan, langkah awal yang terlebih dahulu dilakukan yaitu membuat rancangan peralatan proses yang akan digunakan.

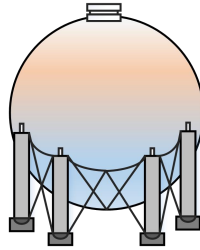
10.2 Ruang Lingkup Rancangan

Perancangan peralatan proses yang digunakan dalam produksi *Syngas* terdiri dari rancangan alat penampungan, alat transportasi, perancangan alat perpindahan panas, reaktor dan rancangan peralatan pemisah. Alat transportasi berupa Belt conveyor, alat perpindahan panas meliputi rancangan *Cooler*, reaktor *Entrained flow* yang merupakan tempat terjadinya reaksi kimia antara Slurry batu bara dengan Oksigen menjadi *Syngas*, serta rancangan PSA sebagai alat pemisah, dan tangki penampung *Syngas*. Rancangan lengkap peralatan proses dapat dilihat pada sub bab rancangan.

10.3 Rancangan

1. Tangki *Syngas* (TP-3021)

Fungsi	: Tempat menyimpan <i>Syngas</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si</i>
Jumlah	: 1 unit
Tipe	: Spherical
Gambar	:



Data :

- Jumlah umpan, m : 86111,1111 kg/jam
- Lama penyimpanan, t : 3 hari = 72 jam
- Densitas campuran, ρ : 3,7434 kg/m³
- Tekanan : 30 atm
- Temperatur : 30°C
- Faktor keamanan : 20%

Menghitung Volume Gas

$$PV = n.R.T$$

$$n = 75,3791 \text{ mol}$$

$$R = 83,14 \text{ cm}^3 \cdot \text{bar/mol K}$$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 30,39 \text{ bar}$$

$$V = \frac{n.R.T}{P}$$

$$V_g = 62515,54021 \text{ cm}^3$$

$$V_g = 0,0625 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20%

Maka,

$$V_g = 0,8 \times V_t$$

$$V_t = V_g / 0,8$$

$$V_t = 0,0784 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki (bola)

$$r = \frac{1}{2} D$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi (r)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{1}{2} D \right)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3}\pi\left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$= \frac{4}{3}3,14\left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V_t = 0,5233 D^3$$

$$D^3 = V_t/0,5233$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,07814}{0,523333}}$$

$$D = 0,5305 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Dinding

$$\text{Tekanan desain, } P = 25 \text{ atm} = 367,3975 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = 1,0611 \text{ m} = 41,7736 \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress, } S = 13700 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan, } E = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,05 \text{ in/tahun}$$

$$t = \frac{PR}{2SE - 0,2P} + C$$

$$t = 0,7111 \text{ in}$$

$$t = 0,0181 \text{ m}$$

$$t = 1,8061 \text{ cm}$$

2. *Belt Conveyor (BC-1021)*

Fungsi : Membawa bahan baku dari *warehouse* menuju *Bucket Conveyor*

Tipe : *Belt Conveyor*

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Jumlah umpan, m : 93210 kg/jam
- Densitas, ρ : 1500 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C

Faktor keamanan 10%, maka diperoleh

$$W = \frac{m}{0,9}$$

$$W = \frac{93210 \text{ kg/jam}}{0,9}$$

$$W = 103566 \text{ kg/jam}$$

$$W = 103,566 \text{ ton/jam}$$

Belt width in (cm)	Cross-sectional area of load ft ² (m ²)	Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum lump size, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb/ft ³ material			Add for tripper hp†
		Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Sized material, 80% under	Unsize material, not over 20%		Capacity tons/h (metric tons/h)	hp/10-ft (3.05-m) lift	hp/100-ft (30.48-m) centers	
14 (35)	0.11 (.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5)	32 (29)	0.34	0.44	2.0
								200 (61.0)	64 (58)	0.68	0.68	
								300 (91.5)	96 (87)	1.04	1.32	
16 (40)	0.14 (.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5)	44 (40)	0.46	0.56	2.5
								200 (61.0)	88 (80)	0.90	1.12	
								300 (91.5)	132 (120)	1.36	1.68	
18 (45)	0.18 (.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5)	54 (49)	0.58	0.70	3.0
								250 (76.2)	134 (122)	1.42	1.76	
								350 (106.7)	199 (179)	2.09	2.45	
20 (50)	0.22 (.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5)	66 (60)	0.70	0.84	3.20
								250 (76.2)	164 (148)	1.72	2.06	
								350 (106.7)	230 (209)	2.44	2.90	
24 (60)	0.33 (.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5)	98 (89)	1.02	1.02	3.5
								300 (91.5)	294 (267)	3.06	3.04	
								400 (121.9)	392 (356)	4.08	4.04	
30 (75)	0.53 (.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5)	158 (143)	1.60	1.50	5.0
								300 (91.5)	474 (430)	4.80	4.50	
								450 (137.2)	710 (645)	7.20	6.74	
36 (90)	0.78 (.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5)	230 (209)	2.44	1.50	7.0
								400 (121.9)	920 (835)	9.74	6.36	
								600 (182.9)	1380 (1253)	14.60	9.52	
42 (105)	1.09 (.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5)	330 (300)	3.50	2.28	9.5
								400 (121.9)	1320 (1198)	14.00	9.12	
								600 (182.9)	1980 (1797)	23.20	13.68	
48 (120)	1.46 (.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	100 (30.5)	440 (399)	4.66	3.04	12.8
								400 (121.9)	1760 (1598)	18.70	12.14	
								600 (182.9)	2640 (2397)	28.00	18.20	
54 (135)	1.90 (.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0 (356)	24.0 (610)	100 (30.5)	570 (517)	6.04	3.94	20.0
								450 (137.2)	2964 (2328)	27.20	17.70	
								600 (182.9)	3420 (3105)	36.20	23.60	
60 (150)	2.40 (.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0 (406)	28.0 (711)	100 (30.5)	720 (654)	7.64	4.98	23
								450 (137.2)	3240 (2941)	34.40	22.40	
								600 (182.9)	4320 (3921)	45.80	29.90	

*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to center horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0-50 ft (15.2 m), 1.20; 51-100 ft (30.5 m), 1.10; 101-150 ft (45.7 m), 1.05. For countershaft drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (cut gears).

†Tripper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

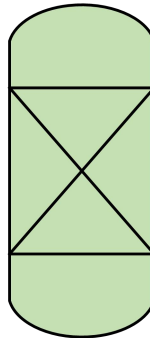
Sumber : Perry's, Tabel 21-7 hal 21-11)

Dari buku Perry's, Tabel 21-7 hal 21-11 diperoleh :

- Lebar *Belt Conveyor* = 18 in = 0,46 m
- Luas *Belt Conveyor* = 0,18 ft²
- Panjang = 6 m = 19,6860 ft
- Kecepatan = 250 ft/menit
- Daya motor = 3 hp

3. PSA 1 (PSA-3031)

Fungsi : Untuk memisahkan gas H_2 dan CO dari impurities
 Tipe : Vertikal Vessel
 Bahan : *Carbon Steel* (SS515- Garde 55)
 Jumlah : 1 unit
 Gambar :



Data :

- Temperatur : $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$
- Tekanan : $30\text{ atm} = 30,39\text{ bar}$
- Laju Alir Massa : $136412,1849\text{ kg/jam}$
- Bulk Density Zeolite : $0,66\text{ Kg/L} = 660\text{ Kg/m}^3$
- Bulk Density Arang Aktif : $0,7\text{ Kg/L} = 700\text{ Kg/m}^3$
- Densitas Gas : $1,53\text{ Kg/m}^3$
- Waktu : 1 jam
- Jumlah Gas yang diserap : $539,6559\text{ Kg/jam}$
- Faktor Keamanan : 20%
- Kapasitas Zeolit : $3842,3\text{ lb/ton } H_2 = 1742,54\text{ kg}$
- Kapasitas Arang Aktif : $5733,6\text{ lb/ton } H_3 = 2600,27\text{ kg}$
- Gas yang diserap : $932,8444\text{ Kg/jam} = 0,9328444\text{ ton/jam}$
- π : 3,14
- Jumlah Zeolit : $5878,36\text{ lb} = 2665,926\text{ kg}$
- Jumlah arang aktif : $8771,88\text{ lb} = 3978.178\text{ kg}$

Menentukan jumlah adsorber ziolit yang dibutuhkan

$$W_p = W_a / (1 - F_a)$$

(Perry's 16-5)

$$W_p = 7347,96 \text{ Ib}$$

$$W_p = 3332,408 \text{ Kg}$$

Menentukan jumlah adsorber arang aktif yang dibutuhkan

$$W_p = W_a / (1 - F_a)$$

$$W_p = 10964,85 \text{ Ib}$$

$$W_p = 4972,72 \text{ Kg}$$

Volume packing

$$V_p = \frac{W_p}{\rho_{zeolit}}$$

$$V_p = 5,049 \text{ m}^3$$

$$V_p = \frac{W_p}{\rho_{Arang \text{ aktif}}}$$

$$V_p = 7,103 \text{ m}^3$$

kapasitas kolom, V_k

$$V = \frac{\text{laju alir massa} \times t}{\text{Densitas}}$$

$$V = 200,6062 \text{ m}^3$$

$$V_k = (1 \times f) / V$$

$$V_k = 240,7274 \text{ m}^3$$

Volume total

$$V_T = V_k + V_{\text{pzilit}} + V_{\text{parang aktif}}$$

$$V_T = 252,8804 \text{ m}^3$$

Diameter

Volume Silinder

$$V_s = \frac{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot L}{2}$$

$$V_s = \pi D^3$$

$$L = 4D \text{ (trayball, p. 397 th 1981)}$$

Diameter Adsorber

$$D = \left(\frac{V_t}{\pi}\right)^{1/3}$$

$$D = 4,2557 \text{ m}$$

Tebal dinding, t

Data :

- Tekanan : 30 atm
- Diameter : 4,2557 m
- S (working stress allowable) : 18700 (tabel 4, peter hal.538)
- E (Welding Joint Efisiensi) : 0,85 (tabel 4, peter hal.538)
- C (korosi yang diizinkan) : 0,0032 m (tabel 4, peter hal.538)

Recommended design equations for vessels under internal pressure	Limiting conditions
For cylindrical shells	
$t = \frac{P r_i}{S E_j - 0.6 P} + C_c$	$\left\{ \begin{array}{l} t \leq r_i/2 \\ \text{or } P \leq 0.385 S E_j \end{array} \right.$
$t = r_i \left(\frac{S E_j + P}{S E_j - P} \right) - r_i + C_c$	$\left\{ \begin{array}{l} t > r_i/2 \\ \text{or } P > 0.385 S E_j \end{array} \right.$
For spherical shells	
$t = \frac{P r_i}{2 S E_j - 0.2 P} + C_c$	$\left\{ \begin{array}{l} t \leq 0.356 r_i \\ \text{or } P \leq 0.665 S E_j \end{array} \right.$
$t = r_i \left(\frac{2 S E_j + 2 P}{2 S E_j - P} \right)^{1/3} - r_i + C_c$	$\left\{ \begin{array}{l} t > 0.356 r_i \\ \text{or } P > 0.665 S E_j \end{array} \right.$
For ellipsoidal head	
$t = \frac{P D_o}{2 S E_j - 0.2 P} + C_c$	0.5 (minor axis) = 0.250,
For torispherical (spherically dished) head	
$t = \frac{0.885 P L_c}{S E_j - 0.1 P} + C_c$	$r = \text{knuckle radius} = 6\% \text{ of inside crown radius and is not less than } 3t$
For hemispherical head	
Same as for spherical shells with $r_i = L_c$	

(Continued)

Perrys hal 537 hal 4

$$t = \frac{P.D}{2.SE - 0.2.P} + C$$

$$t = \frac{30 \times 4,2557}{31784} + 0,0032$$

$$t = 0,00726871 \text{ m}$$

$$t = 7,2169 \text{ mm}$$

Tinggi kolom

$$L = 3D$$

$$L = 12,7672 \text{ m}$$

Volume Tutup Ellipsoidal

538 PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

TABLE 4
Design equations and data for pressure vessels (Continued)

Properties of vessel heads (Include corrosion allowance in variables)	2: 1 Ellipsoidal	Hemi-spherical	Standard ASME torispherical
Capacity as volume in head, in ³	$\frac{\pi D_a^3}{24}$	$\frac{2}{3} \pi L_a^3$	$0.9 \left[\frac{2\pi L_a^3}{3} (IDD) \right]$
IDD = inside depth of dish, in.	$\frac{D_a}{4}$	L_a	$L_a - \{(L_a - r)^3 - (L_a - t - r)^3\}^{1/3}$
Approximate weight of dished portion of head, lbm	$\rho_m \left[\frac{\pi (nD_a + t)^2 t}{4} \right]$	$\rho_m [2\pi L_a^2 t]$	$\rho_m \left[\frac{\pi (OD + OD/24 + at)^2 t}{4} \right]$

Petters Hal 538 Tabel 4

$$Ve = \frac{\pi \cdot D^3}{24}$$

$$Ve = \frac{242,0222}{24}$$

$$= 10,0842 \text{ m}^3$$

4. Cooler (C-3012)

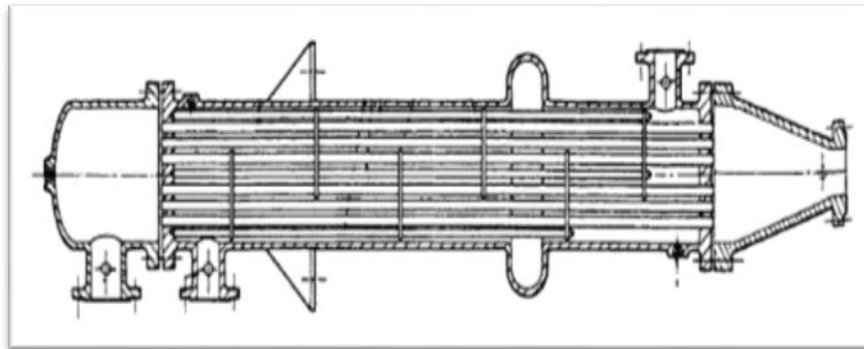
Fungsi : Mendinginkan produk keluaran Reaktor Desulfurizer

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data:

- Beban Panas, Q = 1106223,817 kJ/jam (Lampiran B)

Fluida panas = **keluaran desulfurizer**

- Laju alir massa masuk = 136412,1849 kg/jam
- Temperatur masuk, T_1 = $375\text{ }^{\circ}\text{C} = 707\text{ }^{\circ}\text{F}$
- Temperatur keluar, T_2 = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$

Fluida dingin = **cooling water**

- Laju alir masa masuk = 39500,6286 kg/jam
- Temperatur masuk, t_1 = $27\text{ }^{\circ}\text{C} = 80,6\text{ }^{\circ}\text{F}$
- Temperatur keluar, t_2 = $80\text{ }^{\circ}\text{C} = 176\text{ }^{\circ}\text{F}$

1. LMTD

fluida panas (F)		temperatur	fluida dingin (F)		different		tc	Tc
707	T1	tinggi	176	t2	531	ΔT_1	128,3	396,5
86	T2	rendah	80,6	t1	5,4	ΔT_2		
621			95,4		525,6	$\Delta T_1 - \Delta T_2$		

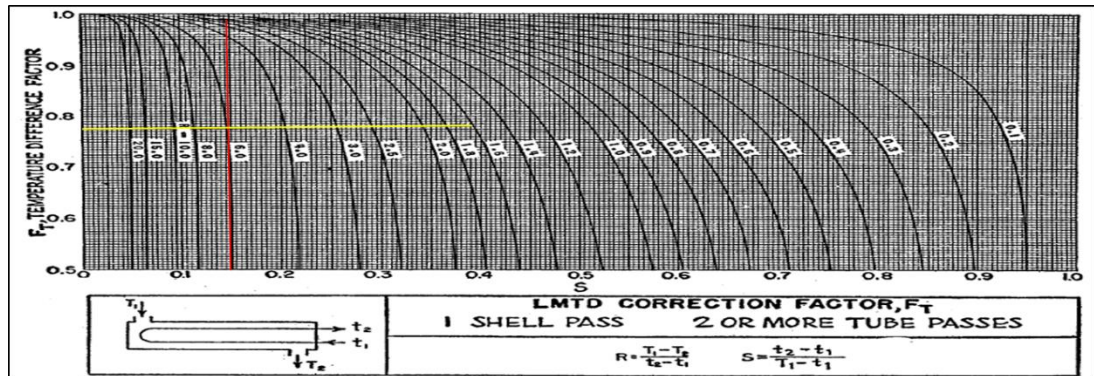
$$LMTD = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)$$

$$LMTD = 115\text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 6,5094$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,1523$$



Dari gambar 21 D.Q Kern didapatkan faktor koreksi, $f_t = 0,78$

$$\Delta t = f_t \times LMTD$$

$$\Delta t = 0,78 \times 115^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 89^\circ\text{F}$$

3. Menentukan luas area perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$

Dari tabel 8 D.Q. KERN (840) maka didapatkan koefisien perpindahan panas sebesar,

$$U_d = 50 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS
 Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream
 Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$A = 234,6958 \text{ ft}^2$$

nilai $A > 200 \text{ ft}^2$ maka tipe heat exchanger yang digunakan adalah Shell and Tube.

(DQ Kern Hal - 103)

4. Spesifikasi shell and tube

Berdasarkan Tabel 10 D.Q Kern, diperoleh data sebagai berikut :

OD (in)	A" (ft ²)	BWG	L (ft)
1.5	0.3925	12	16

5. Menentukan jumlah tube

$$N_t = \frac{A}{L \times a'}$$

$$N_t = 37,3719$$

$$= 38$$

Berdasarkan Tabel 9, diperoleh spesifikasi perancangan Heat Exchanger tipe Shell and Tube dengan :

shell		tube	
ID (in)	19 1/4	Diamter dalaam (ID)	1,280
baffle space,B (in)	7 5/7	Diamater Luar (OD)	1,500
passes	2	pict	1,875
clearance (C")	1/8	Clearance (C)	Pt-OD
		Passe (n)	2
		Panjang	15,000
		Jumlah Tube	38,000

Shell side (air pendingin)	Tube side (hot fluid)
6. Flow Area B = 0,125 in Clearance (C')= 0,125 in $a_s = \frac{ID \times C \times B}{144 \times PT}$ α' shell = 0,005 ft²	10. Flow Area a'= 0,3925 (Tabel 10 Hal 843) $a_t = \frac{N \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ α' tube = 0,065417 ft²
11. Mass Velocity $G_s = \frac{W}{a_t}$ (D.Q Kern: pers	11. Mass Velocity $G_t = \frac{W_t}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal

7.2, hal 138) = 1353626,24 lb/hr ft ²	138) = 4597253 lb/hr ft ²
12. Reynold Number $\mu = 0,89 \text{ cp}$ $= 2,154 \text{ lb/ft.hr}$ $\text{Re}_n = \frac{\text{De} \times \text{Ga}}{\mu}$ $= 44131,12335$	12. Reynold Number $\mu = 0,0283 \text{ cp}$ $= 0,0687 \text{ lb/ft.hr}$ $\text{Re}_t = \frac{\text{De} \times \text{Ga}}{\mu}$ $= 1045148,346$
13. Faktor Perpindahan panas, jHt Dengan memplotkan NRe , maka : Jh= 150	13. Faktor Perpindahan Panas,jHt Dengan memplotkan NRe dengan L/D, maka : jH= 1000 (<i>Kern fig.24</i> hal.834)
14. Koefisien Perpindahan Panas Pada $t_c = 128,3 \text{ }^\circ\text{F}$ $c = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) Nilai k diambil dari Tabel 4 Kern Hal 800, Interpolasi: Data air $K = 0,2135 \text{ Btu/jam. ft}^2.^\circ\text{F/ft}$ $\left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 2,653$	14. Koefisien Perpindahan Panas Pada $T_c = 396,5 \text{ }^\circ\text{F}$ $C = 86,16 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) Nilai k diambil dari Tabel 4 Kern Hal 800, interpolasi data methylamine $k = 0,5788 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Tabel 4) $\left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 0,3140$
15.	15.

outside Film Coefficient (h_o)	inside Film Coefficient (h_{io})
$h_o = jHx \frac{k}{De} x \frac{c\mu^{1/3}}{k} x \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$ (D.Q Kern: Pers 6.15) = 1209,98 Btu/hr.ft²(°F) 16. Saat $t_w = 128,3$ °F, Maka $\mu_w = 0,02$ (fig.14) = 0,0687 lb/ft jam $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1,6198$ 13. Koreksi h_o $h_o = h_o \times \phi_s$ = 1959,9803 btu/jam.ft² F	$h_i = jh. \frac{k}{D_i} \cdot \left(Cp \frac{\mu}{k} \right)^{0,3}$ $H_i = 1163,7868$ Btu/jam. ft².°F $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ = 993,0980 Btu/jam. ft².°F 16. Tube wall temperature $t_w = t_c + \frac{h_{io}/\phi_t}{h_{io} + h_o} = 2933093,029 \text{ F}$ Saat $t_w 396,5$ F maka, $\mu_w = 0,028$ (fig.14) = 0,06870 lb/ft.hr $\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$ 13.Koreksi h_{io} $h_{io} = h_{io} \times \phi_t = 993,0980 \text{ Btu/jam Ft}^2$

17. Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 659,1267$$

18. Design overall coefficient, u_d

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \quad A = Nt \cdot L \cdot a'' = 2,4649 \text{ ft}^2/\text{lin.ft}$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times dt} = 42 \text{ Btu/lb.ft.F}$$

19. Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,022$$

Summary

θ	$h \text{ outside}$	0,02839
UC	659,13	
UD	50	
RD calculated	0,022	
RD required	0.001	

Tabel 12.hal 845

20. Pressure Drop, ΔP	
Shell side 1.For Nre $NRe = 44,131$ $f = 0.001$ Fig 29 Hal 839 $s = 0.99$ Fig 6 Hal 809 2.No off crosses $N + 1 = \frac{12 \times L}{B} = 25$ 3. ΔP_s $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi_s}$	Tube side 1.For Nre $NRe = 1045148,35$ $f = 0.0019$ Fig 29 Hal 839 $s = 0.94$ Fig 6 Hal 809 3. ΔP_t $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_t \cdot s \cdot \phi_t}$ $\Delta P_t = 0,01676 \text{ psi}$ 3. ΔP_t total

$\dot{O}_s = 1,6198 \text{ lb/ft h}$ $G_s = 135362,62 \text{ lb/jam ft}^2$ $D_s = 0,0702 \text{ ft}$ $\Delta P_s = 0,0005 \text{ psi}$	$G_t = 459725,3977 \text{ lb/jam.ft}^2$ Maka didapatkan, dari fig 27 hal 837 $\frac{V^2}{2g} = 0,016$ $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g}$ $\Delta P_r = 0.13617 \text{ psi}$ $\Delta P_f = \Delta P_i + \Delta P_r$ $\Delta P_f = 0,153 \text{ psi}$ Memenuhi karna $< 10 \text{ Psi}$
---	---

5. Reaktor Gasifier (R-2031)

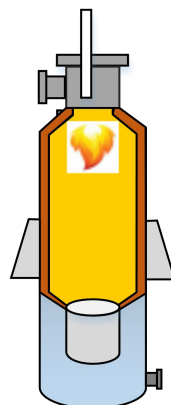
Fungsi : Mengubah *slurry* menjadi syngas

Tipe : *Entrained Flow Reactor*

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Massa umpan masuk : 136482,0221 kg/jam

- Tekanan : 40 atm
- Temperatur operasi : 1200 °C
- Temperatur masuk : 30 °C
- Densitas umpan : 16,83 kg/m³
- Waktu reaksi : 2 s
- Diameter umpan : 0,1 mm

a. Menghitung *flow rate* syngas

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = 8109,4487 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung volume reaktor

$$V_r = Q \times \tau$$

$$V_r = 4,5089 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume ruang kosong reaktor } 50\% = 2,2544 \text{ m}^3$$

maka, volume reaktor adalah

$$V_r = 4,5089 \text{ m}^3 + 2,2544 \text{ m}^3 = 6,76 \text{ m}^3$$

$$L/D \text{ ratio} = 2$$

$$\text{Sudut conical } (\alpha) = 120^\circ$$

$$\text{Volume tutup atas } (V_{ta}) = 0,08 \text{ Dt}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah } (V_{tb}) = 0,08 \text{ Dt}^3$$

$$H_s = 2 \text{ Dt}$$

$$\text{Volume silinder } (V_s)$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D t^2 \times H_s$$

$$= 1,57 \text{ Dt}^3$$

c. Menghitung diameter reaktor

$$V_t = V_s + V_{ta} + V_{tb}$$

$$\begin{aligned} V_t &= 1,57Dt^3 + 0,08 Dt^3 + 0,08 Dt^3 \\ &= 1,73 Dt^3 \end{aligned}$$

$$Dt^3 = V_r/V_t$$

$$\begin{aligned} Dt &= \sqrt[3]{\frac{V_r}{V_t}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{6,76}{1,73}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dt &= 1,58 \text{ m}^3 \\ &= 5,1840 \text{ ft} \\ &= 62,2046 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Jari-jari} = 1,896 \text{ m}^3$$

d. Mengitung kondisi desain gasifier

Tekanan total = tekanan operasi

$$\begin{aligned} &= 40 \text{ atm} \\ &= 580,29 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain = $1,1 \times$ tekanan total

$$= 1,1 \times 580,29 \text{ psi} = 638,32 \text{ psi}$$

- Menghitung tebal dan tinggi gasifier

Bahan konstruksi = *hastelloy S*

Allowable stress = 11241,2 psi

Corrosion stress = 0,125 in

Welded factor = 0,85

Tebal silinder (T_s)

$$T_s = \frac{P_i D_i}{2(fE - 0,6P)} + C$$

$T_s = 0,29$ in

Diameter luar = 44 in

Diameter dalam = 49,38 in

Tinggi silinder = 98,75 in

- Menghitung tebal dan tinggi tutup bawah

Tebal *conical*

$$T_s = \frac{P_i D_i}{4(fE - 0,1P)\cos\frac{a}{2}} + C$$

$T_s = 0,2090$ in

Tinggi *conical*

$$T_c = \frac{D_i}{2\tan\frac{a}{2}}$$

$T_c = 97,1824$ in

- Mengitung tebal dan tinggi tutup atas

$r = 50$ in

$i_{cr} = 4,24$

Tebal standar dishead head = $\frac{0,885 p_i \times r}{2(fE - 0,1p_i)} + C$

= 0,2547 in

Tinggi standar dishead head = $0,169 \times D_i$

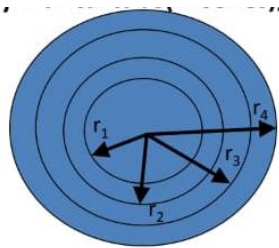
= 10,5126 in

Tinggi total gasifier = tinggi silinder + tinggi *conical* + Tinggi standar dishead head

$$= 206,4445 \text{ in}$$

e. Menentukan tebal isolator gasifier

Untuk menghitung tebal dari masing masing isolasi digunakan persamaan konduksi melalui bahan padat yang disusun seri.



$$q = \frac{T_1 - T_2}{(r_2 - r_1)/(k_A \cdot A_{Alm})} + \frac{T_2 - T_3}{(r_3 - r_2)/(k_A \cdot A_{Blm})} + \frac{T_3 - T_4}{(r_4 - r_3)/(k_A \cdot A_{Clm})}$$

$$A_{Alm} = \frac{A_2 - A_3}{\ln(A_2/A_1)} \cdot A_{Blm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)} \cdot A_{Clm} + \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)}$$

$$q = \frac{T_1 - T_4}{\frac{(r_2 - r_1)}{(k_A \cdot A_{Alm})} + \frac{(r_3 - r_2)}{(k_A \cdot A_{Blm})} + \frac{(r_4 - r_3)}{(k_A \cdot A_{Clm})}} = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C}$$

$$T_1 = 1297 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1570,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

$$T_3 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

$$T_4 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

$$T_5 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

Lapisan A (high density alumina)

$k_A = 4,671 \text{ W/m.K}$ (D.Q Kern, 1965)

Lapisan B (Low density alumina)

$$k_B = 3,114 \text{ W/m.K (D.Q Kern, 1965)}$$

Lapisan C (Hastelloy S)

$$k_C = 28 \text{ W/m.K (Hayness International Inc)}$$

Lapisan D (Diatomit)

$$k_D = 0,088 \text{ W/m.K (D.Q Kern, 1965)}$$

Panjang isolasi adalah bagian silinder dan tutup atas vessel

$$L_{gasifier} = L_{silinder} + L_{tutup atas}$$

$$= 106,0689 \text{ in}$$

$$= 2,6941 \text{ m}$$

Tebal isolasi

$$t_2 \text{ (H.D Alumina)} = 0,1 \text{ m}$$

$$t_3 \text{ (L.D alumina)} = 0,25 \text{ m}$$

$$t_4 \text{ (Hastelloy)} = 0,0075 \text{ m}$$

$$t_5 \text{ (Diatomi)} = 0,02 \text{ m}$$

jari-jari (r_1)= jarijari silinder

$$r_1 = 0,06271 \text{ m}$$

$$r_2 = r_1 + t_2 = 0,07271 \text{ m}$$

$$r_3 = r_2 + t_3 = 0,9771 \text{ m}$$

$$r_4 = r_3 + t_4 = 0,9864 \text{ m}$$

$$r_5 = r_4 + t_5 = 1,0046 \text{ m}$$

$$\text{tebal isolasi total} = 0,3775 \text{ m}$$

$$= 14,8618 \text{ in}$$

Luas area perpindahan panas

$$A_1 = 2\pi \times L \times r_1$$

$$= 10,6106 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2\pi \times L \times r_2$$

$$= 12,3025 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2\pi \times L \times r_3$$

$$= 16,5323 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 2\pi \times L \times r_4$$

$$= 16,6590 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 2\pi \times L \times r_5$$

$$= 16,9974 \text{ m}^2$$

Maka,

$$A_{Alm} = \frac{A_2 - A_3}{\ln(A_2/A_1)}$$

$$= 11,4357 \text{ m}^2$$

$$A_{Blm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)}$$

$$= 14,3134 \text{ m}^2$$

$$A_{Clm} = \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)}$$

$$= 16,2956 \text{ m}^2$$

$$A_{Dlm} = \frac{A_5 - A_4}{\ln(A_5/A_4)}$$

$$= 16,8277 \text{ m}^2$$

Heat transfer rate (q)

$$q = \frac{T_1 - T_2}{(r_2 - r_1)/(k_A \cdot A_{Alm})} + \frac{T_2 - T_3}{(r_3 - r_2)/(k_A \cdot A_{Blm})} + \frac{T_3 - T_4}{(r_4 - r_3)/(k_A \cdot A_{Clm})}$$

$$= 74782,3681 \text{ W}$$

f. Desain quenching tower

Entrained Flow Gasifier dimana reaktor dan vessel quenching berada dalam satu.

Bahan konstruksi : *Hastelloy S* (Hayness International, Inc)

Allowable stress = 11241,2 psi

Corrosion stress = 0,125 in

Welded factor = 0,85

- Menghitung tebal dan tinggi silinder

Tebal silinder (Ts)

$$Ts = \frac{Pi Di}{2(fE - 0,6P)} + C$$

$$= 0,2399 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = Di + (2 \times \text{Tebal silinder})$$

$$= 73,0306 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar} = \text{diameter dalam} + (2 \times \text{Tebal silinder})$$

$$= 73,5105 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 1,5 \times \text{Diameter dalam}$$

$$= 109,5459 \text{ in}$$

- Tebal dan tinggi tutup atas

$$r = 102 \text{ in}$$

$$icr = 6,75$$

$$\text{Tebal standar dishead head} = \frac{0,885 pi \times r}{2(fE - 0,1pi)} + C$$

$$= 0,3094 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi standar dishead head} = 0,169 \times \text{diameter dalam}$$

$$= 12,3422 \text{ in}$$

$$L_{\text{quenching tower}} = \text{tinggi silinder} + \text{Tinggi standar dishead head}$$

$$= 121,8881 \text{ in}$$

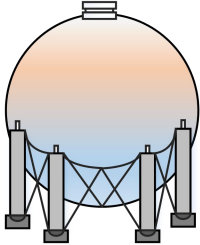
$$\text{Total Tinggi vessel} = L_{\text{gasifier}} + L_{\text{quenching tower}}$$

$$= 227,9570 \text{ in}$$

10.4 Kesimpulan Rancangan

10.4.1 Tangki Penyimpanan (TP-3021)

Tabel 6.13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan *Syngas* (ST-3041)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki penyimpanan <i>syngas</i>
Kode	ST-3041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan <i>syngas</i>
Lama penyimpanan	7 hari
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30°C
Volume tangki	0,078 m ³
Diameter tangki (Ds)	0.5305 m
Tebal dinding tangki	0,711 in
Tekanan	30 atm
Bahan Konstruksi Tinggi	<i>Stainlees stell (SA-283) Grade C</i>

10.4.2 *Belt Conveyor* (BC-1021)

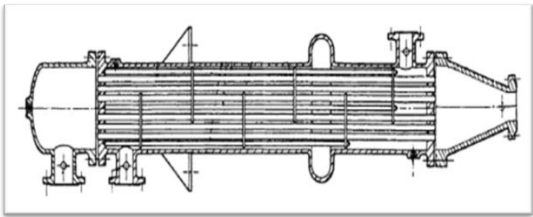
Tabel 6.2 Spesifikasi *Belt Conveyor* (BC-1022)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Belt Conveyor</i>
Kode	BC-1022
Jumlah	1 unit
Fungsi	Membawa Batubara dari warehouse ke <i>crusher</i>
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatil, dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	<i>Belt Conveyor</i>
Temperatur	30°C
Panjang	6 m
Lebar <i>Belt Conveyor</i>	0,46 m
Luas <i>Belt Conveyor</i>	0.18 ft ²
Kecepatan	250 ft/min
Daya	3 Hp
Kapasitas	18416,86 Kg/jam
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i>

10.4.3 Cooler (C-2021)

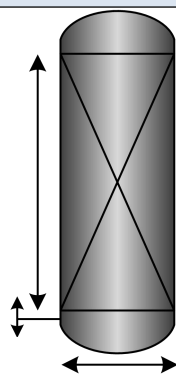
Tabel 6.10 Spesifikasi *Cooler* (C-3012)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Cooler</i>
Kode	C-3012
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran reaktor gasifier
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Luar area perpindahan panas	234,6957 ft ²
Jumlah <i>tube</i>	48
Panjang <i>tube</i>	15 ft
Diameter <i>tube</i>	1,5 in
Diameter <i>shell</i>	19,25 in
<i>Baffle space</i>	7,71 in

<i>Pitch tube</i>	1.875 in
<i>Pressure drop tube</i>	0,015 psi
<i>Pressure drop shell</i>	0,0005 psi
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

10.4.4 Pressure Swing Adsorption

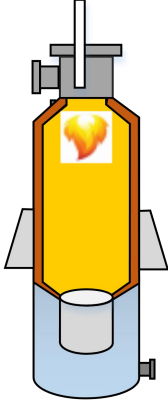
Tabel 10.4 Spesifikasi PSA

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Pressure Swing Adsorption</i>
Kode	PSA-3012
Jumlah	2 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dari gas H ₂ dan CO
Sifat bahan	Korosif
Fasa bahan	gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Vertikal Vessel</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel (SS515- Garde 55)</i>
Temperatur	75°C
Tekanan	8 atm
Diameter (Dt)	2.17 m
Tinggi kolom (L)	6,51 m
Tebal dinding (Td)	0,0037 m
Jumlah adsorben	2665.93 kg
Volume tutup <i>Ellipsoidal</i>	1,33 m ³

10.4.5 Reaktor Gasifier (RG-2031)

Tabel 6.7 Spesifikasi Reaktor *Gasifier* (RG-2031)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Gasifer</i>
Kode	RG-2031

Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengubah Batubara menjadi syngas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Entrained flow Reactor</i>
Temperatur	1200°C
Volume Reaktor	6,7632 m ³
Diameter reaktor	92,5084 in
Tinggi gasifier	109,2626 in
Tinggi <i>Quenching Tower</i>	153,4282 in
Tinggi Total Reaktor	262,6907 in
Tebal dinding silinder gasifier	2,1059 in
Tebal dinding <i>Quenching Tower</i>	0,2900 in
Diameter <i>Quenching Tower</i>	91,5084
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i>

BAB XI. KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab–bab sebelumnya pada prarancangan pabrik Syngas dari Batu bara dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Prarancangan Syngas dari Batu bara dengan kapasitas produksi 620.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian diekspor.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka pabrik Syngas dari Batu bara dengan kapasitas produksi 620.000 ton/tahun layak didirikan di Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan Timur
3. Prarancangan pabrik Syngas dari Batu bara merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 112 orang yang terdiri dari 72 karyawan *shift* dan 40 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka pabrik *Methanol* dari Tandan Kosong Kelapa Sawit ini layak didirikan dengan :
 - *Fixed Capital Investment (FCI)* = US\$88.325.424
= Rp 1.325.101.342.967,-
 - *Working Capital Investment (WCI)* = US\$ 15.586.310
= Rp 233.841.410.288,23,-
 - *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 103.908.734
= Rp 1.558.942.735.254,84,-
 - *Total Sales (TS)* = US\$ 248.000.000,00
 - *Total Production Cost (TPC)* = US\$ 172.351.983
= Rp 2.585.796.796.439
 - *Rate of Return (ROR)* = 63,7 %
 - *Pay of Time (POT)* = 2 tahun 3 bulan
 - *Break Event Point (BEP)* = 36,19%

11.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan dari analisa ekonomi yang telah dilakukan pabrik *Syngas* dari Batu bara ini layak untuk dilanjutkan ke tahap rancangan. Untuk itu disarankan kepada pengurus dan pemilik modal untuk dapat mempertimbangkan dan mengkaji ulang tentang pendirian pabrik *syngas* dari Batu bara ini.

DAFTAR PUSTAKA

Karellas.S dkk, 2012. *An Evaluation Of Substitute Natural Gas Production From Different Coal Gasification Processes Based On Modeling.*

Vol : 45 Issue 1.

Jingwei Chen, 2021. *Process In Supercritical Water Gasification Of Coal: A Review Of Fundamentals, Mechanisms, Catalysts And Element Transformation.*

Journal Of Energy Conversion and Management 237 (2021) 114122

Mularski. J, dkk, 2020 . *A Review Of Recent Studies Of The CFD Modelling Of Coal Gasification In Entrained Flow Gasifiers, Covering Devolatilization, Gas-Phase Reactions, Surface Reactions, Models And Kinetics. Department of Mechanics, Machines, Devices and Energy Processes, Faculty of Mechanical and Power Engineering, Wroclaw University of Science and Technology, Poland.*

Juan Xiao dkk, 2020. *Thermo-Economic Optimization Of Gasification Process With Coal Water Slurry Preheating Technology.*

Perry, R.H., 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7 ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E.,2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5 ed., McGraw-Hill Companies, Inc., New York
McCabe, dkk. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering fifth Edition.* McGraw-Hill Book co.

Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

Coulson. dan Richardson's.2003. *Chemical Engineering Design Volume 6.* R.K Sinnott.

Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*.
Betterworth-Heinemann.

alibaba.com. diakses pada 23 juli 2022.

LAMPIRAN A. NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 620.000 ton/tahun

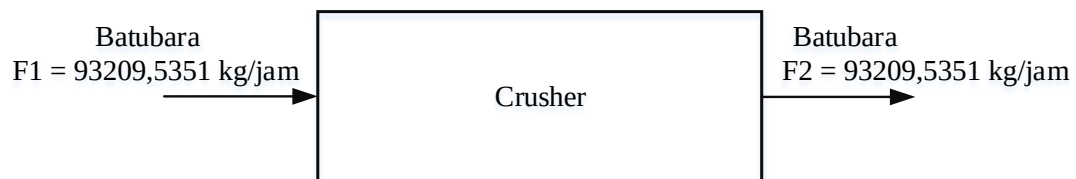
$$= 620.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

$$= 86111,11 \text{ kg/jam}$$

Operasi pabrik = 300 hari/ton

1. Crusher (C-1031)

Fungsi : untuk mengecilkan ukuran partikel batubara



Neraca Massa Total

$$F1 = F2$$

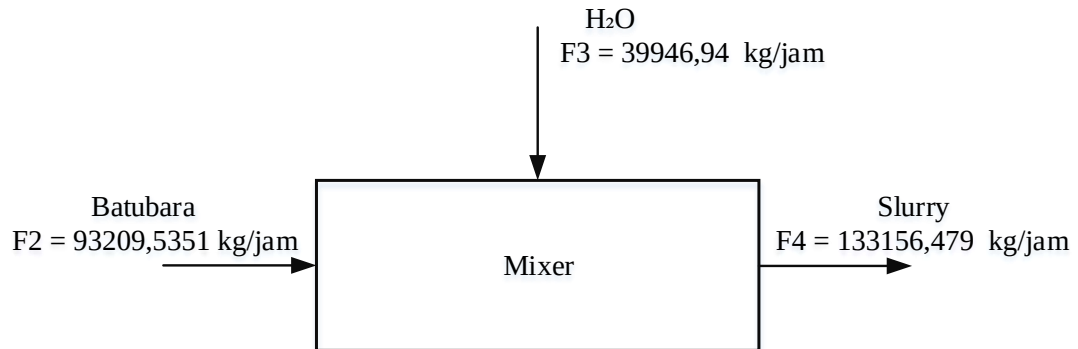
$$93209,5351 \text{ kg/jam} = F2$$

Tabel A.1 Neraca Massa Crusher (C-1031)

Komponen	Masuk	Keluar
	F1	F2
	kg	kg
Batubara	93209,54	93209,5351
Total	93209,54	93209,5351

2. Mixer (MT-1041)

Fungsi : Untuk membuat batubara halus menjadi *slurry*



Neraca Massa Total

$$F2 + F3 = F4$$

$$93209,5351 \text{ kg/jam} + F3 = F4$$

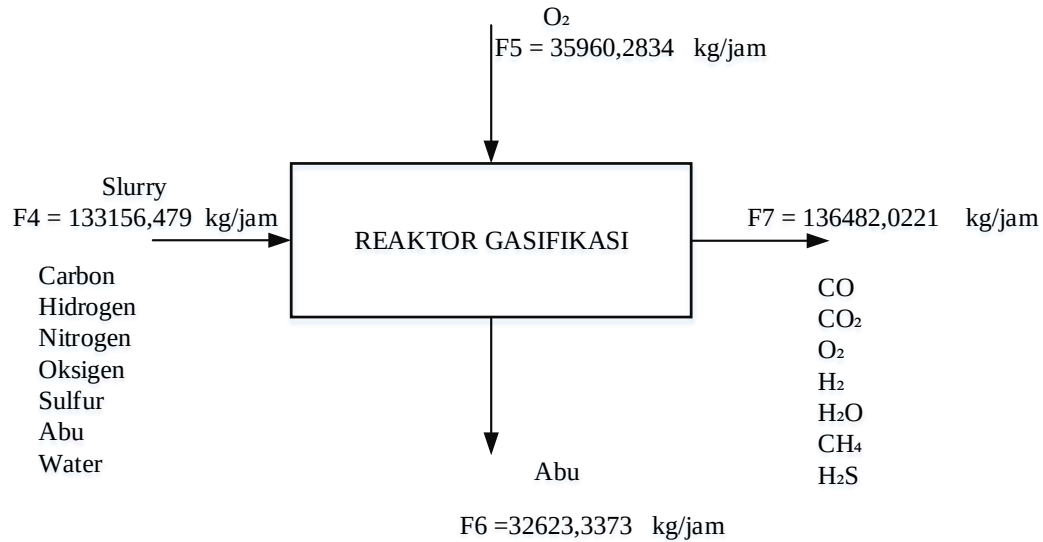
$$F4 = 133156,479 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.2 Neraca Massa Mixer (MT-1041)

Komponen	Masuk		Keluar
	F2	F3	F4
	kg	kg	kg
Batubara	93209,5351		93209,53508
H ₂ O		39946,94	39946,94
Sub Total	93209,535	39946,944	133156,479
Total	133156,479		133156,479

3. Reaktor Gasifikasi (R-2031)

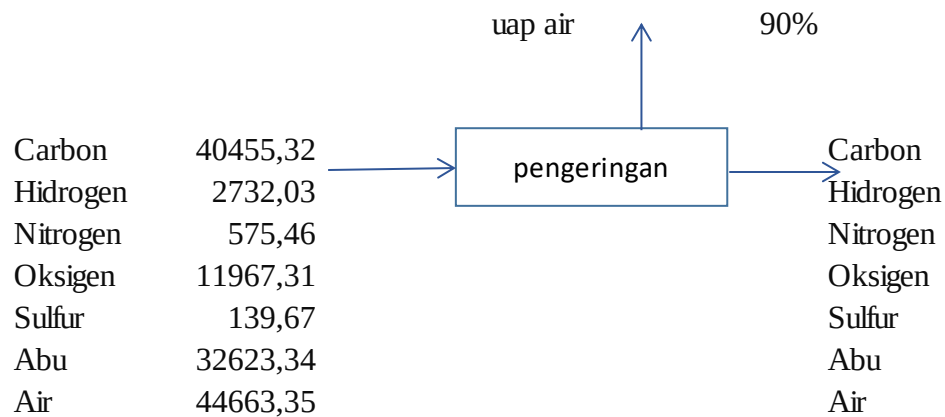
Fungsi : Tempat terjadinya proses pengkonversian batubara menjadi *syngas*



ANALISA PROKSIMAT	Water (ar)	35,00%
	ABU (ar)	5,06%
ANALISA ULTIMAT BATUBARA (Daf)	CARBON	72,39%
	HIDROGEN	4,89%
	NITROGEN	1,03%
	SULFUR	0,25%
	OKSIGEN	21,42%

Reaksi Gasifikasi Batubara

- Pengeringan : slurry + panas $\rightarrow$ batubara kering + uap air



Komponen	Masuk	Keluar	
	F1	F2	F3
Carbon	40455,32		40455,32
Hidrogen	2732,03		2732,03
Nitrogen	575,46		575,46
Oksigen	11967,31		11967,31
Sulfur	139,67		139,67
Abu	32623,34		32623,34
Air	44663,35	40197,01	4466,33
Sub Total	133156,48	40197,01	92959,47
Total	133156,48	133156,48	

- Pyrolysis : batubara kering $\rightarrow$ Char + abu + volatile (CO , CO_2 , H_2 , H_2S , tar, CH_4)
- Oksidasi : reaksi pembakaran tidak sempurna oleh oksigen
- Reduksi : reaksi yang menghasilkan syngas

Konversi reaksi 95%

	C	+	$\frac{1}{2} \text{O}_2$	$\rightarrow$	CO
Mula-mula	3371,28		1497,74		
Bereaksi	2845,70		1422,85		2845,70
Sisa	525,58		74,89		2845,70

	C	+	O_2	$\rightarrow$	CO_2
Mula-mula	525,58		74,89		

Bereaksi	71,14	71,14	71,14
Sisa	454,43	3,74	71,14

	CO	+	$\frac{1}{2}$ O ₂	→	CO ₂
Mula-mula	2845,7009		3,7443		
Bereaksi	7,1143		3,5571		7,1143
Sisa	2838,5866		0,1872		7,1143

	H ₂	+	$\frac{1}{2}$ O ₂	→	H ₂ O
Mula-mula	1366,0165		0,1872		
Bereaksi	0,3557		0,1779		0,3557
Sisa	1365,6608		0,0094		0,3557

	C	+	CO ₂	→	2 CO
Mula-mula	454,4332		78,26		
Bereaksi	74,3439		74,3439		148,6879
Sisa	380,0892		3,9128		148,6879

	C	+	H ₂ O		CO	+	H ₂
Mula-mula	380,0892		2481,6527				
Bereaksi	361,0848		361,0848		361,0848		361,0848
Sisa	19,0045		2120,5679		361,0848		361,0848

	CO	+	H ₂ O	→	CO ₂	+	H ₂
Mula-mula	509,77265		2120,56794				
Bereaksi	484,28402		484,28402		484,28402		484,2840
Sisa	25,48863		1636,28392		484,28402		484,2840

	C	+	2 H ₂	→	CH ₄
Mula-mula	19,0045		2211,0296		
Bereaksi	18,0542		36,1085		18,0542
Sisa	0,9502		2174,9211		18,0542

	CH ₄	+	H ₂ O	→	CO	+	3 H ₂
Mula-mula	18,0542		1636,2839				
Bereaksi	17,1515		17,1515		17,1515		51,4546
Sisa	0,9027		1619,1324		17,1515		51,4546

	CH ₄	+	CO ₂	→	2 CO	+	2 H ₂
Mula-mula	0,9027		488,1969				
Bereaksi	0,8576		0,8576		1,7152		1,7152
Sisa	0,0451		487,3393		1,7152		1,7152

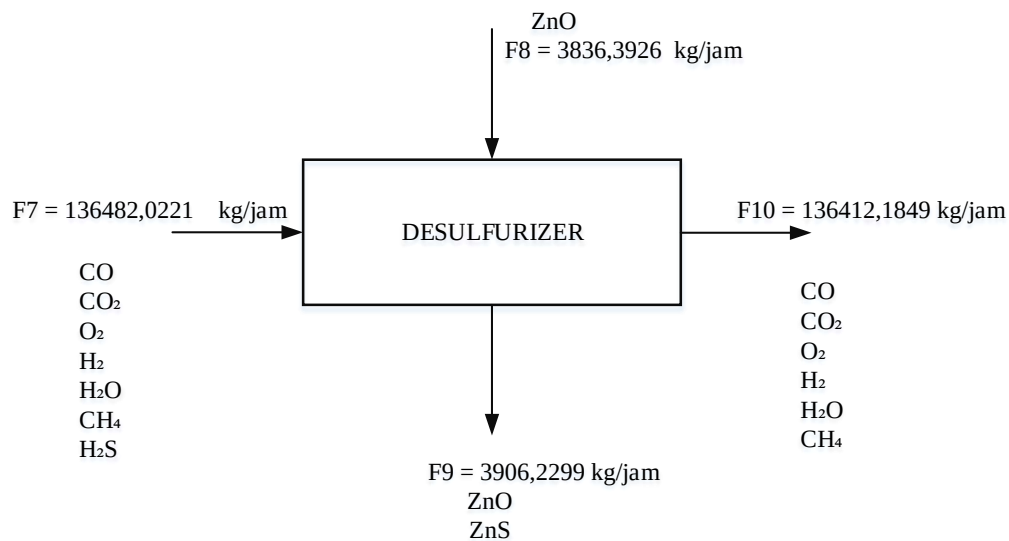
	S	+	H ₂	→	H ₂ S
Mula-mula	4,3648		2228,0908		
Bereaksi	4,3648		4,3648		4,3648
Sisa	0,0000		2223,7260		4,3648

Tabel A.3 Neraca Massa Reaktor Gasifikasi (R-2031)

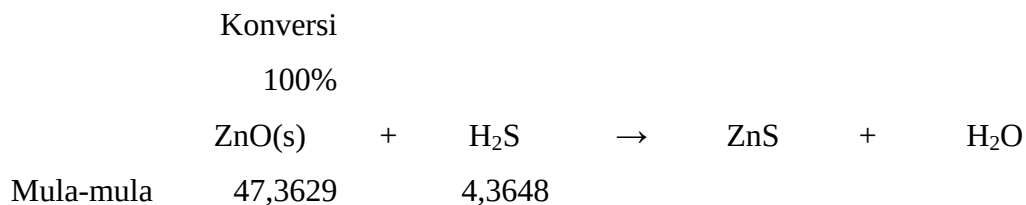
Komponen	BM	Masuk				Keluar			
		F4		F5		F6		F7	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
CH ₄	16							0,05	0,72
C	12	3371,28	40455,32			0,95	11,40		
H ₂ O	18	2481,30	44663,35					1619,13	29144,38
O ₂	32	373,98	11967,31	1123,76	35960,28			0,01	0,30
CO	28							2882,94	80722,37
CO ₂	44							487,34	21442,93
H ₂	2	2732,03	2732,03					2223,73	4447,45
Abu	60	543,72	32623,34			543,72	32623,34		
N ₂	14	41,10	575,46					41,10	575,46
H ₂ S	34							4,36	148,40
S	32	4,36	139,67						
Sub Total		133156,479		35960,2834		32634,7400		136482,0221	
Total		169116,76				169116,76			

4. Desulfurizer (R-3021)

Fungsi : Tempat penyerapan H₂S



Reaksi penyerapan H₂S :



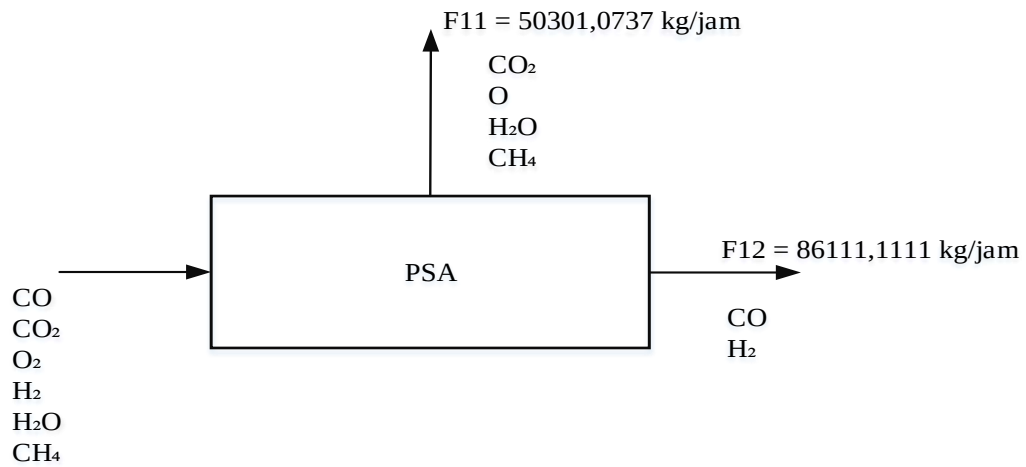
Bereaksi	4,3648	4,3648	4,3648	4,3648
Sisa	42,9980	0,0000	4,3648	4,3648

Tabel A.4 Neraca Massa Desulfurizer (R-3021)

Komponen	BM	Masuk				Keluar			
		F7		F8		F9		F10	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
CH ₄	16	0,0	0,7					0,05	0,72
H ₂ O	18	1619,1	29144,4					1623,50	29222,95
O ₂	32	0,0	0,3					0,01	0,30
CO	28	2882,9	80722,4					2882,94	80722,37
CO ₂	44	487,3	21442,9					487,34	21442,93
H ₂	2	2223,7	4447,5					2223,73	4447,45
N ₂	14	41,1	575,5					41,10	575,46
H ₂ S	34	4,4	148,4						
ZnO	81			47,36	3836,39	43,00	3482,84		
ZnS	97					4,36	423,39		
Sub Total		136482,0221		3836,3926		3906,2299		136412,1849	
Total		140318,41				140318,41			

5. PSA (PSA-3031)

Fungsi : Tempat pemisahan campuran gas dengan gas



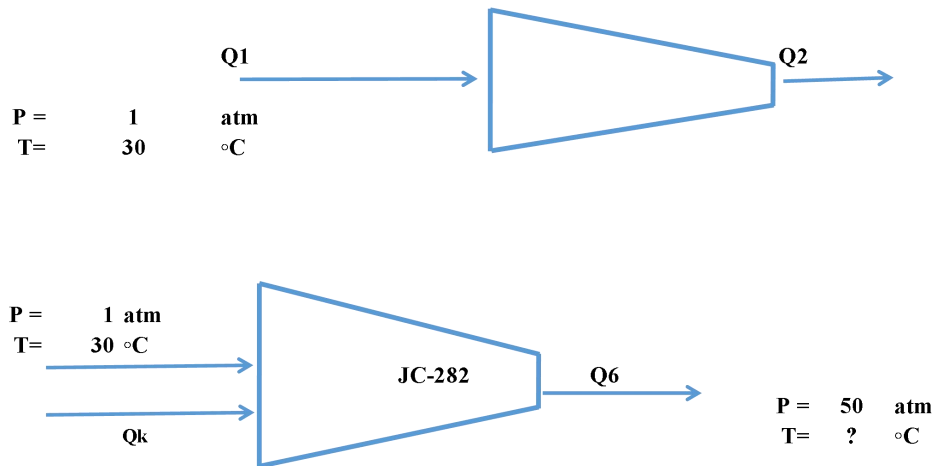
Tabel A.5 Neraca Massa PSA (PSA-3031)

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F11		F12	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
CH ₄	16	0,05	0,72	0,04	0,71	0,12	0,01
H ₂ O	18	1623,50	29222,95	1607,26	28930,72	5260,13	292,23
O ₂	32	0,01	0,30	0,01	0,29	0,19	0,01
CO	28	2882,94	80722,37			2260226,47	80722,37
CO ₂	44	487,34	21442,93	472,72	20799,64	28304,67	643,29
H ₂	2	2223,73	4447,45			8894,90	4447,45
N ₂	14	41,10	575,46	40,69	569,70	80,56	5,75
Sub Total		136412,1849		50301,0737		86111,1111	
Total		136412,18		136412,18			

LAMPIRAN B. NERACA ENERGI

- Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q)
 - $Q = n C_p \Delta T$
- Persamaan yang digunakan untuk menghitung panas reaksi (Qr)
 - $Q_r = -\Delta H_R$
 - $-\Delta H_R = \Delta H_R^o + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$
 - $-\Delta H_R^o = \Delta H_f^o_{produk} - \Delta H_f^o_{reaktan}$
 - $\Delta H_{produk} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{produk}$
 - $\Delta H_{reaktan} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{reaktan}$
- ❖ Nilai data ΔH_f^o untuk senyawa dapat diperoleh dari kontribusi grup atom dari Perry's chemical Handbook Vol.7 Chapter 2 hal 348.

1. Kompresor O₂ (K-2021)



$$Q1 + Q_{\text{Kompresi}} = Q2$$

➤ Perhitungan Jumlah Stage

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disarankan $R_c < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$R_c = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket :

R_c = Rasio Compressi

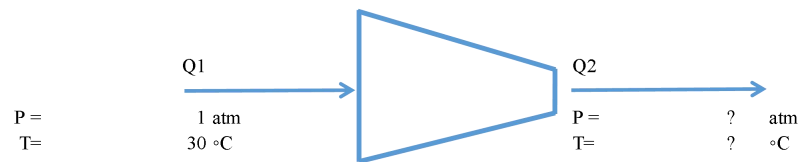
P_i = Tekanan keluar compressor

P_o = Tekanan Masuk

n = Jumlah Stage

$R_c =$	50	n	1
	7,071067812	n	2
	3,684031499	n	3
	2,659147948	n	4

➤ Stage 1



$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = R_c \times P_1$$

$$= 3,684031499 \text{ atm}$$

• Q_1

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	Kmol	$\int C_p \cdot dT$	Q (Kj/jam)
O ₂	32	35960	1123,76	3,60	129613,97

• Temperatur keluar stage 1

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$R = 8,314 \text{ Kj/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/C_p = 0,072082751$$

$$T_2 = 333,0272079 \text{ K}$$

• Q2

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{out} = 333,0272079^\circ\text{K}$$

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	$\int C_p.dT$	Q (Kj/jam)
O ₂	32	35960,28	1123,76	25,28	908902,30

Digunakan intercooler

$$\eta = 67\%$$

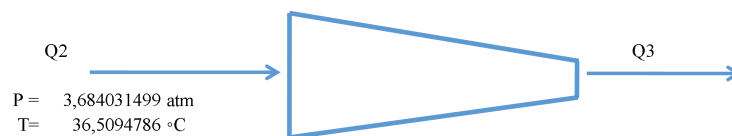
Maka T keluar intercooler

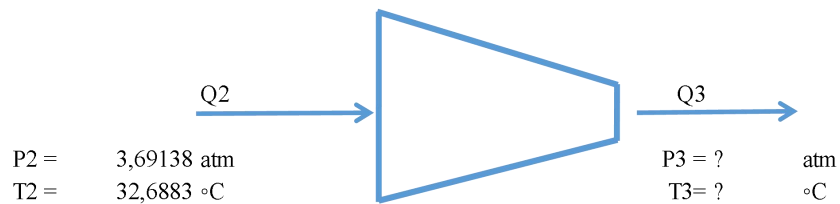
$$= T_2 - (\eta \cdot (T_2 - T_1))$$

$$= 309,66^\circ\text{K}$$

$$= 36,51^\circ\text{C}$$

➤ **Stage 2**





$$P2 = 3,684031499 \text{ atm}$$

$$P3 = R_c \times P2$$

$$= 13,57208808 \text{ atm}$$

- Q2

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{in} = 36,51^\circ\text{C} = 309,66^\circ\text{K}$$

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	$\int C_p.dT$	Q (KJ/jam)
O ₂	32	35960,28	1123,76	8,31	298705,24

- Temperatur keluar stage 2

$$T2 = T1 \left(\frac{P2}{P1} \right)^{R/Cp}$$

$$R = 8,314 \text{ KJ/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/Cp = 0,03$$

$$T2 = 322,55 \text{ K}$$

- Q3

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{out} = 49,40^\circ\text{C} = 322,55^\circ\text{K}$$

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	$\int C_p \cdot dT$	Q (KJ/jam)
O ₂	32	35960,28337	1123,7589	17,65048528	634716,452

Digunakan intercooler

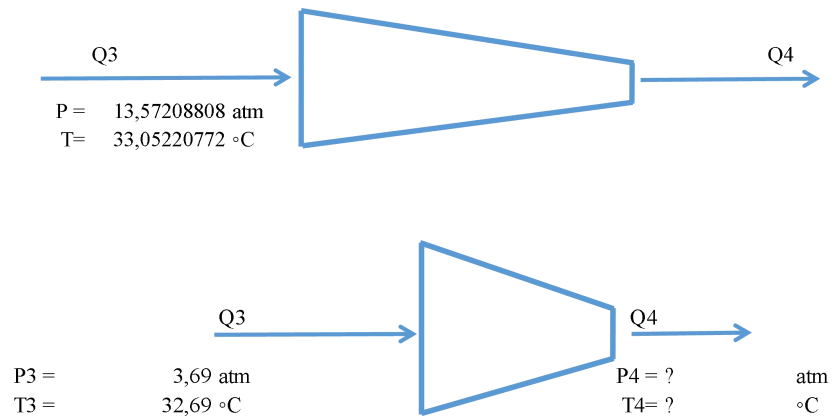
$$\eta = 67\%$$

Maka T keluar intercooler

$$= T_2 - (\eta \cdot (T_2 - T_1))$$

$$= 306,2022077 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$= 33,05220772 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$$P_3 = 13,57208808 \text{ atm}$$

$$P_4 = R_c \times P_3$$

$$= 50 \text{ atm}$$

- Q_3

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{in} = 33,052^\circ\text{C} = 306,20^\circ\text{K}$$

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	∫Cp.dT	Q (KJ/jam)
O ₂	32	35960,28337	1123,7589	5,807791648	208849,833

- Temperatur keluar stage 3

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$R = 8,314 \text{ KJ/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/C_p = 0,044735162$$

$$T_2 = 324,5957907 \text{ K}$$

- Q4

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{out} = 51,45^\circ\text{C} = 324,60^\circ\text{K}$$

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	∫Cp.dT	Q (KJ/jam)
O ₂	32	35960,28337	1123,7589	19,13675738	688163,218

$$Q_b = Q_4 \text{ (Qout pada stage terakhir)}$$

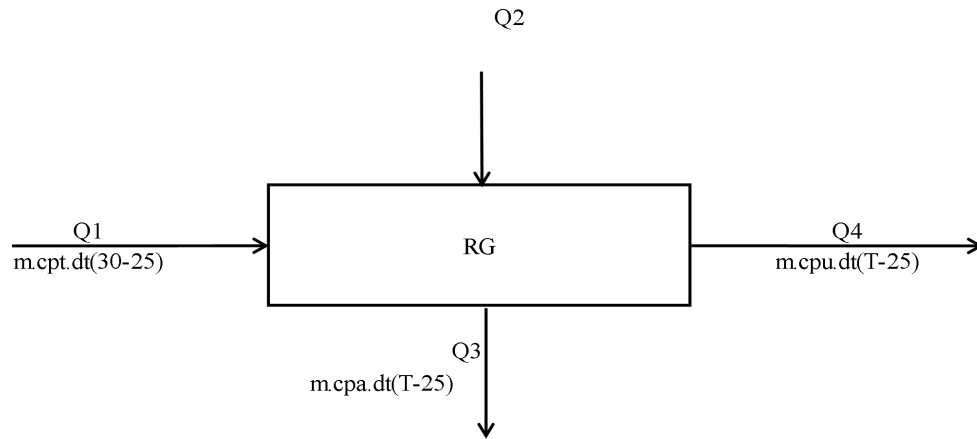
$$Q_{\text{Kompresi}} = Q_b - Q_a$$

$$= 558549,25 \text{ kJ/kg}$$

Tabel LB.1 Neraca Energi Kompresor O₂ (K-2021)

Aliran Energi	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
Q5	129613,9653	
Q6		688163,2181
Qkompresi	558549,2528	
Total	688163	688163

2. Reaktor Gasifikasi (R-2031)



➤ Input

• Q₁

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}$$

Tabel LB.2 Aliran Panas Masuk (Q₁)

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
C	40455,3188	12	3371,276566	0,001005102	3,388476833
H ₂ O	44663,34608	18	2481,297004	0,001266266	3,141980972
O ₂	11967,31016	32	373,9784425	0,000865047	0,3235091
H ₂	2732,032991	2	1366,016496	0,017481943	23,88062203
Abu	32623,33728	60	543,722288	0,000868084	0,471996625
N ₂	575,4588919	14	41,10420656	0,002580036	0,106050327
S	139,6744883	32	4,36482776	0,87215325	3,806798716
Total					35,1194346

• Q₂

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 51,45^{\circ}\text{C} = 324,60^{\circ}\text{K}$$

Tabel LB.3 Aliran Panas Masuk (Q₂)

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
O ₂	35960,28337	32	1123,758855	0,000865047	0,97210474
Total					0,97210474

➤ Output

• Q₃

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 350^{\circ}\text{C} = 623,15^{\circ}\text{K}$$

Tabel LB.4 Aliran Panas Keluar (Q3)

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
CH ₄	0,722169563	16	0,045135598	0,422267233	0,019059284
H ₂ O	29144,38301	18	1619,13239	0,053481954	86,59436409
O ₂	0,29954746	32	0,009360858	0,100413714	0,000939959
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,123214818	355,2211643
CO ₂	21442,92838	44	487,3392814	0,121554583	59,23832309
H ₂	4447,452023	2	2223,726012	1,60661943	3572,681418
N ₂	575,4588919	14	41,10420656	0,229517061	9,434116704
H ₂ S	148,4041438	34	4,36482776	0,133490624	0,582663583
Total					4083,772049

• **Q₄**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 450^{\circ}\text{C} = 723,15^{\circ}\text{K}$$

Tabel LB.5 Aliran Panas Keluar (Q4)

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$C_p(\text{kJ/kmol.K})$	$\Delta T(\text{K})$	Q(kJ)
CH ₄	0,722169563	16	0,045135598	0,422267233	425	8,100195678
H ₂ O	29144,38301	18	1619,13239	0,053481954	425	36802,60474
O ₂	0,29954746	32	0,009360858	0,100413714	425	0,399482376
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,123214818	425	150968,9948
CO ₂	21442,92838	44	487,3392814	0,121554583	425	25176,28731
H ₂	4447,452023	2	2223,726012	1,60661943	425	1518389,603
N ₂	575,4588919	14	41,10420656	0,229517061	425	4009,499599
H ₂ S	148,4041438	34	4,36482776	0,133490624	425	247,6320228
Total						1735603,121

➤ **Qreaksi**

• **Reaksi 1**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 1200^{\circ}\text{C} = 1473,15^{\circ}\text{K}$$



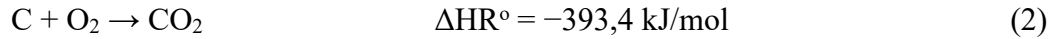
Tabel LB.6 Aliran Panas Reaksi (Qr1)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p.dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_{r0}	ΔH_r	Qr
C	12	3371,2766	525,5757003	-0,543159	0	-1831,14	-285,471	0	0	-314450	-312271	312271
1/2O ₂	32	1497,7373	74,8868649	0,2309085	0	345,8403	17,29202	0	0			
CO	28		2845,700866	0,3380009	-111	0	961,8494	0	-314449,95			

• **Reaksi 2**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 1200^{\circ}\text{C} = 1473,15^{\circ}\text{K}$$



Tabel LB.6 Aliran Panas Reaksi (Qr2)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_{r0}	ΔH_r	Qr
C	12	525,5757	454,4331787	-0,543159	0	-285,471	-246,83	0	0	-27994,6	-27947	27947,2
O2	32	74,886865	3,744343245	0,2309085	0	17,29202	0,864601	0	0			
CO2	44		71,14252165	0,3531399	-394	0	25,12326	0	-27994,582			

• **Reaksi 3**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 1200^{\circ}\text{C} = 1473,15^{\circ}\text{K}$$



Tabel LB.7 Aliran Panas Reaksi (Qr3)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_{r0}	ΔH_r	Qr
CO	28	2845,7009	2838,586614	0,3380009	-111	961,8494	959,4448	-314449,9	-313663,82	-2013,33	-2014	2014,05
1/2 O2	32	3,7443432	0,187217162	0,2309085	0	0,864601	0,04323	0	0			
CO2	44		7,114252165	0,3531399	-394	0	2,512326	0	-2799,4582			

• **Reaksi 4**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 1200^{\circ}\text{C} = 1473,15^{\circ}\text{K}$$



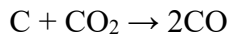
Tabel LB.8 Aliran Panas Reaksi (Qr4)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_{r0}	ΔH_r	Qr
H2	2	1366,0165	1365,660783	4,3702879	0	5969,885	5968,331	0	0	-86,0113	-87,536	87,5356
1/2 O2	32	0,1872172	0,009360858	0,2309085	0	0,04323	0,002162	0	0			
H2O	18		0,355712608	0,200505	-242	0	0,071322	0	-86,011309			

• **Reaksi 5**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 900^{\circ}\text{C} = 1173,15^{\circ}\text{K}$$



Tabel LB.9 Aliran Panas Reaksi (Qr5)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p.dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r0	ΔH_r	Qr
C	12	454,43318	380,0892435	0,1304939	0	59,30078	49,59935	0	0	12824,33	12832,3	-12832
CO2	44	78,256774	3,912838691	0,256805	-394	20,09673	1,004837	-30794,04	-1539,702			
2CO	28		148,6878703	0,2469269	-111	0	36,71503	0	-16430,01			

• **Reaksi 6**

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}$$

$$T_{in} = 900^\circ\text{C} = 1173,15^\circ\text{K}$$



Tabel LB.10 Aliran Panas Reaksi (Qr6)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p.dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r0	ΔH_r	Qr
C	12	380,089244	19,00446218	-0,181201	0	-68,8726	-3,44363	0	0	47410,43	48671,1	-48671
H2O	18	2481,6527	2120,567936	0,1304939	-242	323,8407	276,7213	-600063,6	-512753,33			
CO	28		361,0847813	0,2469269	-111	0	89,16153	0	-39899,868			
H2	2		361,0847813	3,1937537	0	0	1153,216	0	0			

• **Reaksi 7**

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}$$

$$T_{in} = 900^\circ\text{C} = 1173,15^\circ\text{K}$$



Tabel LB.11 Aliran Panas Reaksi (Qr7)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p.dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r0	ΔH_r	Qr
CO	28	509,77265	25,48863258	0,2469269	-111	125,8766	6,293828	-56329,88	-2816,4939	-19952,5	-18464	18464,2
H2O	18	2120,5679	1636,283917	0,1304939	-242	276,7213	213,5251	-512753,3	-395653,45			
CO2	44		484,284019	0,256805	-394	0	124,3666	0	-190565,76			
H2	2		484,284019	3,1937537	0	0	1546,684	0	0			

• **Reaksi 8**

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}$$

$$T_{in} = 900^\circ\text{C} = 1173,15^\circ\text{K}$$



Tabel LB.12 Aliran Panas Reaksi (Qr8)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r^0	ΔH_r	Qr
C	12	19,004462	0,950223109	-0,181201	0	-3,44363	-0,17218	0	0	-1351,36	-1446,6	1446,63
2H ₂	2	2211,0296	2174,921105	3,1937537	0	7061,484	6946,162	0	0			
CH ₄	16		18,05423907	0,929635	-75	0	16,78385	0	-1351,3598			

• **Reaksi 9**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 900^{\circ}\text{C} = 1173,15^{\circ}\text{K}$$



Tabel LB.13 Aliran Panas Reaksi (Qr9)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r^0	ΔH_r	Qr
CH ₄	16	18,054239	0,902711953	0,929635	-75	16,78385	0,839193	-1351,36	-67,56799	3535,787	3686,17	-3686,2
H ₂ O	18	1636,2839	1619,13239	0,1304939	-242	213,5251	211,287	-395653,5	-391506,21			
CO	28		17,15152711	0,2469269	-111	0	4,235173	0	-1895,2437			
3H ₂	2		51,45458134	3,1937537	0	0	164,3333	0	0			

• **Reaksi 10**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 900^{\circ}\text{C} = 1173,15^{\circ}\text{K}$$



Tabel LB.14 Aliran Panas Reaksi (Qr10)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r^0	ΔH_r	Qr
CH ₄	16	0,902712	0,045135598	0,929635	-75	0,839193	0,04196	-67,56799	-3,3783995	212,1215	217,005	-217,01
CO ₂	44	488,19686	487,3392814	0,256805	-394	125,3714	125,1512	-192105,5	-191768,01			
2CO	28		1,715152711	0,2469269	-111	0	0,423517	0	-189,52437			
2H ₂	2		1,715152711	3,1937537	0	0	5,477775	0	0			

• **Reaksi 11**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 340^{\circ}\text{C} = 613,15^{\circ}\text{K}$$

Tabel LB.15 Aliran Panas Reaksi (Qr11)

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int Cp.dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	$\Delta H_{freakan}$	$\Delta H_{fprodak}$	ΔH_r	ΔH_r	Qr
S	32	4,36482776	0	2,1485428	0	9,378019	0	0	0	-87,9513	-93,437	93,4366
H ₂	2	2228,0908	2223,726012	2,3014904	0	5127,93	5117,884	0	0			
H ₂ S	34		4,36482776	3,1933258	-20	0	13,93832	0	-87,951279			

Qr Total = 296917,5486 kJ

KOMPONEN	A	B	C	D
H ₂ O	3,46	6,88E-03	7,60E-06	-3,59E-09

- Kebutuhan pendingin

$$\Delta Q = \Delta Q_{out} - \Delta Q_{in}$$

$$\Delta Q = 292774 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan pendingin

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$$

$$T_{out} = 80^\circ\text{C} = 353,15^\circ\text{K}$$

$$Cp.dT = 193,1$$

- Massa pendingin

$$\Delta Q = m \cdot Cp.dT$$

$$M = \Delta Q / Cp.dT$$

$$= 1516,97 \text{ kmol}$$

$$= 27289,35 \text{ kg}$$

- Qwc in (panas air pendingin masuk)

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$Cp.dT = 18,27445513$$

$$Q_{wc \text{ in}} = m \cdot Cp.dT$$

$$= 2750 \text{ kJ}$$

- Qwc out (panas air pendingin keluar)

$$T_{in} = 80^\circ\text{C} = 353^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 211,3877037$$

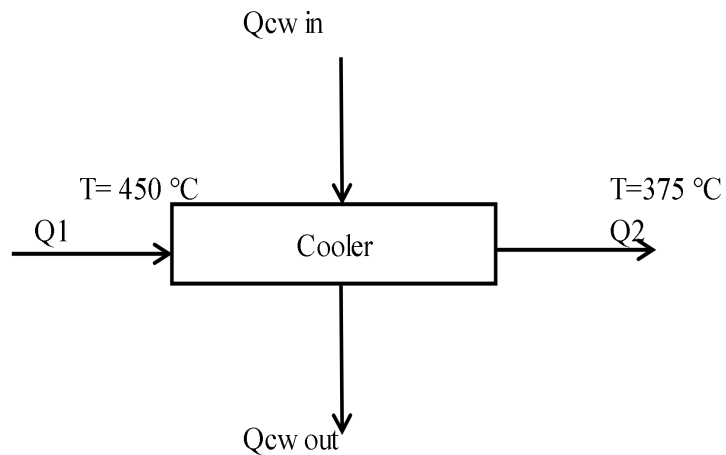
$$Q_{wc\ out} = m. C_p.dT$$

$$= 320480\ \text{kJ}$$

Tabel LB.16 Tabel Neraca Energi

Komponen	Masuk (Kj)	Keluar (Kj)
Q1	35,1194346	
Q2	0,97210474	
Q3		95,7021534
Q4		4083,77205
Qr	296917,549	
Qwc in	27705,4443	
Qwc out		320479,61
Total	324659	324659

3. Cooler (C-3011)



- Q1**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 450^{\circ}\text{C} = 723,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int Cp.dT$	Q(kJ)
CH4	0,722169563	16	0,045135598	0,422267233	0,019059284
H2O	29144,38301	18	1619,13239	0,053481954	86,59436409
O2	0,29954746	32	0,009360858	0,100413714	0,000939959
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,123214818	355,2211643
CO2	21442,92838	44	487,3392814	0,121554583	59,23832309
H2	4447,452023	2	2223,726012	1,60661943	3572,681418
N2	575,4588919	14	41,10420656	0,229517061	9,434116704
H2S	148,4041438	34	4,36482776	0,133490624	0,582663583
Total					4083,772049

- **Q2**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{out} = 375^{\circ}\text{C} = 648,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int Cp.dT$	Q(kJ)
CH4	0,722169563	16	0,045135598	1,314844369	0,059346286
H2O	29144,38301	18	1619,13239	0,039644311	64,18938863
O2	0,29954746	32	0,009360858	0,063411631	0,000593587
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,095175477	274,3853733
CO2	21442,92838	44	487,3392814	0,094191576	45,90325485
H2	4447,452023	2	2223,726012	1,245125629	2768,818249
N2	575,4588919	14	41,10420656	0,188280549	7,739122595
H2S	148,4041438	34	4,36482776	0,102615082	0,44789716
Total					3161,543225

KOMPONEN	A	B	C	D
H2O	3,46	6,88E-03	7,60E-06	-3,59E-09

- Kebutuhan pendingin

$$\Delta Q = \Delta Q_{out} - \Delta Q_{in}$$

$$\Delta Q = 922,229 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan pendingin

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303^{\circ}\text{K}$$

$$T_{out} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15^{\circ}\text{K}$$

$$Cp.dT = 193,1132486$$

- Massa pendingin

$$\Delta Q = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$M = \Delta Q / C_p \cdot dT$$

$$= 4,77 \text{ kmol}$$

$$= 85,96 \text{ kg}$$

- Qwc in (panas air pendingin masuk)

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$C_p \cdot dT = 18,27445513$$

$$Q_{wc \text{ in}} = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 87,27 \text{ kJ}$$

- Qwc out (panas air pendingin keluar)

$$T_{in} = 80^\circ\text{C} = 353^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$C_p \cdot dT = 211,3877037$$

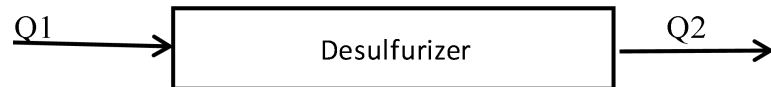
$$Q_{wc \text{ out}} = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 1009,5 \text{ kJ}$$

Tabel LB.17 Neraca Energi Cooler

Komponen	Masuk (Kj)	Keluar (Kj)
Q1	4083,772049	
Q2		3161,5432
Qwc in	87,27122237	
Qwc out		1009,5
Total	4171	4171

4. Desulfurizer (R-3021)



- **Q1**

Tref = 25°C = 298°K

Tin = 375°C = 648,15°K

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
CH4	0,722169563	16	0,045135598	1,314844369	0,0593463
H2O	29144,38301	18	1619,13239	0,039644311	64,189389
O2	0,29954746	32	0,009360858	0,063411631	0,0005936
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,095175477	274,38537
CO2	21442,92838	44	487,3392814	0,094191576	45,903255
H2	4447,452023	2	2223,726012	1,245125629	2768,8182
N2	575,4588919	14	41,10420656	0,188280549	7,7391226
H2S	148,4041438	34	4,36482776	0,102615082	0,4478972
Total					3161,5432

- **Q2**

Tref = 25°C = 298°K

Tout = 375°C = 648,15°K

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
CH4	0,722169563	16	0,045135598	1,314844369	0,0593463
H2O	29222,94991	18	1623,497217	0,039644311	64,362429
O2	0,29954746	32	0,009360858	0,063411631	0,0005936
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,095175477	274,38537
CO2	21442,92838	44	487,3392814	0,094191576	45,903255
H2	4447,452023	2	2223,726012	1,245125629	2768,8182
N2	575,4588919	14	41,10420656	0,188280549	7,7391226
Total					3161,2684

- **Q reaksi**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{out} = 375^{\circ}\text{C} = 648,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	BM	Mol Reaktan	Mol Produk	$\int C_p.dT$	ΔH_f	ΔH_{reakan}	ΔH_{prodak}	ΔH_f_{reakan}	ΔH_f_{prodak}	ΔH_{r0}	ΔH_r	Q_r
ZnO(s)	81	47,362872	42,998044	0,49613579	-83,1198	23,498416	21,33287	-3936,792	-3573,99	-816	-817	816,59
H ₂ S	2	4,3648278	0	0,10261508	-20,15	0,4478972	0	-87,95128	0			
ZnS	97		4,36482776	0,46892159	-48,4627	0	2,046762	0	-211,531			
H ₂ O	18		4,36482776	0,03964431	-241,8	0	0,173041	0	-1055,42			

KOMPONEN	A	B	C	D
H ₂ O	3,46	6,88E-03	7,60E-06	-3,59E-09

- Kebutuhan pendingin

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in}$$

$$\Delta Q = 816,86 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan pendingin

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303^{\circ}\text{K}$$

$$T_{out} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 193,1132486$$

- Massa pendingin

$$\Delta Q = m \cdot C_p.dT$$

$$M = \Delta Q / C_p.Dt$$

$$= 4,23 \text{ kmol}$$

$$= 76,14 \text{ kg}$$

- Q_{wc in} (panas air pendingin masuk)

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 18,27445513$$

$$Q_{wc in} = m \cdot C_p.Dt$$

$$= 77,3 \text{ kJ}$$

- Q_{wc out} (panas air pendingin keluar)

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C} = 353^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 211,3877037$$

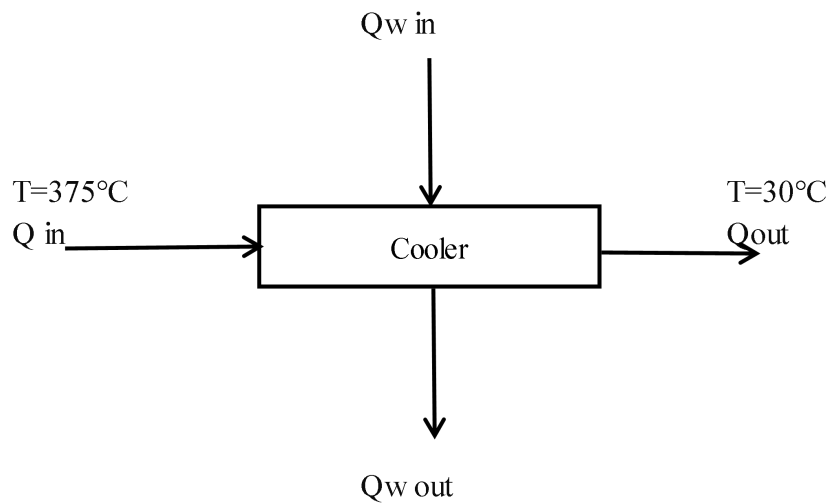
$$Q_{wc \text{ out}} = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 894,16 \text{ kJ}$$

Tabel LB.18 Neraca Energi Desulfurizer

Komponen	Masuk (Kj)	Keluar (Kj)
Q1	3161,54323	
Q2		3161,2684
Qr	816,585443	
Qwc in	77,3001179	
Qwc out		894,16042
Total	4055	4055

5. Cooler (C-3012)



- **Q1**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{in} = 375^{\circ}\text{C} = 648,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
CH ₄	0,722169563	16	0,045135598	1,314844369	0,059346286
H ₂ O	29222,94991	18	1623,497217	0,039644311	64,36242922
O ₂	0,29954746	32	0,009360858	0,063411631	0,000593587
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,095175477	274,3853733
CO ₂	21442,92838	44	487,3392814	0,094191576	45,90325485
H ₂	4447,452023	2	2223,726012	1,245125629	2768,818249
N ₂	575,4588919	14	41,10420656	0,188280549	7,739122595
Total					3161,268369

- **Q2**

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol	$\int C_p.dT$	Q(kJ)
CH ₄	0,722169563	16	0,045135598	0,003808839	0,000171914
H ₂ O	29222,94991	18	1623,497217	0,000407878	0,662188465
O ₂	0,29954746	32	0,009360858	0,000865047	8,09759E-06
CO	80722,37394	28	2882,941926	0,001304831	3,761751109
CO ₂	21442,92838	44	487,3392814	0,001266266	0,617100954
H ₂	4447,452023	2	2223,726012	0,017481943	38,87505059
N ₂	575,4588919	14	41,10420656	0,002580036	0,106050327
Total					44,02232145

KOMPONEN	A	B	C	D
H ₂ O	3,46	6,88E-03	7,60E-06	-3,59E-09

- Kebutuhan pendingin

$$\Delta Q = \Delta Q_{out} - \Delta Q_{in}$$

$$\Delta Q = 3117,32 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan pendingin

$$T_{in} = 27^{\circ}\text{C} = 300,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_{out} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 204,0997845$$

- Massa pendingin

$$\Delta Q = m \cdot C_p.dT$$

$$M = \Delta Q / C_p.dT$$

$$= 15,27 \text{ kmol}$$

$$= 274,91 \text{ kg}$$

- Qw in (panas air pendingin masuk)

$$T_{in} = 27^{\circ}\text{C} = 300,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 7,287919189$$

$$Q_w \text{ in} = m. C_p.dT$$

$$= 111,31 \text{ kJ}$$

- Qw out (panas air pendingin keluar)

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C} = 353^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$C_p.dT = 211,3877037$$

$$Q_w \text{ out} = m. C_p.dT$$

$$= 3228,56 \text{ kJ}$$

Tabel LB.19 Neraca Energi Cooler

Komponen	Masuk (Kj)	Keluar (Kj)
Q1 in	3161,268369	
Q2in		44,02232145
Qwc in	111,3094624	
Qwc out		3228,55551
Total	3273	3273

LAMPIRAN C. SPESIFIKASI ALAT DAN UTILITAS

A. Speksifikasi Peralatan Proses

1. Gudang Penyimpanan (WH-1011)

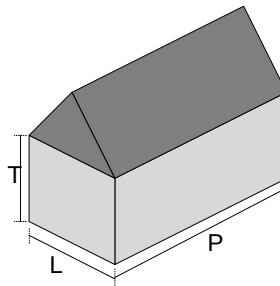
Fungsi : Tempat menyimpan bahan baku batubara

Tipe : *Warehouse*

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Jumlah umpan, m : 93210 kg/jam
- Lama penyimpanan, t : 7 hari = 168 jam
- Densitas campuran, ρ : 1500 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C

Volume gudang, V_g

$$\begin{aligned} V_g &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{93210 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam}}{1500 \text{ kg/m}^3} \\ &= 10439 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ruang kosong = 20 %

$$V_g = \frac{10439 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$= 13049 \text{ m}^3$$

Dimensi gudang, Dg

$$V_g = P \times L \times T$$

$$P \times L \times T = 3 : 2 : 1$$

$$V_g = 3T \times 2T \times T$$

$$V_g = 6T^3$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{V_g}{6}}$$

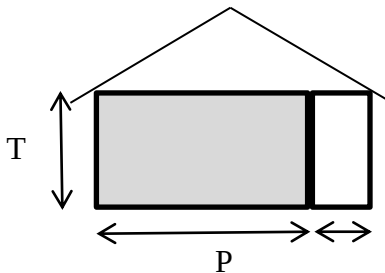
$$= \sqrt[3]{\frac{13049 \text{ m}^3}{6}}$$

$$= 12,6285 \text{ m} \approx 13 \text{ m}$$

Maka,

$$P = 3T = 39 \text{ m}$$

$$L = 2T = 26 \text{ m}$$



Gudang penyimpanan bahan baku memiliki bagian kosong untuk jalan dan tempat pemeriksaan. Bagian kosong ini memiliki lebar 6 m. Maka :

$$P = 39 \text{ m}$$

$$L = 32 \text{ m}$$

$$T = 13 \text{ m}$$

2. *Belt Conveyor* (BC-1021)

Fungsi : Membawa bahan baku dari *warehouse* menuju *Crusher*

Tipe : *Belt Conveyor*

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

Jumlah umpan, m : 93210 kg/jam

- Densitas, ρ : 1500 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C

Faktor keamanan 10%, maka diperoleh

$$W = \frac{m}{0,9}$$

$$W = \frac{93210 \text{ kg/jam}}{0,9}$$

$$W = 103566 \text{ kg/jam}$$

$$W = 103,566 \text{ ton/jam}$$

Belt width in (cm)	Cross-sectional area of load ft ² (m ²)	Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum length, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb/ft ³ material			Add'l for tripper hp†
		Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Sized material, 90% under	Unsorted material, not over 20%		Capacity ton/hr (metric ton/hr)	hp/100-ft (3.05-m) ft	hp/100-ft (30.48-m) metric	
14 (36)	0.11 (0.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5)	32 (29)	0.34	0.44	2.0
16 (40)	0.14 (0.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5)	44 (40)	0.46	0.56	2.5
18 (46)	0.18 (0.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5)	54 (49)	0.56	0.70	3.0
20 (50)	0.22 (0.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (90)	6.0 (152)	100 (30.5)	66 (60)	0.70	0.84	3.5
24 (60)	0.33 (0.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5)	96 (88)	1.02	1.26	4.0
30 (75)	0.53 (0.048)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5)	158 (143)	1.60	1.90	5.0
36 (90)	0.78 (0.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5)	230 (209)	2.44	2.96	7.0
42 (105)	1.06 (0.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5)	300 (274)	3.30	4.08	8.5
48 (120)	1.46 (0.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	100 (30.5)	440 (399)	4.66	5.74	12.5
54 (135)	1.90 (0.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0 (356)	24.0 (610)	100 (30.5)	570 (517)	6.04	7.44	20.0
60 (150)	2.40 (0.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0 (406)	28.0 (711)	100 (30.5)	720 (654)	7.94	9.68	25

*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to counter horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0-50 ft (15.2 m), 1.30; 51-100 ft (30.5 m), 1.10; 101-150 ft (45.7 m), 1.05. For counterdrum drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (not gears).

†Tripper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

(Sumber : Perry's, Tabel 21-7 hal 21-11)

Dari buku Perry's, Tabel 21-7 hal 21-11 diperoleh :

- Lebar *Belt Conveyor* = 18 in = 0,46 m
- Luas *Belt Conveyor* = 0,18 ft²
- Panjang = 6 m = 19,685 ft
- Kecepatan = 250 ft/menit
- Daya motor = 3 hp
-

3. *Bucket Conveyor (SC-1022)*

Fungsi : Transportasi produk dari *Crusher* menuju *Mixer Tank*

Tipe : *Bucket Conveyor*

Jumlah : 1 unit

Fasa : padat

Gambar :



Data:

- Laju alir (m) : 93210 kg/jam
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si*
- Temperatur, T : 30°C
- Tekanan, P_{operasi} : 1 atm
- Kecepatan (u) : 150 ft/min

a. Kapasitas Conveyor

- Faktor kemanan = 10%
- Laju alir (T)
$$= \frac{\text{Laju alir (m)}}{90\% \times 1.000 \text{ kg/ton}}$$
$$= \frac{93210 \text{ kg/jam}}{0,9 \times 1000 \text{ kg/ton}}$$
$$= 103,5661 \text{ ton/jam}$$

b. Dimensi Conveyor

- Jarak horizontal (L₂) = 16 m
- Jarak vertikal (L₃) = 8,5 m
- Panjang Conveyor = L₂ + L₃
$$= 16 \text{ m} + 8,4 \text{ m}$$
$$= 24,5 \text{ m}$$
- Lebar Conveyor = 18 in (*Perry's 21-11 Table*)

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	Bucket speed, ft/min (m/min)	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail	Belt width, in
6 × 4 × 4¼ - 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½	1¼	20	14	7
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½	1¼	20	14	7
(152 × 102 × 108) - (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½	1¼	20	14	7
8 × 5 × 5¼ - 14	25	27 (24.3)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½	1¼	20	14	9
	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½	1¼	24	14	9
(203 × 127 × 140) - (356)	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½	1¼	24	14	9
10 × 6 × 6¼ - 16	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1½	1¼	20	16	11
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½	1¼	24	16	11
(254 × 152 × 153) - (406)	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2½	1¼	24	16	11
12 × 7 × 7¼ - 18	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½	1¼	24	18	13
	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½	1¼	30	18	13
(305 × 178 × 184) - (457)	75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3½	2½	30	18	13
14 × 7 × 7¼ - 18	25	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2½	2½	30	18	15
	50	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3½	2½	30	18	15
(355 × 179 × 184) - (457)	75	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3½	2½	30	18	15
6 × 8 × 8¼ - 18	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2½	2½	30	20	18
	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3½	2½	30	20	18
(406 × 203 × 216) - (457)	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	35	16.7	0.165	3½	2½	30	20	18

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 350 ft/min (107 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft = 8 m, 50 ft = 15 m, and 75 ft = 23 m.

§Capacities and horsepower are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

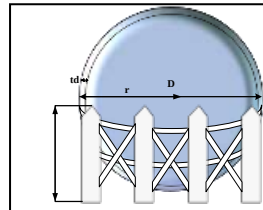
4. Tangki Penyimpanan O₂ (ST-2011)

Fungsi : Tempat penyimpanan O₂

Bentuk : Bola (Spherical)

Bahan : Carbon steel - 304

Gambar :



Data :

Data :

- Jumlah umpan, m : 385,8005 kg/jam
- Lama penyimpanan, t : 7 hari = 168 jam
- Densitas , ρ : 1141 kg/m³
- Tekanan : 30 atm
- Temperatur : 30°C
- Faktor keamanan : 20%

Menghitung Volume Gas

$$PV = n.R.T$$

$$n = 12,05627 \text{ mol}$$

$$R = 83,14 \text{ cm}^3 \cdot \text{bar/mol K}$$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 25,325 \text{ bar}$$

$$V = \frac{n.R.T}{P}$$

$$V_g = 11998,61 \text{ cm}^3$$

$$V_g = 0,0119 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20%

Maka,

$$V_g = 0,8 \times V_t$$

$$V_t = V_g/0,8$$

$$V_t = 0,01499 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki (bola)

$$r = \frac{1}{2} D$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi (r)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{1}{2} D\right)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} 3,14 \left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V_t = 0,5233 D^3$$

$$D^3 = V_t/0,5233$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,01499}{0,523333}}$$

$$D = 0,03059 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Dinding

$$\text{Tekanan desain, } P = 25 \text{ atm} = 367,3975 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = 0,6118 \text{ m} = 24,08657 \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress, } S = 13700 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan, } E = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,05 \text{ in/tahun}$$

$$t = \frac{PR}{2SE - 0,2P} + C$$

$$t = 0,4311 \text{ in}$$

$$t = 0,0109 \text{ m}$$

$$t = 1,0951 \text{ cm}$$

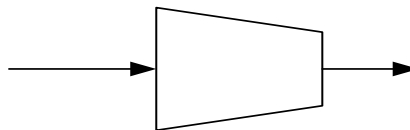
5. Compressor (K-2021)

Fungsi : Menaikan tekanan O₂ sebelum masuk ke reaktor

Tipe : *Multi Stage Compresor*

Bahan : *Carbon steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 35960,28 kg/ jam

- Densitas campuran, ρ : 1141 kg/m³

- Tekanan masuk : 1 atm = 101325 N/m²

- Tekanan keluar : 50 atm = 5066250 N/m²

- Faktor keamanan : 20 %

a. Kapasitas Compressor (Qs)

$$Q_s = \frac{m}{\rho}$$

$$Q_s = 31,5165 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 20 %

$$\begin{aligned} Q_s &= 0,8 \times 31,5165 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 25,2132 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Rasio Kompresor (Rc)

Perhitungan jumlah satage

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan $R_c < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$R_c = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket : Rc (Rasio Compressi)

Pi (Tekanan keluar kompresor)

Po (Tekanan Masuk)

n (Jumlah Stage)

Kemudian trialkan nilai n hingga mendapatkan nilai $R_c < 4$

$$R_c = 50 \quad n = 1$$

$$= 7,092249291 \quad n = 2$$

$$= 3,691384874 \quad n = 3$$

$$= 2,663127727 \quad n = 4$$

c. Daya yang Dibutuhkan (P)

$$P_{ad} = p_s Q_s \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right] \quad \text{dengan } C = \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right]$$

$$P_{ad} = \frac{p_s Q_s C}{60000} \text{ kW} \quad c_d = \text{kecepatan udara masuk kompresor (m/s)}$$

$$c_s = \text{kecepatan udara ke luar kompresor (m/s)}$$

dimana:

P_{ad} = daya untuk proses kompresi adiabatik (kW)

m = jumlah tingkat kompresi

Q_s = volume gas ke luar dari tingkat terakhir (m³/menit) (dikondisikan tekanan dan temperatur)

p_s = tekanan hisap tingkat pertama (N/m²)

p_d = tekanan ke luar dari tingkat terakhir (N/m²)

$n = 1,4$ (udara) adiabatik

$n = 1$ isoterma

$$C = \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right]$$

$$C = 15,2404$$

$$P = 0,180 \text{ kw} = 0,241 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi kompresor} = 80\%$$

$$= 0,180 \text{ Kw} / 80\%$$

$$= 0,225 \text{ Kw} = 0,30 \text{ Hp}$$

$$= 225,32 \text{ Watt}$$

6. Reaktor Gasifier (R-2031)

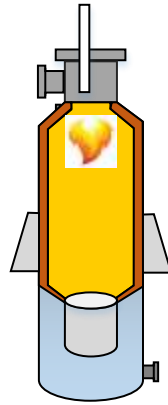
Fungsi : Mengubah *slurry* menjadi syngas

Tipe : *Entrained Flow Reactor*

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Massa umpan masuk : 136482,0221 kg/jam
- Tekanan : 40 atm
- Temperatur operasi : 1200 °C
- Temperatur masuk : 30 °C
- Densitas umpan : 16,83 kg/m³
- Waktu reaksi : 2 s
- Diameter umpan : 0,1 mm

a. Menghitung *flow rate* syngas

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = 8109,4487 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung volume reaktor

$$V_r = Q \times \tau$$

$$V_r = 4,5089 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume ruang kosong reaktor } 50\% = 2,2544 \text{ m}^3$$

maka, volume reaktor adalah

$$V_r = 4,5089 \text{ m}^3 + 2,2544 \text{ m}^3 = 6,76 \text{ m}^3$$

$$L/D \text{ ratio} = 2$$

Sudut conical (a) = 120°

Volume tutup atas (Vta) = 0,08 Dt³

Volume tutup bawah (Vtb) = 0,08 Dt³

Hs = 2 Dt

Volume silinder (Vs)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times Dt^2 \times H_s$$
$$= 1,57 Dt^3$$

c. Menghitung diameter reaktor

Vt = Vs + Vta + Vtb

$$V_t = 1,57Dt^3 + 0,08 Dt^3 + 0,08 Dt^3$$
$$= 1,73 Dt^3$$

$$Dt^3 = V_r/V_t$$

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{V_r}{V_t}}$$
$$= \sqrt[3]{\frac{6,76}{1,73}}$$

$$Dt = 1,58 \text{ m}^3$$

$$= 5,1840 \text{ ft}$$

$$= 62,2046 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = 1,896 \text{ m}^3$$

d. Mengitung kondisi desain gasifier

Tekanan total = tekanan operasi

$$= 40 \text{ atm}$$

$$= 580,29 \text{ psi}$$

Tekanan desain = $1,1 \times$ tekanan total

$$= 1,1 \times 580,29 \text{ psi} = 638,32 \text{ psi}$$

- Menghitung tebal dan tinggi gasifier

Bahan konstruksi = *hastelloy S*

Allowable stress = 11241,2 psi

Corrosion stress = 0,125 in

Welded factor = 0,85

Tebal silinder (T_s)

$$T_s = \frac{P_i D_i}{2(fE - 0,6P)} + C$$

$$T_s = 0,29 \text{ in}$$

Diameter luar = 44 in

Diameter dalam = 49,38 in

Tinggi silinder = 98,75 in

- Menghitung tebal dan tinggi tutup bawah

Tebal *conical*

$$T_s = \frac{P_i D_i}{4(fE - 0,1P) \cos \frac{\alpha}{2}} + C$$

$$T_s = 0,2090 \text{ in}$$

Tinggi *conical*

$$T_c = \frac{D_i}{2 \tan \frac{\alpha}{2}}$$

$$T_c = 97,1824 \text{ in}$$

- Mengitung tebal dan tinggi tutup atas

$$r = 50 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 4,24$$

$$\text{Tebal standar dishead head} = \frac{0,885 \pi r}{2(fE - 0,1pi)} + C$$

$$= 0,2547 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi standar dishead head} = 0,169 \times D_i$$

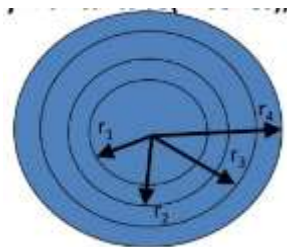
$$= 10,5126 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total gasifier} = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi } conical + \text{Tinggi standar dishead head}$$

$$= 206,4445 \text{ in}$$

e. Menentukan tebal isolator gasifier

Untuk menghitung tebal dari masing masing isolasi digunakna persamaan konsduksi melalui bahan padat yang disusun seri.



$$q = \frac{T_1 - T_2}{(r_2 - r_1)/(k_A \cdot A_{Alm})} + \frac{T_2 - T_3}{(r_3 - r_2)/(k_A \cdot A_{Blm})} + \frac{T_3 - T_4}{(r_4 - r_3)/(k_A \cdot A_{Clm})}$$

$$A_{Alm} = \frac{A_2 - A_3}{\ln(A_2/A_1)} \cdot A_{Blm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)} \cdot A_{Clm} + \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)}$$

$$q = \frac{T_1 - T_4}{\frac{(r_2 - r_1)}{(k_A \cdot A_{Alm})} + \frac{(r_3 - r_2)}{(k_A \cdot A_{Blm})} + \frac{(r_4 - r_3)}{(k_A \cdot A_{Clm})}} = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C}$$

$$T_1 = 1297 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1570,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

$$T_3 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

$$T_4 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

$$T_5 = 1157 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad = 1439,15 \text{ K}$$

Lapisan A (high densiity alumina)

$$k_A = 4,671 \text{ W/m.K (D.Q Kern, 1965)}$$

Lapisan B (Low densiity alumina)

$$k_B = 3,114 \text{ W/m.K (D.Q Kern, 1965)}$$

Lapisan C (Hastelloy S)

$$k_C = 28 \text{ W/m.K (Hayness International Inc)}$$

Lapisan D (Diatomit)

$$k_D = 0,088 \text{ W/m.K (D.Q Kern, 1965)}$$

Panjang isolasi adalah bagian silinder dan tutup atas vessel

$$L_{gasifier} = L_{\text{silinder}} + L_{\text{tutup atas}}$$

$$= 106,0689 \text{ in}$$

$$= 2,6941 \text{ m}$$

Tebal isolasi

$$t_2 (\text{H.D Alumina}) = 0,1 \text{ m}$$

$$t_3 (\text{L.D alumina}) = 0,25 \text{ m}$$

$$t_4 (\text{Hastelloy}) = 0,0075 \text{ m}$$

$$t_5 (\text{Diatomi}) = 0,02 \text{ m}$$

jari-jari (r_1)= jarijari silinder

$$r_1 = 0,06271 \text{ m}$$

$$r_2 = r_1 + t_2 = 0,07271 \text{ m}$$

$$r_3 = r_2 + t_3 = 0,9771 \text{ m}$$

$$r_4 = r_3 + t_4 = 0,9864 \text{ m}$$

$$r_5 = r_4 + t_5 = 1,0046 \text{ m}$$

$$\text{tebal isolasi total} = 0,3775 \text{ m}$$

$$= 14,8618 \text{ in}$$

Luas area perpindahan panas

$$A_1 = 2\pi \times L \times r_1$$

$$= 10,6106 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2\pi \times L \times r_2$$

$$= 12,3025 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2\pi \times L \times r_3$$

$$= 16,5323 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 2\pi \times L \times r_4$$

$$= 16,6590 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 2\pi \times L \times r_5$$

$$= 16,9974 \text{ m}^2$$

Maka,

$$A_{alm} = \frac{A_2 - A_3}{\ln(A_2/A_1)}.$$

$$= 11,4357 \text{ m}^2$$

$$A_{Blm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)}$$

$$= 14,3134 \text{ m}^2$$

$$A_{Clm} = \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)}$$

$$= 16,2956 \text{ m}^2$$

$$A_{Dlm} = \frac{A_5 - A_4}{\ln(A_5/A_4)}$$

$$= 16,8277 \text{ m}^2$$

Heat transfer rate (q)

$$q = \frac{T_1 - T_2}{(r_2 - r_1)/(k_A \cdot A_{Alm})} + \frac{T_2 - T_3}{(r_3 - r_2)/(k_A \cdot A_{Blm})} + \frac{T_3 - T_4}{(r_4 - r_3)/(k_A \cdot A_{Clm})}$$

$$= 74782,3681 \text{ W}$$

f. Desain quenching tower

Entrained Flow Gasifier dimana reaktor dan vessel quenching berada dalam satu.

Bahan konstruksi : Hastelloy S (Hayness International, Inc)

Allowable stress = 11241,2 psi

Corrosion stress = 0,125 in

Welded factor = 0,85

- Menghitung tebal dan tinggi silinder

Tebal silinder (T_s)

$$T_s = \frac{P_i D_i}{2(fE - 0,6P)} + C$$

$$= 0,2399 \text{ in}$$

Diameter dalam = $D_i + (2 \times \text{Tebal silinder})$

$$= 73,0306 \text{ in}$$

Diameter luar = diameter dalam + $(2 \times \text{Tebal silinder})$

$$= 73,5105 \text{ in}$$

Tinggi silinder = $1,5 \times \text{Diameter dalam}$

= 109,5459 in

- Tebal dan tinggi tutup atas

$r = 102 \text{ in}$

$icr = 6,75$

Tebal standar dishead head = $\frac{0,885 \text{ pi } x r}{2(fE-0,1pi)} + C$

= 0,3094 in

Tinggi standar dishead head = $0,169 \times \text{diameter dalam}$

= 12,3422 in

$L_{\text{quenching tower}} = \text{tinggi silinder} + \text{Tinggi standar dishead head}$

= 121,8881 in

Total Tinggi vessel = $L_{\text{gasifier}} + L_{\text{quenching tower}}$

= 227,9570 in

7. Reaktor Desulfurizer (R-3021)

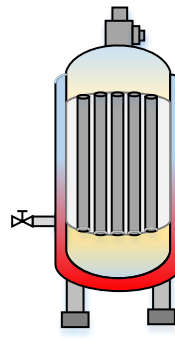
Fungsi : Penyerapan kadar H_2S yang terdapat dalam *syngas*

Tipe : *Fied-bed multi tubular reaktor*

Bahan : *Stainless steel SA-240 Grade 316*

Jumlah : 2 unit

Gambar :



Data :

- Temperatur : 375 °C = 648,15 F
- Tekanan : 30 atm
- Laju Alir Massa : 136482,0221 kg/jam
- Densitas Campuran : 1196,1899 kg/m³
- Waktu : 1 jam
- Densitas Katakis : 240 kg/m³
- Faktor Keamanan : 20%

Menentukan volume reaktor

$$\frac{VR}{FAo} = \frac{\tau}{CAo}$$

Laju alir Volumetrik (Vb) =

$$\frac{\text{Laju Air umpan}}{\text{Densitas Umpan}} =$$

$$= 114,097 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konsentrasi Umpan =

$$Cao = \frac{FAo}{Vb} = 63,62 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Volume reaktor (vp)} = \frac{FAo \times \tau}{Vb} = 63,61 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20 %

$$V_r = 12,72 \text{ m}^3$$

$$V_r = 12,72 \text{ m}^3 + 63,61 \text{ m}^3$$

$$V_r = 76,34 \text{ m}^3$$

Dimensi Tangki

Volume Silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1,5 D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D_t^3$$

Volume Ellipsoidal (V_e), dengan $H_e = 1/4 D_t$

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e$$

$$V_e = 0,13 D_t^3$$

Diameter Reaktor (D_t)

$$V_r = V_s + 2 V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,5 D_t^3 \right) + 2(0,1308 D_t^3)$$

$$= 1,4391 D_t^3$$

$$D_t^3 = V_r / V_t$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_r}{V_t}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{18,8901}{1,4931}}$$

$$D_t = 2,36 \text{ m} = 7,74 \text{ ft} = 92,91 \text{ in}$$

Tinggi Silinder (H_s) = 1,5 D_t

$$H_s = 3,54 \text{ m} = 11,61 \text{ ft} = 139,37 \text{ in}$$

Tinggi Ellipsoidal (H_e) = 1/4 D_t

$$H_e = 0,59 \text{ m} = 1,94 \text{ ft} = 23,23 \text{ in}$$

Tinggi Reaktor (H_r) = $H_s + 2 H_e$

$$H_r = 4,72 \text{ m} = 15,49 \text{ ft} = 185,83 \text{ in}$$

Tinggi gas (Hc)

$$\frac{Vp \times (Hs + (2He))}{Vt} = 3,933 \text{ m} = 154,85 \text{ in}$$

Tebal Dinding (td)

Tekanan (P) = 30 atm = 441 psi

Tekanan desain 20% dari tekanan operasi

Tekanan desain = $1,1 \times P = 593,75 \text{ psi}$

Tekanan yang diizinkan (S) = 13700 psi

Efisiensi Sambung (C) = 0,85

Jari-jari (R) = $1,2 \times Dt$

R = 2,832 m = 111,49 in

Tahun digunakan = 10 tahun

$$td = \frac{PR}{2SE - 0,6P} + C$$

$$td = \frac{441 \text{ psi} \times 111,4958 \text{ in}}{13700 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 441 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

td = 2,33 in = 0,059 m = 5,93 cm

Tebal Dinding Ellipsoidal (te)

$$te = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C$$

$$te = \frac{511,8825 \text{ psi} \times 92,9132 \text{ in}}{13700 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 511,8825 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

te = 2,58 in = 0,065 m = 6,55 cm

Kebutuhan Katalis

$$mc = \frac{\text{Densitas Katalis}}{\text{Volume Reaktor}}$$

$$mc = \frac{1180 \text{ kg/m}^3}{18,8901 \text{ m}^3}$$

mc = 3,14 kg

Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis

Diameter Tube = $0,0035 \times Dt = 0,0083 \text{ m} = 0,32 \text{ in}$

Dipilih tube dengan ukuran standar 1 in

$$\text{NPS} = 1 \text{ in} = 0,025 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,033 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,0267 \text{ m}$$

$$a'' = 0,86 \text{ ft}^2$$

Tinggi Katalis Volume 1 Tube

$$Z = \frac{4 \times mc}{\pi \times \text{ID}^2 \rho_{\text{katalis}}}$$

$$Z = 23,504 \text{ m}$$

Tinggi tube = 10 ft

Tinggi tumpukan katalis per tube 80% dari tinggi tube

$$Z = 2,438 \text{ m}$$

Jumlah tube, Nt

$$Nt = \frac{\text{Tinggi katalis keseluruhan}}{\text{tinggi katalis pertube}}$$

$$Nt = 9,64$$

Desain tube

Dipilih tube dengan ukuran standar 1 in

$$\text{NPS} = 1 \text{ in} = 0,025 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$a'' = 0,49 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tinggi tumpukan} = 2,44 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa} = 3,05 \text{ m}$$

$$\text{Tebal tube} = (\text{OD} - \text{ID})/2 = 0,1355 \text{ in} = 0,0034 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antar pusat pipa, Pt} = 1,25 \text{ OD} = 0,419 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antar pipa, C} = \text{Pt} - \text{OD} = 0,0083 \text{ m}$$

$$\text{Jarak baffle, B} = \text{Dt} \times 0,3 = 0,708 \text{ m}$$

Area Transfer Panas dalam Shell, As

$$As = \frac{(Pt - OD) \times ID \times B}{Pt}$$

$$As = 0,00377 \text{ m} = 0,1485 \text{ in}$$

Desain Jaket

Karena Masa air pendingin lebih kecil dari pada umpan maka kita gunakan jaket luas permukaan perpindahan panas

$$Q = 912,7852 \text{ kg/jam} = 3619,805 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{Nilai } U_d = 35 \text{ W/m}^2\text{C} = 6,1635 \text{ btu/ft}_2 \text{ F}$$

$$\Delta T = 491 \text{ F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

$$A = 1,1961 \text{ ft}_2$$

Tinggi jaket, H_j

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

$$H_j = H_e + t_e + \text{jarak jaket}$$

$$H_j = 162,436 \text{ in} = 4,1258 \text{ m} = 13,5363 \text{ ft}$$

Diameter jaket

$$\text{Diameter tangki } (D_r) = D_t + (2 \times t_d)$$

$$D_r = 97,584 \text{ in} = 2,4786 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar jaket, } D_j = D_r + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$D_j = 107,5841 \text{ in} = 2,7326 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan desain} = 593,7498 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal dinding jaket} = D_j - D_r = 0,2540 \text{ m}$$

Volume steam, V_s

$$V_s = \frac{\text{massa air pendingin}}{\text{densitas air pendingin}}$$

$$V_s = 1754,23 \text{ m}^3/\text{jam}$$

8. PSA 1 (PSA-3031)

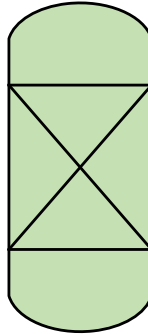
Fungsi : Untuk memisahkan gas H_2 dan CO dari impurities

Tipe : Vertikal Vessel

Bahan : *Carbon Steel* (SS515- Garde 55)

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Temperatur : $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ F}$
- Tekanan : $30\text{ atm} = 30,39\text{ bar}$
- Laju Alir Massa : $136412,1849\text{ kg/jam}$
- Bulk Density Zeolite : $0,66\text{ Kg/L} = 660\text{ Kg/m}^3$
- Bulk Density Arang Aktif : $0,7\text{ Kg/L} = 700\text{ Kg/m}^3$
- Densitas Gas : $1,53\text{ Kg/m}^3$
- Waktu : 1 jam
- Jumlah Gas yang diserap : $539,6559\text{ Kg/jam}$
- Faktor Keamanan : 20%
- Kapasitas Zeolit : $3842,3\text{ Ib/ton } H_2 = 1742,54\text{ kg}$
- Kapasitas Arang Aktif : $5733,6\text{ Ib/ton } H_3 = 2600,27\text{ kg}$
- Gas yang diserap : $932,8444\text{ Kg/jam} = 0,9328444\text{ ton/jam}$
- π : 3,14
- Jumlah Zeolit : $5878,36\text{ Ib} = 2665,926\text{ kg}$
- Jumlah arang aktif : $8771,88\text{ Ib} = 3978.178\text{ kg}$

Menentukan jumlah adsorber ziolit yang dibutuhkan

$$W_p = W_a / (1 - F_a)$$

(Perry's 16-5)

$$W_p = 7347,96 \text{ lb}$$

$$W_p = 3332,408 \text{ Kg}$$

Menentukan jumlah adsorber arang aktif yang dibutuhkan

$$W_p = W_a / (1 - F_a)$$

$$W_p = 10964,85 \text{ lb}$$

$$W_p = 4972,72 \text{ Kg}$$

Volume packing

$$V_p = \frac{W_p}{\rho_{zeolit}}$$

$$V_p = 5,049 \text{ m}^3$$

$$V_p = \frac{W_p}{\rho_{Arang \text{ aktif}}}$$

$$V_p = 7,103 \text{ m}^3$$

kapasitas kolom, V_k

$$V = \frac{\text{laju alir massa} \times t}{\text{Densitas}}$$

$$V = 200,6062 \text{ m}^3$$

$$V_k = (1 \times f)/V$$

$$V_k = 240,7274 \text{ m}^3$$

Volume total

$$V_T = V_k + V_{pzolit} + V_{parang \text{ aktif}}$$

$$V_T = 252,8804 \text{ m}^3$$

Diameter

Volume Silinder

$$V_s = \frac{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 * L}{2}$$

$$V_s = \pi D^3$$

$$L = 4D \text{ (trayball, p. 397 th 1981)}$$

Diameter Adsorber

$$D = \left(\frac{V_t}{\pi}\right)^{1/3}$$

$$D = 4,2557 \text{ m}$$

Tebal dinding, t

Data :

- Tekanan : 30 atm
- Diameter : 4,2557 m
- S (working stress allowable) : 18700 (tabel 4, peter hal.538)
- E (Welding Joint Efisiensi) : 0,85 (tabel 4, peter hal.538)
- C (korosi yang diizinkan) : 0,0032 m (tabel 4, peter hal.538)

Recommended design equations for vessels under internal pressure		Limiting conditions
For cylindrical shells		
$t = \frac{P r_i}{S E_t} = 0.6 P + C_c$		$\begin{cases} \text{or} & t \leq r_i/2 \\ & P \leq 0.385 S E_t \end{cases}$
$t = r_i \left(\frac{S E_t + P}{S E_t - P} \right)^{1/2} = r_i + C_c$		$\begin{cases} \text{or} & t \geq r_i/2 \\ & P > 0.385 S E_t \end{cases}$
For spherical shells		
$t = \frac{P r_i}{2 S E_t - 0.2 P} + C_c$		$\begin{cases} \text{or} & t \leq 0.356 r_i \\ & P \leq 0.665 S E_t \end{cases}$
$t = r_i \left(\frac{2 S E_t + 2 P}{2 S E_t - P} \right)^{1/2} = r_i + C_c$		$\begin{cases} \text{or} & t \geq 0.356 r_i \\ & P > 0.665 S E_t \end{cases}$
For ellipsoidal head		
$t = \frac{P D_o}{2 S E_t - 0.2 P} + C_c$		0.5 (minor axis) = 0.25 D
For hemispherical (spherically dished) head		
$t = \frac{0.883 P r_i}{S E_t} = 0.1 P + C_c$		$r =$ knuckle radius = 6% of inside crown radius and is not less than $3t$
For hemispherical head Same as for spherical shells with $r_i = L_a$		

(Continued)

Perrys hal 537 hal 4

$$t = \frac{P.D}{2.SE - 0.2.P} + C$$

$$t = \frac{30 \times 4,2557}{31784} + 0,0032$$

$$t = 0,00726871 \text{ m}$$

$$t = 7,2169 \text{ mm}$$

Tinggi kolom

$$L = 3D$$

$$L = 12,7672 \text{ m}$$

Volume Tutup Ellipsoidal

538 PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

TABLE 4
Design equations and data for pressure vessels (Continued)

Properties of vessel heads (include corrosion allowance in variables)	2:1 Ellipsoidal	Hemi- spherical	Standard ASME torispherical
Capacity in volume in head, in ³	$\frac{\pi D_o^3}{12}$	$\frac{1}{2} \pi L_a^3$	$0.9 \left[\frac{2\pi L_a^3}{3} (DDO) \right]$
DDO = inside depth of dish, in	$\frac{D_o}{4}$	L_a	$L_a - [(L_a - r)^3 - (L_a - t - r)^3]^{1/3}$
Approximate weight of dished portion of head, lbm	$\rho_m \left[\frac{\pi (nD_o + r)^3 t}{4} \right]$	$\rho_m [2\pi L_a^2 t]$	$\rho_m \left[\frac{\pi (DDO + OD/24 + ar)^3 t}{4} \right]$

Petters Hal 538 Tabel 4

$$V_e = \frac{\pi \cdot D^3}{24}$$

$$V_e = \frac{242,0222}{24}$$

$$= 10,0842 \text{ m}^3$$

9. Tangki Penyimpanan Syngas (ST-3041)

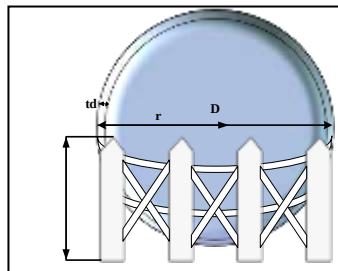
Fungsi : Tempat menyimpan Syngas

Bahan konstruksi : *Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si*

Jumlah : 1 unit

Tipe : Spherical

Gambar :



Data :

- Jumlah umpan, m : 86111,1111 kg/jam
- Lama penyimpanan, t : 3 hari = 72 jam
- Densitas campuran, ρ : 3,7434 kg/m³
- Tekanan : 30 atm
- Temperatur : 30°C
- Faktor keamanan : 20%

Menghitung Volume Gas

$$PV = n.R.T$$

$$n = 75,3791 \text{ mol}$$

$$R = 83,14 \text{ cm}^3 \cdot \text{bar/mol K}$$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 30,39 \text{ bar}$$

$$V = \frac{n.R.T}{P}$$

$$V_g = 62515,54021 \text{ cm}^3$$

$$V_g = 0,0625 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20%

Maka,

$$V_g = 0,8 \times V_t$$

$$V_t = V_g/0,8$$

$$V_t = 0,0784 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki (bola)

$$r = \frac{1}{2} D$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi (r)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{1}{2} D\right)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{D}{2}\right)^3$$
$$V_t = \frac{4}{3} 3,14 \left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V_t = 0,5233 D^3$$

$$D^3 = V_t/0,5233$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,07814}{0,523333}}$$

$$D = 0,5305 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Dinding

Tekanan desain, P = 25 atm = 367,3975 psi

Jari-jari tangki, R = 1,0611 m = 41,7736 in

Allowable stress, S = 13700 psi

Efisiensi pengelasan, E = 0,85

Faktor korosi yang diizinkan = 0,05 in/tahun

$$t = \frac{PR}{2SE - 0,2P} + C$$

t = 0,7111 in

t = 0,0181 m

t = 1,8061 cm

10. Tangki Penyimpanan Gas Impuritis (SR-3042)

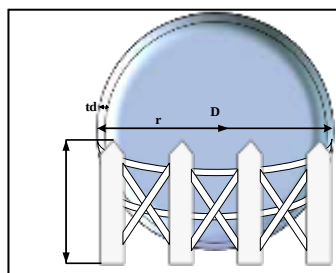
Fungsi : Tempat menyimpan gas impuritis

Bahan konstruksi : *Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si*

Jumlah : 1 unit

Tipe : Spherical

Gambar :



Data :

- Jumlah umpan, m : 20799,64 kg/jam

- Lama penyimpanan, t : 1 hari = 24 jam

- Densitas campuran, ρ : 0,0052 lb/ft³

- Tekanan : 24,6 atm

- Temperatur : 30°C
- Faktor keamanan : 20%

Menghitung Volume Gas

$$PV = n.R.T$$

$$n = 472,7191 \text{ mol}$$

$$R = 83,14 \text{ cm}^3 \cdot \text{bar/mol K}$$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 25,325 \text{ bar}$$

$$V = \frac{n.R.T}{P}$$

$$V_g = 470458,50 \text{ cm}^3$$

$$V_g = 0,04704 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20%

Maka,

$$V_g = 0,8 \times V_t$$

$$V_t = V_g / 0,8$$

$$V_t = 0,588073 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki (bola)

$$r = \frac{1}{2} D$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi (r)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{1}{2} D\right)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V_t = \frac{4}{3} 3,14 \left(\frac{D}{2}\right)^3$$

$$V_t = 0,5233 D^3$$

$$D^3 = V_t / 0,5233$$

$$\sqrt[3]{\frac{0,588073}{0,523333}}$$

$$D = 1,039 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Dinding

$$\text{Tekanan desain, } P = 24,6 \text{ atm} = 367,6191 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = 2,078 \text{ m} = 81,811 \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress, } S = 13700 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan, } E = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,05 \text{ in/tahun}$$

$$t = \frac{PR}{2SE - 0,2P} + C$$

$$t = 1,3238 \text{ in}$$

11. Cooler 1 (C-3011)

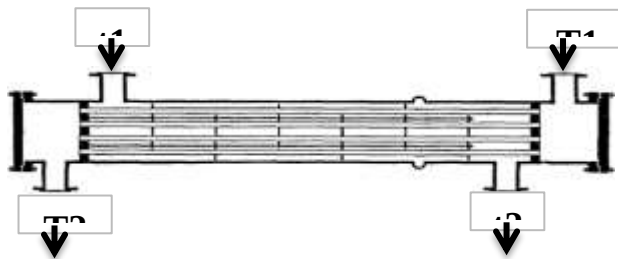
Fungsi : Mendinginkan produk keluaran reaktor gasifier

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *Duplex Stainless Steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data:

- Beban Panas, Q = 150249 kkal/jam = (Lampiran B)
= 555621,23 Btu/jam

Fluida panas

= keluaran reaktor

- Laju alir massa masuk = 136482,02 kg/jam
- Temperatur masuk, T_1 = 450 °C = 842 °F
- Temperatur keluar, T_2 = 374 °C = 707 °F

Fluida dingin

= cooling water

- Laju alir masa masuk = 58634,64 kg/jam
- Temperatur masuk, t_1 = 27 °C = 80,6 °F
- Temperatur keluar, t_2 = 80 °C = 172 °F

1. LMTD

Fluida Panas		Temperatur (°F)	Fluida Dingin		Selisih	Tavg
T1	842	Temperatur tinggi	t2	176	666	774,5
T2	707	Temperatur rendah	t1	80,6	626,4	
				95,4		

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (5.14)$$

$$LMTD = 646,00^\circ\text{F}$$

2. Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 1,415$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,125$$

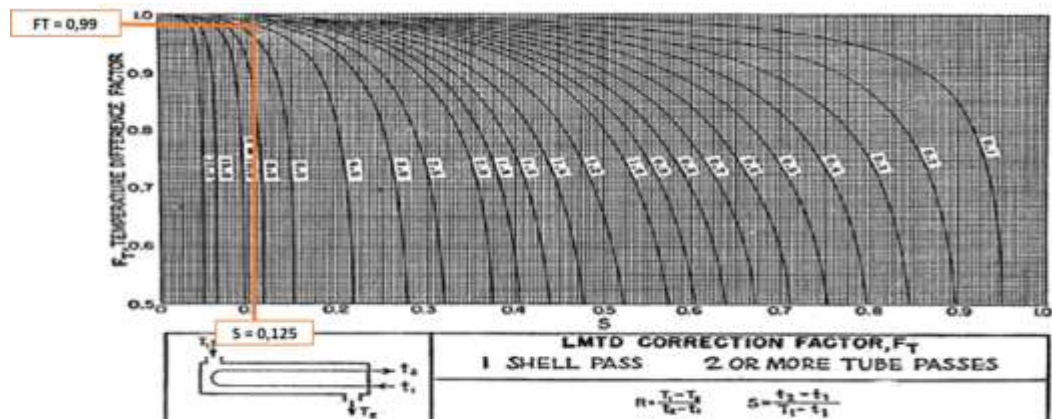


Fig. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 3rd ed., New York, 1949.)

Dari gambar 21 D.Q Kern didapatkan faktor koreksi, $f_t = 0,99$

$$\Delta t = f_t \times LMTD$$

$$\Delta t = 0,99 \times 646,00^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 639,54^\circ\text{F}$$

3. Menentukan luas area perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$

Dari tabel 8 D.Q. KERN (840) maka didapatkan koefisien perpindahan panas sebesar,

$$U_d = 50 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream

Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$A = \frac{555621,23 \text{ Btu/jam}}{50 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \times \text{ft}^2\text{F}} \times 646,00 \text{ F}}$$

$$A = 17,20 \text{ ft}^2$$

nilai $A < 200 \text{ ft}^2$ maka tipe heat exchanger yang digunakan adalah *Double Pipe*. (DQ Kern Hal - 103)

4. Spesifikasi *double pipe*

Berdasarkan Tabel 6.2 D.Q Kern, diperoleh data sebagai berikut :

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Outer Pipe		Inner Pipe	
IPS (in)	2	IPS (in)	1,25
Sch No.	40	Sch No.	40
ID (in)	2,067	ID (in)	1,38
OD (in)	2,38	OD (in)	1,66
a" (ft ² /ft)	0,622	a" (ft ² /ft)	0,435

Sumber : Tabel 11, Hal. 844

Annulus (Cooling Water)	Inner Pipe (syngas)
5. Flow Area $a_a = \pi(D_2^2 - D_1^2)/4$ DQ. Kern, Hal. 113 $D_1 = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$ $D_2 = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$ $a_a = 0,0083 \text{ ft}^2$	5. Flow Area $\text{Flow area, } a_p = \pi D^2/4$ DQ. Kern. Hal.113 $D = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$ $a_p = 0,01037 \text{ ft}^2$
6. Mass Velocity $G_a = \bar{G}_a = W/a_a \quad (\text{D.Q. Kern: pers 7.2, hal 138})$	6. Mass Velocity $G_p = \bar{G}_p = w/a_p \quad (\text{D.Q. Kern: pers 7.2, hal 138})$

$= 15644832,33 \text{ lb/hr ft}^2$	$= 29005971,71 \text{ lb/hr ft}^2$
7. Reynold Number NR_e $\mu = 0,96 \text{ cP} = 2,23224 \text{ lb/ft.jam}$ $D_e = (D_2^2 - D_1^2)/D_1 \text{ ft}$ [Eq (6.3)] (DQ. Kern, Pers. 7.4, Hal. 138) $De = 0,91379 \text{ in} = 0,07615 \text{ ft}$ Reynolds no., $Re_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$ (DQ. Kern, Hal. 114) $NRe = 512949,962$	7. Reynold Number NR_e $\mu_{camp} = 0,0309 \text{ cP} = 0,0748 \text{ lb/ft.jam}$ $D = 0,1150 \text{ in}$ $D = 0,0096 \text{ ft}$ Reynolds no., $Re_p = \frac{DG_p}{\mu}$ (DQ. Kern, Hal. 114) $NRe = 3712253,122$
8. Faktor Perpindahan panas, jHt Dengan memplotkan NRe ke figure 24, maka : $Jh = 1000$ Sumber : DQ. Kern, Hal. 834	8. Faktor Perpindahan Panas, jHt Dengan memplotkan NRe ke figure 24, maka : $jH = 1000$ Sumber : DQ. Kern, Hal. 834
9. Koefisien Perpindahan Panas $T_{avg} = 128,3 \text{ }^\circ\text{F}$ $c = 1,1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) Nilai k diambil dari Tabel 4 Kern Hal 800, Interpolasi: Data air $K = 0,0165 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$ $\left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3}$	9. Koefisien Perpindahan Panas $t_{avg} = 774,5 \text{ }^\circ\text{F}$ $c = 0,26 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) Nilai k diambil dari Tabel 4 Kern Hal 801, interpolasi data methylamine $k = 0,03377 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Tabel 4)

= 5,3632	$\left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$ = 0,8323
10. Outside Film Coefficient (h_o) $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ DQ. Kern. Hal. 114 $h_o = 1160,49 \text{ Btu/hr. } ^\circ\text{F}$	10. Inside Film Coefficient (h_i) $h_i = j_H \cdot \frac{k}{D_i} \left(c p \frac{\mu}{k} \right)^{1/3}$ DQ. Kern. Pers. 6.7, Hal. 106 $h_i = 2934,2513 \text{ Btu/jam. } ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 244,4231 \text{ Btu/jam. } ^\circ\text{F}$

11. Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 201,8992 \text{ Btu/jam. } ^\circ\text{F}$$

12. Design overall coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$R_d = 0.002$ (required by problem)

$U_D = 143,823 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F}$

13. Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,002$$

Summary

h outside	
UC	201,8992
UD	143,8234855
RD Calculated	0,0020
RD Required	0,002

14. Required Surfacep

Surface (A) =

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 6,0406 \text{ Ft}^2$$

From table 11 for 1 1/2 in IPS standard pipe there are : 0,435 ft²/ft

Panjang pipa yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{a''} = 13,8865 \text{ ft}$$

Digunakan panjang pipa efektif double pipe heat exchanger yaitu 20 ft (Kern, Hal 103).

Banyaknya hairpin yang digunakan = Panjang pipa yang dibutuhkan/(2*Panjang pipa)

$$= 0,3472$$

15. Actual Design Overall Coefficient (U_d aktual)

Actual Surface = Required Length x a"

$$DT = 6,0406 \text{ ft}^2$$

$$U_D = Q/A \times DT = 142,3852 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$R_d = U_c - U_d / (U_c \times U_d) = 0,002 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

16. Pressure Drop, ΔP	
1. Actual Dirt Factor (R_d aktual) $De' = (D_2 - D_1)$ (Kern, Pers 6.4) $= 0,0339 \text{ ft}$ $Re'_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$ $Re'_a = 228384,8634$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(DG/\mu)^{0.42}} \quad [\text{Eq. (3.47b)}]$ $f = 0,0050$ $s = 1$ (Tabel 6 D.Q Kern) $\rho = 62,5$ 2.	1. Rep = 3712253,122 $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(DG/\mu)^{0.42}} \quad [\text{Eq. (3.47b)}]$ $f = 0,0040$ $s = 0,99$ (Tabel 6 D.Q Kern) $\rho = 61,875$ 2. $\Delta F_p = \frac{4 f G_p L}{2 g \rho^2 D}$ $\Delta F_p = 0.013$ 3. $\Delta p_p = \frac{\Delta F_p \rho}{144}$

$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e}$ $\Delta F_a = 0.0030$ 3. $V = G_a/3600 \times r$ $= 0,0193 \text{ ft/s}$ 4. $\Delta F_t = 3 \left(\frac{V_a^2}{2 g} \right)$ $= 0,00002$ $\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_t) \rho}{144}$ $\Delta P_a = 0,0013 \text{ psi}$	$\Delta P_p = 0,006 \text{ psi}$ Memenuhi karna $< 10 \text{ Psi}$
--	---

12. Cooler (C-3012)

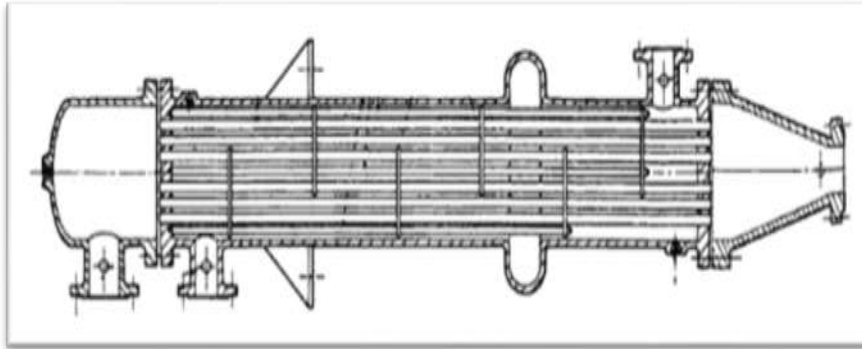
Fungsi : Mendinginkan produk keluaran reaktor metanol

Tipe : *Shell and OTube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data:

- Beban Panas, Q = 1106223,817 kJ/jam (Lampiran B)
- Fluida panas = keluaran desulfurizer**
- Laju alir massa masuk = 136412,1849 kg/jam
- Temperatur masuk, T_1 = 375 °C = 707 °F
- Temperatur keluar, T_2 = 30 °C = 86 °F
- Fluida dingin = cooling water**
- Laju alir masa masuk = 39500,6286 kg/jam
- Temperatur masuk, t_1 = 27 °C = 80,6 °F
- Temperatur keluar, t_2 = 80 °C = 176 °F

5. LMTD

fluida panas (F)		temperatur	fluida dingin (F)	different		tc	Tc
707	T1	tinggi	176	t2	531	128,3	396,5
86	T2	rendah	80,6	t1	5,4		
621			95,4		525,6		
					ΔT_1		
					ΔT_2		
					$\Delta T_1 - \Delta T_2$		

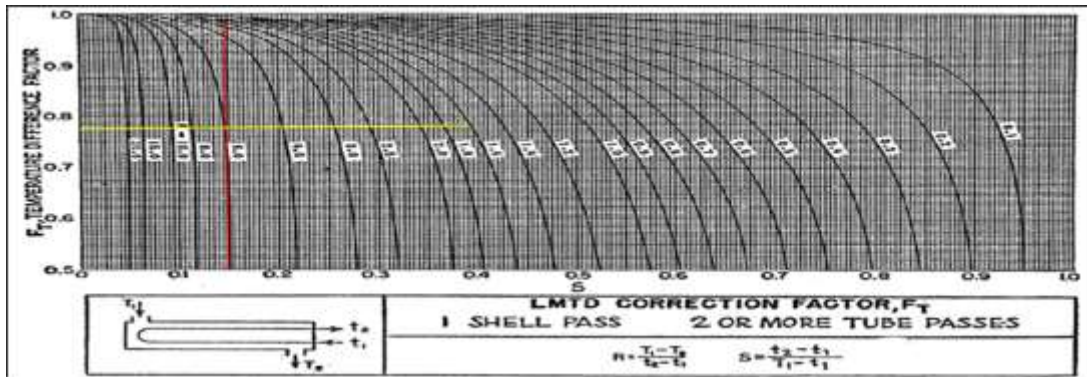
$$LMTD = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)$$

$$LMTD = 115 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 6,5094$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,1523$$



Dari gambar 21 D.Q Kern didapatkan faktor koreksi, $f_t = 0,78$

$$\Delta t = f_t \times LMTD$$

$$\Delta t = 0,78 \times 115^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t = 89^{\circ}\text{F}$$

7. Menentukan luas area perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$

Dari tabel 8 D.Q. KERN (840) maka didapatkan koefisien perpindahan panas sebesar,

$$U_d = 50 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$A = 234,6958 \text{ ft}^2$$

nilai $A > 200 \text{ ft}^2$ maka tipe heat exchanger yang digunakan adalah Shell and Tube.

(DQ Kern Hal - 103)

8. Spesifikasi shell and tube

Berdasarkan Tabel 10 D.Q Kern, diperoleh data sebagai berikut :

OD (in)	A" (ft ²)	BWG	L (ft)
1.5	0.3925	12	16

9. Menentukan jumlah tube

$$N_t = \frac{A}{L \times a'}$$

$$N_t = 37,3719$$

$$= 38$$

Berdasarkan Tabel 9, diperoleh spesifikasi perancangan Heat Exchanger tipe Shell and Tube dengan :

shell		tube	
ID (in)	19 1/4	Diamter dalaam (ID)	1,280
baffle space,B (in)	7 5/7	Diamater Luar (OD)	1,500
passes	2	pict	1,875
clearance (C")	1/8	Clarence (C)	Pt-OD
		Passe (n)	2
		Panjang	15,000
		Jumlah Tube	38,000

Shell side (air pendingin)	Tube side (hot fluid)
10. Flow Area B = 0,125 in Clarence (C')= 0,125 in $as = \frac{ID \times C \times B}{144 \times PT}$ α' shell = 0,005 ft²	10. Flow Area a'= 0,3925 (Tabel 10 Hal 843) $a_t = \frac{N \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ α' tube = 0,065417 ft²
11. Mass Velocity	11. Mass Velocity

$G_s = \frac{W}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= 1353626,24 \text{ lb/hr ft}^2$	$G_t = \frac{Wt}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= 4597253 \text{ lb/hr ft}^2$
12. Reynold Number $\mu = 0,89 \text{ cp}$ $= 2,154 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_n = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= 44131,12335$	12. Reynold Number $\mu = 0,0283 \text{ cp}$ $= 0,0687 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= 1045148,346$
13. Faktor Perpindahan panas, jHt Dengan memplotkan NRe , maka : $Jh = 150$	13. Faktor Perpindahan Panas, jHt Dengan memplotkan NRe dengan L/D, maka : $jH = 1000$ (Kern fig.24 hal.834)

14. Koefisien Perpindahan Panas Pada $t_c = 128,3^\circ\text{F}$ $c = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) Nilai k diambil dari Tabel 4 Kern Hal 800, Interpolasi: Data air $K = 0,2135 \text{ Btu/jam. ft}^2\text{.}^\circ\text{F/ft}$ $\left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 2,653$	14. Koefisien Perpindahan Panas Pada $T_c = 396,5^\circ\text{F}$ $C = 86,16 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) Nilai k diambil dari Tabel 4 Kern Hal 800, interpolasi data methyllamine $k = 0,5788 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Tabel 4) $\left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 0,3140$
15. Outside Film Coefficient (h_o) $h_o = j H x \frac{k}{D_e} x \frac{c \mu^{1/3}}{k} x \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$ (D.Q Kern: Pers 6.15) $= 1209,98 \text{ Btu/hr.ft}^2(^\circ\text{F})$ 16. Saat $t_w = 128,3^\circ\text{F}$, Maka $\mu_w = 0,02$ (fig.14) $= 0,0687 \text{ lb/ft jam}$ $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 1,6198$ 13. Koreksi h_o	15. Inside Film Coefficient (h_{i0}) $h_i = j h. \frac{k}{D_i} \cdot \left(C p \frac{\mu}{k} \right)^{0,3}$ $H_i = 1163,7868 \text{ Btu/jam. ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$ $h_{i0} = h_i x \frac{ID}{OD}$ $= 993,0980 \text{ Btu/jam. ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$ 16. Tube wall temperature $t_w = t_c + \frac{h_{i0}/\phi_t}{h_{i0} + h_o} = 2933093,029 \text{ F}$

$h_o = h_o \times \phi_s$ $= 1959,9803 \text{ btu/jam.ft}^2 \text{ F}$	Saat tw 396,5 F maka, $\mu_w = 0,028 \text{ (fig.14)}$ $= 0,06870 \text{ lb/ft.hr}$ $\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$ 13.Koreksi hio $h_{io} = h_{io} \times \phi_t = 993,0980 \text{ Btu/jam Ft}^2$
---	---

17. Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = 659,1267$$

18. Design overall coefficient, u_d

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \quad A = Nt \cdot L \cdot a'' = 2,4649 \text{ ft}^2/\text{lin.ft}$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times dt} = 42 \text{ Btu/lb.ft.F}$$

19. Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,022$$

Summary

0	$h \text{ outside}$	$0,02839$
UC	659,13	
UD	50	
RD calculated	0,022	
RD required	0.001	

Tabel 12.hal 845

20. Pressure Drop, ΔP	
Shell side 1.For Nre NRe = 44,131 f = 0.001 Fig 29 Hal 839 s = 0.99 Fig 6 Hal 809 2.No off crosses $N + 1 = \frac{12 \times L}{B} = 25$ 3. ΔP_s $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi_s}$ Øs= 1,6198 lb/ft h Gs= 135362,62 lb/jam ft2 Ds= 0,0702 ft $\Delta P_s = 0,0005$ psi	Tube side 1.For Nre NRe = 1045148,35 f = 0.0019 Fig 29 Hal 839 s = 0.94 Fig 6 Hal 809 3. ΔP_t $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_t \cdot s \cdot \phi_t}$ $\Delta P_t = 0,01676$ psi 3. ΔP_t total Gt= 459725,3977 lb/jam.ft2 Maka didapatkan, dari fig 27 hal 837 $\frac{V^2}{2g} = 0,016$ $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g}$ $\Delta P_r = 0.13617$ psi $\Delta P_f = \Delta P_t + \Delta P_r$

	$\Delta P_f = 0,153 \text{ psi}$ Memenuhi karna $< 10 \text{ Psi}$
--	---

B. SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

Dalam suatu pabrik, unit utilitas merupakan bagian yang penting agar proses utama dapat berlangsung sesuai dengan fungsinya. Unit utilitas disediakan berdasarkan kebutuhan operasional pabrik, yaitu :

- a. Kebutuhan tenaga listrik
- b. Kebutuhan *steam*
- c. Kebutuhan air

B.1 KEBUTUHAN LISTRIK

1. Kebutuhan Listrik Pada Peralatan Proses

Tabel C.1 Kebutuhan Listrik pada Peralatan Proses

Nama Alat	Daya (HP)
Kompresor	225,32

Kebutuhan listrik pada peralatan proses

$$= (225,32 \text{ Hp} \times 0,746 \text{ Kwh/Hp}) = 168,09 \text{ Kwh}$$

2. Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Utilitas

Tabel C.2 Kebutuhan Listrik pada Peralatan Utilitas

Keterangan	Daya(HP)
<i>Centrifugal Pump</i>	57,78
Tangki Pelarutan	0,05
Bak Pencampur	2,72
Bak Flokulasi	11,36
<i>Fan Cooling Tower</i>	17,84
TOTAL	89,76

Kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

$$= (89,76 \text{ Hp} \times 0,746 \text{ Kwh/Hp}) = 66,96 \text{ Kwh}$$

3. Kebutuhan energi listrik untuk peralatan instrumentasi diperkirakan 100 kwh.

Seperti : Alat – alat pengendali

4. Kebutuhan energi listrik untuk bengkel diperkirakan 100 kwh.

Seperti : Alat pemotong, mesin las, dll

5. Kebutuhan energi listrik untuk penerangan

a. Luas area pabrik = 10.000 m^2

- *In Door*

Penerangan rata-rata = 10 watt/m^2

$$\begin{aligned} \text{Total penerangan untuk pabrik} &= 7.500 \text{ m}^2 \times 10 \text{ watt/m}^2 \\ &= 75.000 \text{ watt} \\ &= 75 \text{ kwh} \end{aligned}$$

- *Out Door*

Penerangan rata-rata = 15 watt/m^2

$$\begin{aligned} \text{Total penerangan untuk pabrik} &= 2.500 \text{ m}^2 \times 15 \text{ watt/m}^2 \\ &= 37.500 \text{ watt} \\ &= 37,5 \text{ kwh} \end{aligned}$$

b. Luas area perumahan dan fasilitas lain = 20.000 m^2

- *In Door*

Asumsi : 1 rumah karyawan memiliki daya listrik 900 watt

$$\begin{aligned} &= 900 \text{ watt} \times 50 \text{ unit rumah} \\ &= 45000 \text{ watt} \\ &= 45 \text{ Kwh} \end{aligned}$$

- *Out Door*

Penerangan rata-rata = 10 watt/m^2

$$\begin{aligned} \text{Total penerangan untuk luar} &= 3.000 \text{ m}^2 \times 10 \text{ watt/m}^2 \\ &= 30.000 \text{ watt} \\ &= 30 \text{ Kwh} \end{aligned}$$

6. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor dan komunikasi

Seperti :

• 20 unit komputer (@ 300 watt)	= 6.000 watt
• 5 unit TV (@ 50 watt)	= 250 watt
• 10 unit AC (@ 300 watt)	= 3.000 watt
• 12 unit dispenser (@ 300 watt)	= 3.600 watt
• 5 unit kulkas (@ 110 watt)	= 550 watt
• 2 unit mesin photo kopi (@ 800 watt)	= 1.600 watt
• Dan lain-lain	= <u>800 watt</u>
Jumlah	= 15.800 watt = 15,8 Kwh

Total kebutuhan listrik :

= 638,34 Kwh

Faktor keamanan 20%(*Peters, hal 37*)

Kebutuhan listrik sebenarnya = $1,2 \times 638,34 \text{ Kwh}$
= 766,01 Kwh

B.2 KEBUTUHAN STEAM

Tabel C.3 Kebutuhan *Steam* untuk Proses

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Reaktor gasifikasi	654,97
Total	654,97

B. KEBUTUHAN AIR

1. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk :

a. Perumahan

Diperkirakan kebutuhan air perorangan $\pm 200 \text{ L/hari}$ atau setara dengan 52,8 gallon/hari. Pabrik *syngas* ini memiliki 50 unit rumah yang disediakan untuk

golongan tertentu. Asumsi 1 orang karyawan memiliki 2 orang anggota keluarga, sehingga jumlahnya menjadi 100 orang, maka kebutuhan air setiap jam:

$$= 100 \times \frac{52,8 \text{ gallon}}{\text{hari}} \times \frac{m^3}{264,17 \text{ gallon}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} = 0,8328 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 832,8 \text{ kg/jam}$$

b. Perkantoran

Kebutuhan air perorangan ± 100 L/hari atau 26,4 gallon/hari, dengan jumlah karyawan 99 orang, kebutuhan air setiap jam adalah :

$$= 112 \times \frac{26,4 \text{ gallon}}{\text{hari}} \times \frac{m^3}{264,17 \text{ gallon}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} = 0,412 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 412 \text{ kg/jam}$$

c. Laboratorium diperkirakan sebanyak $= 41 \text{ kg/jam}$

d. Poliklinik diperkirakan sebanyak $= 166 \text{ kg/jam}$

e. Pemadam kebakaran diperkirakan sebanyak $= 2,08 \text{ kg/jam}$

f. Masjid dan kantin diperkirakan sebanyak $= 2,9 \text{ kg/jam} +$

Total kebutuhan air untuk sanitasi $= 1458,04 \text{ kg/jam}$

1. Total Kebutuhan Air

Kebutuhan Air per jam

- Air pendingin $= 156280,03 \text{ kg/jam}$
- Air umpan *boiler* $= 654,97 \text{ kg/jam}$
- Air sanitasi $= \underline{1466,56 \text{ kg/jam}} +$
- Total $= 158401,5471 \text{ kg/jam}$

Pada saat operasi kontinyu sejumlah air akan disirkulasikan dengan asumsi kehilangan air sebesar $\pm 20\%$

Air make up untuk *cooling tower* dan *boiler* = sejumlah air *make up*

$$= 20\%(\text{umpan boiler} + \text{air pendingin})$$

$$= 171908,0278 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air saat *start up* $= \text{total air} + \text{air make up}$

$$= 158401,5471 + 84108,71$$

$$\begin{aligned}
 &= 330309,5748 \text{ kg/jam} \\
 \text{Jumlah air yang hilang} &= \text{air sanitasi} + \text{air start up} \\
 &= 174095 \text{ kg/jam} \\
 \text{Jumlah air yang dibutuhkan pada saat operasi kontinyu adalah} \\
 &= \text{faktor keamanan} \times \text{jumlah yang hilang} \\
 &= 1,1 \times 174095 \text{ kg/jam} \\
 &= 191504,5508 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

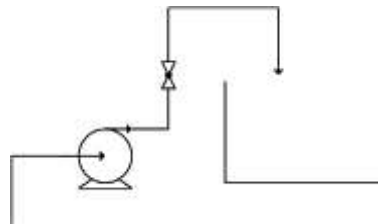
1.1 Pompa

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak penampungan

Tipe : *Centriugal pump*

Bahan : *Commercial steel pipe*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : $330309,57 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 728200,49 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$
- Densitas air, ρ : $1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4469 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas air, μ : $1,9716 \text{ lb/ft.s}$
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Z_a : $-2,5 \text{ m} = -8,2021 \text{ ft}$
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Z_b : $9 \text{ m} = 29,5276 \text{ ft}$
- Panjang pipa hisap, L_s : $12 \text{ m} = 39,3701 \text{ ft}$
- Panjang pipa buang, L_b : $15 \text{ m} = 49,2126 \text{ ft}$
- Faktor keamanan 10%

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0.9}$$

$$= 809111,6541 \text{ lb/jam} = 224,75 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Q_p}{\rho}$$

$$= 3,60 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15})$$

$$= 3,9 * (3,60)^{0,45} * (62,4569)^{0,13}$$

$$= 11,8781 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel Lampiran 6 Mc Cabe, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut,

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	12 in sch 40							
ID	11,9380	in	0,9948	ft	11,9380	in	0,9948	ft
OD	12,7500	in	1,0625	ft	12,7500	in	1,0625	ft
a"	0,7773	ft²			0,7773	ft²		

Sumber : (Mc Cabe, Lampiran 6)

Kecepatan aliran, V

$V_a = V_b$, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{a''}$$

$$= 4,63 \text{ ft/dt}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = \frac{4,63^2}{2 \times 32,17} = 0,3331 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= 428053,7870$$

Rugi Gesek

- Pipa hisap (*suction*)

Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$r_H = \frac{ID}{4}$$

$$= 0,2487 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 428053,7870$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *wrought iron*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = 0,0001$$

$$f = 0,003 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka,

$$h_{fsa} = 0,003 \times \frac{39,3701 \text{ ft}}{0,2487 \text{ ft}} \times 0,3331 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}$$

$$= 0,15819 \text{ ft-lb}_f / \text{lb}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* dan *valve*

$$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f (\text{elbow } 90^\circ) = 0,9 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

Maka,

$$h_{ffa} = 0,56639 \text{ ft-lb}_f / \text{lb}$$

- Pipa buang (*discharge*)

Pada pipa buang, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$r_H = \frac{ID}{4} = 0,2487 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 428053,7870$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *commercial steel pipe*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = 0,0001$$

$$f = 0,003 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka,

$$h_{fsb} = 0,1977 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* dan *valve*

$$h_{ffb} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f (\text{elbow } 90^\circ) = 0,9 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

$$K_f (\text{globe valve}) = 10 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

$$\text{Sambungan lurus} = 0,2$$

$$\text{Total } K_f = (3 \times 0,9) + (1 \times 10) + (2 \times 0,2) = 13,1$$

Maka,

$$h_{ffb} = 4,3637 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

Sehingga, total rugi gesek adalah

$$= h_{fsa} + h_{fsb} + h_{ffa} + h_{ffb}$$

$$5,2860 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

Daya pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan *Bernoulli* :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$g/g_c = 1$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$\eta = 81\% \quad (\text{Peters, Fig. 14.37})$$

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$0,81 W_p = [29,5276 - (-8,2021)]\text{ft} + 5,2860 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

$$W_p = 53,1058 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{53,1058 \text{ ft.lb}_f/\text{lb} \times 224,7531 \text{ lb}/\text{dt}}{550}$$

$$= 21,7013 \text{ HP}$$

Daya motor (MHP)

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\eta = 88\% \quad (\text{Peters, Fig 14.38})$$

$$\text{MPH} = \frac{21,7013 \text{ HP}}{0,88}$$

$$= 24,6605 \text{ HP}$$

Dengan cara yang sama, maka diperoleh daya pada masing-masing pompa untuk peralatan utilitas seperti pada Tabel C.7 berikut ini.

Tabel C.7 Daya Pompa pada Peralatan Proses

Kode Alat	Keterangan	Daya (HP)
P-1002	Pompa Tangki Pelarutan Kaporit	8,5140
P-1003	Pompa Tangki Pelarutan kapur Tohor	2,7891
P-1004	Pompa Tangki Pelarutan Alum	3,5672
P-1005	Pompa ke Unit Pengolahan <i>Raw Water</i>	24,6605
P-1006	Pompa ke <i>Sand Filter</i>	7,2246
P-1007	Pompa ke Bak Penampungan Air	1,9612
P-1008	Bersih	8,5889
P-1009	Pompa ke Tangki Air Demin	2,4370
P-1010	Pompa dari <i>Plant</i> Masuk <i>Cooling Tower</i>	2,4212
P-1011		2,7080
P-1012	Pompa ke <i>Cooling Tower</i>	0,0322
P-1013	Pompa ke <i>Deaerator</i>	0,0245
P-1014	Pompa kondensat masuk <i>Deaerator</i>	0,0254
	Pompa bahan bakar masuk <i>Boiler</i>	

1.2 Bak Penampung Air Sungai

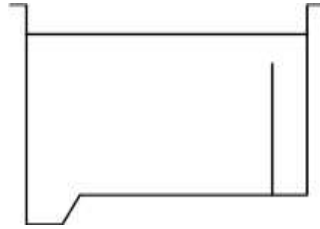
Fungsi : Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 2 buah

Konstruksi : Beton bertulang

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : $330309,57 \frac{kg}{jam}$
- Densitas, ρ : 1000 kg/m^3
- Waktu tinggal : 24 jam

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= 330,3096 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dimensi bak

$$V = 330,3096 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 7927,4298 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan digunakan 2 unit bak penampungan sehingga kapasitas masing-masing bak adalah $3963,7149 \text{ m}^3$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Volume bak} = \frac{3963,7149 \text{ m}^3}{0,9} = 4404,1277 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu $P : L : T = 3 : 2 : 1$

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$2174,7328 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 293,6085 \text{ m}^3$$

$$T = 3,6529 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 10,96 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 7,31 \text{ m}$$

Tinggi = $T = 3,65 \text{ m}$

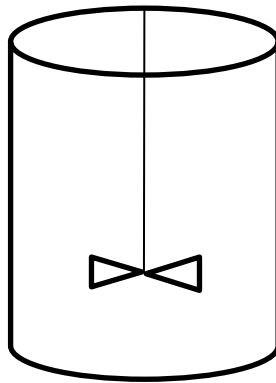
1. Tangki Pelarutan Alum (TP-1201)

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

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Konstruksi : *Fiber*

Gambar :



Data :

- Laju alir = $330309,57 \text{ kg/jam}$
- Densitas campuran, $\rho = 1620 \text{ kg/m}^3$
- Viskositas campuran, $\mu = 0,0007 \text{ lb/ft.dtk}$
- Faktor keamanan 10%
- $$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{330309,57 \text{ kg/jam}}{1620 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 203,89 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan alum

Kekeruhan air sungai Batang Saman yaitu sebesar 100 NTU (data SLHD pasaman barat, 2009)

Berdasarkan *jar test* PDAM Padang, untuk kekeruhan 38,8 NTU penggunaan alum yaitu sebesar $58,20 \text{ mg/ltr} = 5,82 \times 10^{-5} \text{ kg/ltr air}$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum} &= 5,82 \times 10^{-5} \text{ kg/ltr air} \times 203894 \text{ l/jam} \\ &= 11,87 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 284,80 \text{ kg/hari}$$

Alum yang digunakan berupa larutan alum dengan konsentrasi 25% berat.

$$\text{Berat larutan alum} = \frac{284,80 \text{ kg/hari}}{0,25} = 1139,20 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume alum 25\%} = \frac{1139,20 \text{ kg/hari}}{1620 \text{ kg/m}^3} = 0,78 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume alum total} &= \frac{0,78 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,9} \\ &= 5,47 \text{ m}^3 = 193,13 \text{ ft}^3 \\ &= 146000 \text{ liter} \end{aligned}$$

Kapasitas tangki

Kebutuhan alum direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

$$\text{Volume tangki} = 193,13 \text{ ft}^3$$

Dimensi tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \qquad H_s = 1,5 D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

- **Volume torispherical, V_o**

$$V_o = 0,0778 D_t^3 \qquad H_s = 1/4 D_t \quad (\text{Wallas Tabel 18.5, hal650})$$

- **Diameter Tangki, D_t**

$$V_r = V_s + V_o$$

$$\begin{aligned} V_r &= (0,785 D_t^3) + (0,0778 D_t^3) \\ &= 0,8628 D_t^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_t^3 &= \frac{V_t}{0,8628} \\ &= \frac{0,78}{0,8628} \end{aligned}$$

$$D_t = \sqrt[3]{0,9675}$$

$$= 3,1375 \text{ ft} = 0,9675 \text{ m}$$

- **Tinggi tangki, H_t**

Tinggi silinder,

$$H_s = 0,9675 \text{ m}$$

Tinggi torispherical,

$$H_{to} = 0,2419 \text{ m}$$

Tinggi total,

$$H_t = t \text{ silinder} + t \text{ torispherical}$$

$$= 1,2094 \text{ m}$$

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$H_c = \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times H_t$$

$$= 3,5701 \text{ ft} = 1,0885 \text{ m}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 2,5575 \text{ psi}$$

- **Tekanan Disain, P_d**

$$P_d = P_{operasi} + P_c$$

$$= 17,2575 \text{ psi}$$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.3})$$

- Tekanan desain, P : 17,3 psi
- Jari-jari tangki, R : 19,0456 in
- Allowable stress, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Tahun digunakan : 10 tahun

Maka,

$$t_d = 0,0482 \text{ in}$$

$$= 0,0012 \text{ m}$$

Desain pengaduk

Untuk umpan dengan viskositas $\leq 4.000 \text{ cP}$, maka dipilih pengaduk jenis propeller berdaun 3 (Walas, hal 288) Untuk mencegah vortex, maka pada dissolved tangki dipasang baffle

$$\begin{array}{ccc} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

(Mc. Cabe, hal 264)

- **Diameter pengaduk, d**

$$D_a = D_t / 3$$

$$= 0,9675 \text{ m} / 3 = 0,32 \text{ m} = 1,0578 \text{ ft}$$

- **Panjang daun pengaduk, L**

$$L = D_a/4$$

$$= 0,32m/4 = 0,08 \text{ m} = 0,2645 \text{ ft}$$

- **Lebar daun pengaduk, W**

$$W = D_a/5$$

$$= 0,32 \text{ m}/5 = 0,06 \text{ m} = 0,2116 \text{ ft}$$

- **Tinggi pengaduk dari dasar tangki, E**

$$E = D_a/3$$

$$= 0,9675m/3 = 0,32 \text{ m} = 1,0378ft$$

- **Lebar baffle, J**

$$J = D_t/12$$

$$= 0,9675 \text{ m}/12 = 0,06 \text{ m} = 0,2645 \text{ ft}$$

- **Kecepatan putar pengaduk, N**

$$\frac{N \times d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{T}{di}\right) \quad (\text{Robert E-Trybal, pers 6.18, hal 171})$$

$$\sigma = 5,35151E - 06 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32.17 \text{ ft/dt}^2$$

Maka,

$$N = \frac{\left(1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{Da}\right) \times \left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}\right)}{Da}$$

$$= 1,2814 \text{ rps}$$

- **Daya pengadukan, P**

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \quad (\text{MC. Cabe Per 19.17, hal 270})$$

$$= 215792$$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka

$$P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 9.24, hal 274})$$

$$K_T = 0.32 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 9.23, hal 275})$$

$$P = 2,8034 \text{ lb/ft dt}$$

$$= 0,0051 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{0.0051 \text{ HP}}{0.8} = 0.0064 \text{ HP}$$

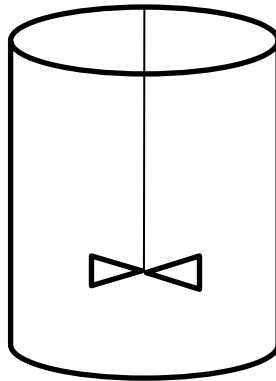
2. Tangki Pelarutan Kapur tohor (TP-1203)

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

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Konstruksi : *Fiber*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa = 330309,57 kg/jam
- Densitas campuran, $\rho = 92,70855 \text{ lb/ft}^3 = 1485 \text{ kg/m}^3$
- Viskositas campuran, $\mu = 0,0003 \text{ lb/ft.jam}$
- Faktor keamanan 10%

Kebutuhan kaporit

Kekeruhan air Batang Saman yaitu sebesar 100 NTU (data SLHD pasaman barat, 2009)

Berdasarkan *jar test* PDAM Padang, untuk kekeruhan 22,5-30 NTU penggunaan alum yaitu sebesar 20 mg/ltr = 2×10^{-5} kg/ltr air

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kapur tohor} &= 2 \times 10^{-5} \text{ kg/ltr air} \times 222430,69 \text{ l/jam} \\ &= 4,45 \text{ kg/jam} \\ &= 106,77 \text{ kg/hari} \\ &= 235,31 \text{ lb/hari}\end{aligned}$$

Kapur tohor yang digunakan berupa larutan kapur tohor dengan konsentrasi 40% berat.

$$\text{Berat larutan kapur tohor} = \frac{106,77 \text{ /hari}}{0,4} = 226,92 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kapur tohor} = \frac{226,92 \text{ kg/hari}}{1485 \text{ kg/m}^3} = 0,18 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$\text{Volume kapur tohor total} = \frac{0,18 \text{ m}^3}{0,9} = 0,20 \text{ m}^3$$

Kapasitas tangki

Volume tangki yang tersedia di pasaran maksimal berukuran 1000 liter

Jumlah tangki = 1

Dimensi tangki,

- Volume silinder, V_s

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \qquad H_s = 1,5 D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

- **Volume ellipsoidal, V_e**

$$V_e = 0,0778 D_t^3 \quad H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Wallas Tabel 18.5, hal650})$$

- **Diameter Tangki, D_t**

$$V_r = V_s + 2 V_e$$

$$V_r = \left(\frac{\pi}{4} D_t^3 \right) + (0,0778 D_t^3)$$

$$= 0,8628 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{0,8628}$$

$$= \frac{0,20}{0,8628}$$

$$D_t^3 = 0,2315$$

$$= 2,0149 \text{ ft} = 0,6143 \text{ m}$$

- **Tinggi tangki, H_t**

Tinggi silinder,

$$H_s = 0,6143 \text{ m}$$

Tinggi torispherical,

$$H_{to} = 0,1536 \text{ m}$$

Tinggi total,

$$H_t = t_{\text{silinder}} + t_{\text{torispherical}}$$

$$= 0,7679 \text{ m}$$

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$H_c = \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times H_t$$

$$= 0,6911 \text{ m}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 1,4885 \text{ psi}$$

- **Tekanan Disain, P_d**

$$P_d = P_{operasi} + P_c$$

$$= 16,1885 \text{ psi}$$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.3})$$

- Tekanan desain, P : 16,2 psi
- Jari-jari tangki, R : 12,0924 in
- Allowable stress, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Tahun digunakan : 10 tahun

Maka,

$$t_d = 0.0368 \text{ in}$$

$$= 0,9353 \text{ mm}$$

Desain pengaduk

Untuk umpan dengan viskositas $\leq 4.000 \text{ cP}$, maka dipilih pengaduk jenis propeller berdaun 3 (Walas, hal 288) Untuk mencegah *vortex*, maka pada *dissolved* tangki dipasang *baffle*

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$
$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$

(Mc. Cabe, hal 264)

- **Diameter pengaduk, d**

$$D_a = D_t / 3$$

$$= 0,6143 \text{ m} / 3 = 0,2 \text{ m}$$

- **Panjang daun pengaduk, L**

$$L = D_a / 4$$

$$= 0,2 \text{ m} / 4 = 0,05 \text{ m}$$

- **Lebar daun pengaduk, W**

$$W = D_a / 5$$

$$= 0,2 \text{ m} / 5 = 0,04 \text{ m}$$

- **Tinggi pengaduk dari dasar tangki, E**

$$E = D_t / 3$$

$$= 0,6143 \text{ m} / 3 = 0,20 \text{ m}$$

- **Lebar baffle, J**

$$J = D_t / 12$$

$$= 0,6143 \text{ m} / 12 = 0,05$$

- **Kecepatan putar pengaduk, N**

$$\frac{N \times d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0.25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{T}{di}\right) \quad (\text{Robert E-Trybal, pers 6.18, hal 171})$$

$$\sigma = 5,3515E - 06 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32.17 \text{ ft/dt}^2$$

Maka,

$$N = \frac{\left(1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{Da}\right) \times \left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}\right)}{Da}$$

$$= 2,0226 \text{ rps}$$

- **Daya pengadukan, P**

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

(MC. Cabe Per 19.17, hal 270)

$$= 281946$$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka

$$P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 9.24, hal 274})$$

$$K_T = 0.32 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 9.23, hal 275})$$

$$= 1,0428 \text{ lb/ft dt}$$

$$= 0,0019 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,0019 \text{ HP}}{0.8} = 0,0024 \text{ HP}$$

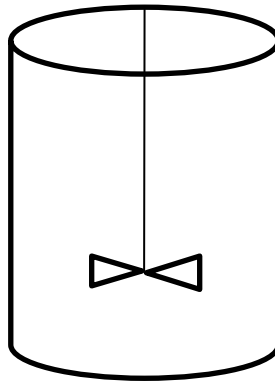
3. **Tangki Pelarutan Kaporit**

Fungsi : Tempat melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Konstruksi : *Fiber*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa = 330309,57 kg /jam
- Densitas campuran, ρ = 1180 kg/m³ = 73,66 lb/ft³
- Viskositas campuran, μ = 0,0007 lb/ft.dtk
- Faktor keamanan 10%
- $Q = \frac{m}{\rho}$
= 279,9234 m³/jam

Kebutuhan kaporit

Kekeruhan air Batang Saman yaitu sebesar 100 NTU (data SLHD pasaman barat, 2009)

Berdasarkan *jar test* PDAM Padang, untuk kekeruhan 22,5-30 NTU penggunaan kapur tohor yaitu sebesar 1094 mg/ltr = 1,09x10⁻³ kg/ltr air

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kapur tohor} &= 1,09 \times 10^{-3} \text{ kg/ltr air} \times 279923,3685 \text{ ltr/jam} \\ &= 306,26 \text{ kg/jam} \\ &= 7352,62 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Kapur tohor yang digunakan berupa larutan kaporit dengan konsentrasi 40% berat.

$$\text{Berat larutan kaporit} = \frac{=7352,62 \text{ kg/hari}}{0,40} = 18381,54 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kaporit 40\%} = \frac{18381,54 \text{ kg/hari}}{1180 \text{ kg/m}^3} = 15,58 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$\text{Volume kaporit total} = \frac{15,58 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,9} = 17,31 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Total volume kaporit untuk penyimpanan 7 hari} &= 7 \times 17,31 \text{ m}^3 \\ &= 121,16 \text{ m}^3 = 4278,12 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dimensi tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \qquad H_s = 1,5 D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

- **Volume torispherical, V_o**

$$V_o = 0,0778 D_t^3 \qquad H_o = 1/4 D_t \quad (\text{Wallas Tabel 18.5, hal650})$$

- **Diameter Tangki, D_t**

$$V_r = V_s + V_o$$

$$V_r = \left(\frac{\pi}{4} D_t^3 \right) + (0,0778 D_t^3)$$

$$= 0,86 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{17,31}{0,86}$$

$$D_t = \sqrt[3]{20,0608}$$

$$= 2,7144 \text{ m} = 8,9034 \text{ ft}$$

- **Tinggi tangki, H_r**

Tinggi silinder,

$$H_s = 2,7144 \text{ m}$$

Tinggi torispherical,

$$H_{to} = 0,6786 \text{ m}$$

Tinggi total,

$$\begin{aligned} H_t &= t \text{ silinder} + t \text{ torispherical} \\ &= 3,3931 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$H_c = \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times H_t$$

$$= 3,0538 \text{ m} = 10,0163 \text{ ft}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 0,03556 \text{ atm}$$

$$= 5,226 \text{ psi}$$

- **Tekanan Disain, P_d**

$$P_d = P_{operasi} + P_c$$

$$= 14,76 \text{ psi} + 5,226 \text{ psi}$$

$$= 199263 \text{ psi}$$

$$= 1,356 \text{ atm}$$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

(Walas, Tabel 18.3)

- Tekanan desain, P : 19,9psi
- Jari-jari tangki, R : 53,43 in
- *Allowable stress*, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Tahun digunakan : 10 tahun

Maka,

$$= 0,1820 \text{ in}$$

$$= 0,0046 \text{ m}$$

Desain pengaduk

Untuk umpan dengan viskositas $\leq 4.000 \text{ cP}$, maka dipilih pengaduk jenis propeller berdaun 3 (Walas, hal 288) Untuk mencegah *vortex*, maka pada *dissolved* tangki dipasang *buffle*

$$\begin{array}{ccc} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

(Mc. Cabe, hal 264)

• Diameter pengaduk, d

$$D_a = D_t / 3$$

$$= 2,7144 \text{ m} / 3 = 0,90 \text{ m} = 2,9678 \text{ ft}$$

• Panjang daun pengaduk, L

$$L = D_a / 4$$

$$= 0,90 \text{ m} / 4 = 0,23 \text{ m} = 0,7419 \text{ ft}$$

- **Lebar daun pengaduk, W**

$$W = D_a / 5$$

$$= 0,90 \text{ m} / 5 = 0,18 \text{ m} = 0,5936 \text{ ft}$$

- **Tinggi pengaduk dari dasar tangki, E**

$$E = D_a$$

$$= 2,7144 \text{ m} / 3 = 0,90 \text{ m} = 2,9678 \text{ ft}$$

- **Lebar baffle, J**

$$J = D_t / 12$$

$$= 2,7144 \text{ m} / 12 = 0,23 \text{ m} = 0,7419 \text{ ft}$$

- **Kecepatan putar pengaduk, N**

$$\frac{N \times d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{T}{di}\right) \quad (\text{Robert E-Trybal, pers 6.18, hal 171})$$

$$\sigma = 5,3515E - 06 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32.17 \text{ ft/dt}^2$$

Maka,

$$N = \frac{\left(1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{Da}\right) \times \left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}\right)}{Da}$$

$$= 0,4866 \text{ rps}$$

- **Daya pengadukan, P**

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

(MC. Cabe Per 19.17, hal 270)

$$= 451050$$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka

$$P = \frac{K_T N^3 D a^5 \rho}{g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 9.24, hal 274})$$

$$K_T = 0.32 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 9.23, hal 275})$$

$$= 19,4394 \text{ lb/ft dt}$$

$$= 0,0353 \text{ HP}$$

Efisiensi motor = 80 %

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,0353 \text{ HP}}{0.8} = 0,04 \text{ HP}$$

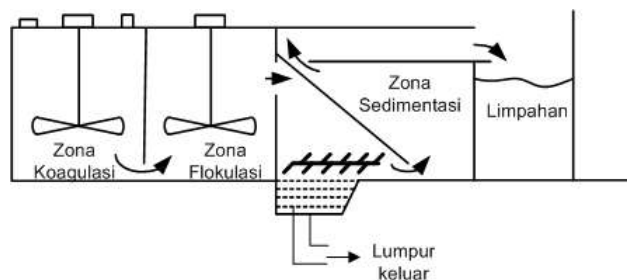
4. Unit Pengolahan Raw Water (BPR-2102)

Fungsi : Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan
flok-flok yang terkandung dalam air

Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang dengan ketebalan 15 cm

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m = 33039,57 kg/jam
- Densitas, ρ = 1000 kg/m³ = 62,4300 lb/ft³
- Viskositas, μ = 1 cP = 0,00067 lb/ft.dtk

- Waktu tinggal = 2 jam

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= 330,3096 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kapasitas bak} = \frac{330,3096 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{0,9} = 734,0213 \text{ m}^3$$

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$359,1721 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 359,1721 \text{ m}^3$$

$$T = 4,96 \text{ m} = 16,26 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 14,87 \text{ m} = 48,77 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 9,91 \text{ m} = 32,51 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi} = T = 4,96 \text{ m} = 16,26 \text{ ft}$$

a. Bak Pencampur

Volume bak pencampur

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

$$\text{Panjang bak pencampur} = 20\% \times 14,87 \text{ m} = 2,97 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

$$\text{Panjang} = 2,97 \text{ m} = 9,75 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar} = 9,91 \text{ m} = 32,51 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi} = 4,96 \text{ m} = 16,26 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\
 &= 146,100 \text{ m}^3 \\
 &= 5159,39 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller (D) = 10,84 m
- Panjang daun pengaduk (L) = 2,71 m
- Lebar daun pengaduk (W) = 2,17 m
- Tinggi impeler dari dasar tangki (E) = 10,83 m
- Lebar *baffle* (J) = 2,71 m
- Kecepatan pengadukan (N) = 0,1684 rps
- Daya motor = 2,72 HP

b. Bak Pembentukan Flok

Volume bak pembentukan flok

Direncanakan panjang bak pembentukan flok adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

$$\text{Panjang bak flokulasi} = 20\% \times 14,87 \text{ m} = 2,97 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak flokulasi adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 2,97 \text{ m} = 9,75 \text{ ft} \\
 \text{Lebar} &= 9,91 \text{ m} = 31,51 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi} &= 4,96 \text{ m} = 16,26 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\
 &= 146,100 \text{ m}^3 \\
 &= 5159,385 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller = 10,84 m
- Panjang daun pengaduk = 2,71 m

- Lebar daun pengaduk = 2,17 m
- Tinggi impeler dari dasar tangki = 10,84 m
- Lebar *baffle* = 2,71 m
- Kecepatan pengadukan = 0,25 rps
- Daya motor = 11,36 HP

c. Bak Sedimentasi

Volume bak sedimentasi

Direncanakan panjang bak sedimentasi adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

$$\text{Panjang bak sedimentasi} = 30\% \times 14,87 \text{ m} = 4,46 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

$$\text{Panjang} = 4,46 \text{ m} = 14,63 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar} = 9,91 \text{ m} = 32,51 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi} = 4,96 \text{ m} = 16,26 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak sedimentasi} &= P \times L \times T \\ &= 219,15 \text{ m}^3 \\ &= 7739,08 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Bak Penampung Berpelampung (*Float Chamber*)

Direncanakan panjang bak penampung adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

$$\text{Panjang bak penampung} = 30\% \times 14,87 \text{ m} = 4,46 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

$$\text{Panjang} = 4,46 \text{ m} = 14,63 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar} = 9,91 \text{ m} = 31,51 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi} = 4,96 \text{ m} = 16,26 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak sedimentasi} &= P \times L \times T \\ &= 219,15 \text{ m}^3 \\ &= 7739,08 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

5. **Sand Filter (SF-2301)**

Fungsi : Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung berpelampung (*float chamber*)

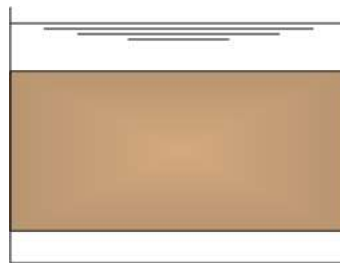
Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang

Isi : pasir silica, karbon dan batu-batu kecil

Jumlah : 2 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m = 330309,57 kg/jam
- Densitas, ρ = 997 kg/m³ = 62,243 lb/ft³
- Waktu tinggal = 20 menit = 0,33 jam
- Viskositas = 0,0007 lb/ft.h
- Faktor keamanan 10%

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho} = 331,30 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Direncanakan jumlah bak *sand filter* sebanyak 1 unit dan waktu tinggal 20 menit = 0,33 jam.

Maka, kapasitas per unit adalah

$$V = \frac{331,30 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 0,33 \text{ jam}}{2} = 55,22 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kapasitas bak} = \frac{55,22 \text{ m}^3}{0,9} = 61,35 \text{ m}^3$$

Kondisi filter

Porositas unggun, $\varepsilon = 0,4$

Air yang terisi dalam unggun 80% dari air masuk.

Volume ruang kosong = Volume yang terisi air

Volume unggun = V air yang mengisi unggun + V partikel

$$\begin{aligned} \text{Air yang mengisi unggun} &= 80\% \times 61,35 \text{ m}^3 \\ &= 49,08 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume partikel} = \frac{49,08 \text{ m}^3}{0,4} = 122,71 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, volume unggun} &= (49,08 + 122,71) \text{ m}^3 = 171,787 \text{ m}^3 \\ &= 6065,8 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang tidak mengisi unggun} &= 20\% \times \text{volume unggun} \\ &= 34,3574 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \text{V unggun} + \text{V air yang tidak mengisi unggun} \\ &= 206,144 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi bak sand filter

Perbandingan dimensi bak sand filter yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$\begin{aligned} 206,144 \text{ m}^3 &= 3T \times 2T \times T \\ 6T^3 &= 206,144 \text{ m}^3 \\ T &= 3,2471 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 9,74 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 6,49 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = T = 3,25 \text{ m}$$

6. Bak Penampung Air Bersih (BP-2403)

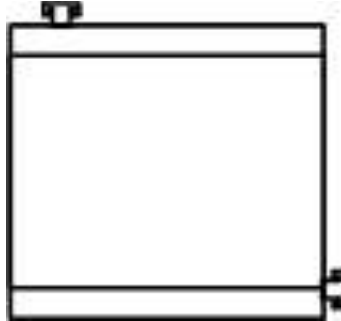
Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di *sand filter*

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 2 unit

Konstruksi : Beton bertulang dengan ketebalan 15 cm

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 330309,57 kg/jam
- Densitas, ρ : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 24 jam
- Viskositas, μ : 1 cP = 0,0007 lb/ft.h

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{330309,57 \frac{kg}{jam}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 330,31 \text{ m}^3/jam$$

Dimensi bak

$$V = 330,31 \text{ m}^3/jam \times 24 \text{ jam}$$
$$= 7927,43 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan digunakan 1 unit bak penampungan sehingga kapasitas bak adalah 7927,43 m³

Faktor keamanan 10%

$$\text{Volume bak} = \frac{7927,43 \text{ m}^3}{0,9} = 8808,25 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$4310,0656 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 8808,25 \text{ m}^3$$

$$T = 11,34 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 34,01 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 22,67 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = T = 11,34 \text{ m}$$

7. Tangki Air Demin (DW-3501)

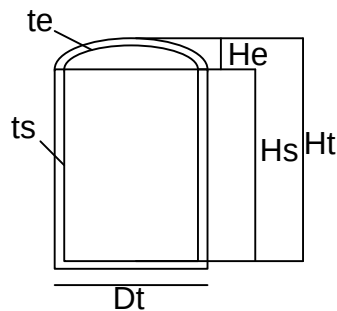
Fungsi : Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsiodal*

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : *Stainless steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 156934,99 kg/jam
- Densitas, ρ : $1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$
- Waktu tinggal : 15 menit = 0,25 jam

Kapasitas tangki

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{156934,99 \frac{kg}{jam} \times 0,25 jam}{1000 kg/m^3} = 39,233 m^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$V = \frac{39,233 m^3}{0,9} = 43,59 m^3$$

Dimensi tangki

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_e^2 \times H_s \quad H_s = D_e$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_e^3$$

- **Volume torispherical, V_e**

$$V_e = 0,0778 \times D_e^3 \quad H_e = \frac{1}{4} D_e$$

- **Diameter Tangki, D_t**

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_e \\ &= \left(\frac{\pi}{4} \times D_e^3 \right) + (0,0778 \times D_e^3) \\ &= 0,86 D_e^3 \\ D_t^3 &= 0,7857 V_t \\ &= \frac{43,59}{0,86} m^3 \\ D_t &= \sqrt[3]{50,52} \end{aligned}$$

$$= 3,69 \text{ m}$$

- **Tinggi tangki, H_t**

Tinggi silinder, $H_s = 2,9192 \text{ m}$

- **Tinggi tutup, H_e**

$H_e = 0,7298 \text{ m}$

- **Tinggi Cairan**

$$H_c = \frac{\text{Volume cairan}}{\text{volume tangki}} \times H_t$$

$$H_c = \frac{19,3793}{21,5326} \times 3,649$$

$$= 4,15 \text{ m}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 6,02 \text{ psi}$$

- **Tekanan Design, P_d**

$$P_d = P_{\text{operasi}} + P_c$$

$$= 20,72 \text{ psi}$$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

(Peter, Tabel 18.3)

- Tekanan desain, P : 20 psi
- Jari-jari tangki, R : 0,15 in

- Allowable stress, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Waktu operasi pabrik : 10 tahun

Maka,

$$\begin{aligned} T_s &= 0,02 \text{ in} \\ &= 0,0005 \text{ m} \\ &= 0,5 \text{ mm} \end{aligned}$$

- **Tebal tutup torispherical t_e** (Peter, Tabel 18.3)

$$\begin{aligned} t_e &= \frac{0,885PD}{SE-0,1P} + C \\ &= 0,02 \text{ in} \\ &= 0,00052 \text{ m} \\ &= 0,52 \text{ mm} \end{aligned}$$

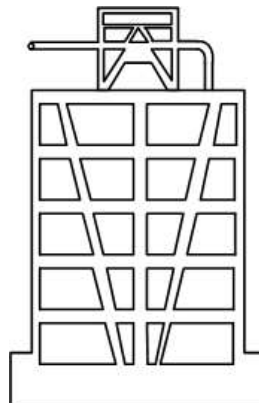
8. **Cooling Tower (CT-3601)**

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendinginan

Jenis : *Induced draft cooling tower*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 156280 kg/jam
- Densitas, ρ : $1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$
- Temperatur masuk : $60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$
- Temperatur keluar : $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$
- $h_{\text{udara}} = h_u$: 36,5 Btu/lb udara kering
- $h_{\text{air}} = h_a$: 105 Btu/lb udara kering

Berdasarkan Fig. 12.2 dan Fig. 12.3 Perry's, diperoleh data sebagai berikut :

- Temperatur bola basah : $72,5^\circ\text{F}$
- Temperatur bola kering : 75°F
- $T_{\text{av}} = 54^\circ\text{F}$

Laju alir volumetrik, W_c

$$\begin{aligned} W_c &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{156280 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 156,28 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 688,08 \text{ galon/menit} \end{aligned}$$

Cooling tower yang digunakan adalah tipe *induced draft cooling tower* dengan aliran *counter current*.

$$\text{Cooling range} = 140^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F} = 54^\circ\text{F}$$

Luas tower, A

Kandungan air, $C_a = 1,5 \text{ gall/menit.ft}^2$ (Perry's, Fig 12-14)

$$\begin{aligned} \text{Luas menara} &= \frac{W_c}{C_a} \\ &= 458,72 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Factor keamanan 10%

$$\text{Maka, } A = 509,6889 \text{ ft}^2$$

Daya yang dibutuhkan fan

Performa standar menara 97%

Maka, daya yang didapatkan = $0,035 \text{ HP/ft}^2$ (Perry's, Fig 12-15)

Sehingga,

$$\begin{aligned} P_{\text{act}} &= 0,035 \text{ HP/ft}^2 \times 509,6889 \text{ ft}^2 \\ &= 17,84 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dimensi tower

$$Dt = \frac{A \times \sqrt{Z_t}}{C_t \times \sqrt{C_t}} \quad (\text{Perry's, Pers 12-15})$$

Dengan, Dt = koefisien bahan menara

A = luas menara

Zt = tinggi menara

Ct = koefisien performa menara = 5 (Perry's, Hal 12-21)

Untuk menghitung Dt digunakan persamaan :

$$\frac{W_L}{Dt} = 90,85 \left(\frac{\Delta h}{\Delta T} \right) \sqrt{\Delta t + (0,3124 \Delta h)} \quad (\text{Perry's, Pers 12-16})$$

Dengan Δh = perubahan panas = $h_a - h_u = 83 \text{ Btu/lb}$

ΔT = perubahan temperatur melalui menara
= $140^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F} = 54^\circ\text{F}$

W_L = beban air pada menara
= $156280,02 \text{ kg/jam} = 344534,9 \text{ lb/jam}$

Δt = T keluar – T bola kering
= $86^\circ\text{F} - 75^\circ\text{F} = 11^\circ\text{F}$

Maka,

$$\begin{aligned} \frac{156280,02}{Dt} &= 90,85 \left(\frac{83}{54} \right) \sqrt{11 + (0,3124 \times 83)} \\ Dt &= 609,02 \text{ ft} \end{aligned}$$

Direncanakan Zt = 1,5 D

$$D = 609,02 \text{ ft}$$

Sehingga, tinggi menara = $1,5 \times 609,02 \text{ ft} = 913,53 \text{ ft} = 278,44 \text{ m}$

9. Unit Pengolahan Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam*. Kebutuhan air umpan *boiler* = 654,97 kg/jam. Jika kondensat yang dapat diregenerasi 654,973 kg/jam dan asumsi 90% yang dapat disirkulasikan kembali, maka kondensat yang disirkulasikan adalah = 654,97 kg/jam x 90% = 589,47 kg/jam. Maka air *make-up* yang dibutuhkan oleh *boiler* adalah

$$\begin{aligned} &= (654,97 \text{ kg/jam} - 589,47 \text{ kg/jam}) \\ &= 64,50 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

10. *Deaerator* (DE-3701)

- Fungsi : Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan *boiler*
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup dan alas *ellipsoidal*
Konstruksi : *Carbon steel*
Jumlah : 1 unit
Gambar :



Data :

- Air umpan boiler : 654,97 kg/jam

Direncanakan akan didesain *duo-tank deaerator* yang mampu mengolah 1443,55 kg/jam air umpan boiler.

Berdasarkan kapasitas tersebut, diperoleh data sebagai berikut.

- Tipe : SM7 D
- Diameter : 33 in = 0,83 m
- Panjang tangki : 9 ft = 2,7432 m

Table 1-7. General Information, Duo-Tank Deaerator (Spraymaster Only)			
Model No.	Rating lb/hr	Gallons to Overflow 10 Minute Storage	Tank Size
SM7 D	7,000	230/160	36" x 9'0"
SM15 D	15,000	300	48" x 11'6"
SM30 D	30,000	600	54" x 15'0"
SM45 D	45,000	900	60" x 17'3"
SM70 D	70,000	1,400	66" x 22'8"
SM100 D	100,000	2,000	72" x 26'0"
SM140 D	140,000	2,800	84" x 25'0"
SM200 D	200,000	4,000	96" x 26'3"
SM280 D	280,000	5,600	108" x 28'4"
NOTES: Duo-Tank Deaerators have a 10 minute storage capacity in each section. 200 and 280 Models use two internal sprays.			

(CleaverBrooks "Operation, maintenance, And Parts Manual Deaerator and Surge Controls)

11. **Boiler (B-3801)**

Fungsi : Menghasilkan *steam*

Tipe : *Fire-tube boiler*

Konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data-data :

- Jumlah *steam* dibutuhkan = 654,97 kg/jam
- Kondensat yang diregenerasi = 654,97 kg/jam
- Air *make-up* = 65,50 kg/jam
- *Steam* yang akan dihasilkan diproduksi 30 % berlebih

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } \textit{steam} \text{ yang dihasilkan} &= 1,3 \times 654,97 \text{ kg/jam} \\
 &= 851,46 \text{ kg/jam} = 1877,12 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data jumlah *steam* yang dihasilkan, maka dipilih *boiler* tipe TW-I 23–NTE 15 dengan spesifikasi sebagai berikut.

- Daya operasi : 23 kw
- Efisiensi : 92 %
- Temperatur batubara : 125°C
- Tekanan operasi : 10 bar
- Panjang : 3,48 m
- Lebar : 1,75 m
- Tinggi : 2,43 m
- Ketebalan insulasi : 0,1 m

Technical data THW-I ... NTE Type	Boiler output kW*	Water content litres	Transport weight bar/kg	Net efficiency %**	L x W x H mm
(23/15)	1500 - 2300	2800	10 / 4500	91.3 - 93.3	3480 x 1750 x 2430
(28/20)	2000 - 2800	3500	10 / 6000	91.4 - 92.9	3980 x 1830 x 2530
(35/25)	2500 - 3300	4500	10 / 6900	91.7 - 93.1	4330 x 1950 x 2630
(40/30)	3000 - 4000	5000	10 / 7600	91.9 - 93.2	4630 x 2000 x 2835
(45/35)	3500 - 4500	5500	10 / 8200	92.1 - 93.2	4780 x 2050 x 2885
(50/40)	4000 - 5000	6500	10 / 10000	92.4 - 93.3	5180 x 2150 x 3065
(55/45)	4500 - 5500	7000	10 / 10800	92.3 - 93.2	5430 x 2200 x 3165
(60/50)	5000 - 6000	8000	10 / 12200	92.4 - 93.2	5480 x 2250 x 3215
(70/60)	6000 - 7000	9000	10 / 13500	92.6 - 93.2	5870 x 2450 x 3505
(80/70)	7000 - 8000	10000	10 / 15000	92.4 - 93.0	6270 x 2550 x 3605
(90/80)	8000 - 9000	11500	10 / 17000	92.6 - 92.9	6570 x 2650 x 3705
(100/90)	9000 - 10000	13000	10 / 18500	92.3 - 92.8	6720 x 2750 x 3910
(120/100)	10000 - 12000	14000	10 / 21000	92.4 - 93.2	7020 x 2850 x 4080
(140/120)	12000 - 14000	15000	10 / 23000	92.2 - 92.9	7220 x 3050 x 4260
(160/140)	14000 - 16000	16500	10 / 26500	92.2 - 92.9	7420 x 3250 x 4460
(180/160)	16000 - 18000	20000	10 / 30500	92.6 - 93.1	7620 x 3350 x 4745
(200/180)	18000 - 20000	25000	10 / 35500	92.8 - 93.2	7920 x 3650 x 5245

Boiler pressure: standard 6 and 10 bar

* kW Bumer setting full load, air coefficient $\lambda = 1.1$
(CO₂ heating oil EL = 13.9%, natural gas = 10.8%).

** % With a clean boiler, boiler water (average temperature) = 70 °C

Flue gas temperature at nominal output approx. 175° C
Dimensions and weight: incl. insulation, without bumer and other fitted parts

Subject to modifications

(Hoval Industrial Boilers, Advantages at a glance)

LAMPIRAN D. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dihitung untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik.

1. Perhitungan Jumlah Modal

Pra rancangan pabrik syngas dari batu bara dengan kapasitas 620.000 ton/tahun ini mengolah bahan padatan. Dalam hal ini, untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik diperoleh dari hasil perkiraan dengan metoda *percentage delivered equipment cost* untuk *fluid processing plant* (Peters, 1991).

1.1 Perhitungan Harga Alat

Untuk menghitung harga peralatan pada tahun 2030 ditentukan dengan persamaan :

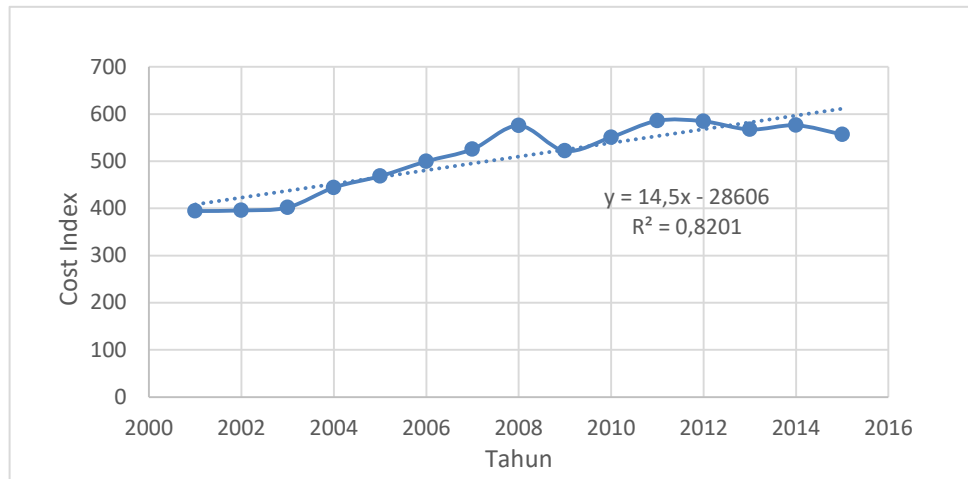
$$\text{Harga tahun 2030} = \text{Harga awal} \times \left(\frac{\text{indeks harga sekarang}}{\text{indeks harga awal}} \right) \quad (\text{Peters, 1991})$$

Daftar indeks harga rata-rata tahunan menurut *Engineering Plant Cost* dapat dilihat pada Tabel **LD.1** dan Gambar **LD.1** di bawah ini.

Tabel LD.1 Daftar Indeks Harga Rata-Rata Tahunan

Tahun	Cost Index
2014	576.1
2015	556.8
2016	626
2017	640.5
2018	655
2021	698.5
2030	829

Sumber : Peter, Plant Designed, 2004 hal 238



Gambar LD.1 Grafik Hubungan *Cost Index* terhadap Tahun

Persamaan yang diperoleh sesuai **Gambar LD.1** adalah :

$$y = 14,5x - 28606$$

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga indeks pada tahun penghitungan dan perancangan pabrik yaitu tahun penghitungan 2014 dan perancangan pabrik tahun 2030 yaitu :

$$x = 2014$$

$$y = 576,1$$

$$x = 2030$$

$$y = 14,5 (2030) - 28606$$

$$y = 829$$

Contoh perhitungan harga peralatan :

Harga Belt Conveyor Panjang 16 ft dan diameter 14 in pada tahun 2014 adalah US\$ 13.300

Nilai indeks harga tahun 2014 : 576,1

Nilai indeks harga tahun 2030 : 829

Harga satu buah belt conveyor tahun 2030 adalah :

$$= 13.300 \times \left(\frac{829}{576,1} \right)$$

$$= 19.139 \text{ US\$} = \text{Rp } 287.135.180 , -$$

Dengan cara yang sama, diperoleh perkiraan harga peralatan utama dan utilitas seperti yang terlihat pada Tabel LD.2 dan Tabel LD.3 di bawah ini.

Tabel LD.2 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga/Unit (US\$)	2014		2030	
				US\$	Rp	US\$	Rp
1	Warehouse of Raw Material	1	29.194	29.194	437.997.582	42.010	630.272.514
2	Belt Conveyor	2	16.300	32.600	489.097.800	46.911	703.805.027
3	Bucket Conveyor	2	26.500	53.000	795.159.000	76.266	1.144.222.897
4	Crusher	1	68.999	68.999	1.035.191.997	99.289	1.489.627.088
5	Tangki Mixer	2	234.000	468.000	7.021.404.000	673.446	10.103.704.072
6	Reaktor Gasifier	2	409.600	819.200	12.290.457.600	1.178.818	17.685.799.949
7	Desulfurizer	2	246.000	492.000	7.381.476.000	707.981	10.621.842.743
8	Cooler	2	72.500	145.000	2.175.435.000	208.653	3.130.421.133
9	PSA	2	92.000	184.000	2.760.552.000	264.773	3.972.396.473
10	Tangki Gas	3	102.000	306.000	4.590.918.000	440.330	6.606.268.047
11	Hopper	2	39.000	78.000	1.170.234.000	112.241	1.683.950.679
12	Compressor	1	53.500	53.500	802.660.500	76.986	1.155.017.453
13	Pompa	1	64.000	64.000	960.192.000	92.095	1.381.703.121

Total			2.764.299	41.472.777.897	3.977.788	59.678.758.682
--------------	--	--	------------------	-----------------------	------------------	-----------------------

Total harga peralatan proses :

Harga peralatan proses, A : US\$ 3.977.788 = Rp 1.381.703.121.

Biaya transportasi dan asuransi 12,5 % A : US\$ 497.224 = Rp 7.459.844.835

- Pajak bea cukai, 10 % A : US\$ 379.779 = Rp 5.967.479.385 +

Total : US\$ 4.872.791 = Rp 73.106.479.385

Tabel LD.3 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Utilitas

No	Alat	Jumlah	2021			2026	
			US\$	US\$	Rp	US\$	Rp
1	Pompa air sungai ke Bak Penampung	1	8600	8.600	129.025.800,00	12.375	185.666.356,88
2	Bak penampungan Air Sungai	3	20000	60.000	900.180.000,00	86.339	1.295.346.675,92
3	Pompa bak penampungan ke Raw Water	1	8600	8.600	129.025.800,00	12.375	185.666.356,88
4	Tangki Pelarutan Alum	1	14000	14.000	210.042.000,00	20.146	302.247.557,72
5	Pompa Larutan Alum	1	3200	3.200	48.009.600,00	4.605	69.085.156,05
6	Tangki Pelarutan Kapur Tohor	1	14800	14.800	222.044.400,00	21.297	319.518.846,73
7	Pompa Larutan Kapur Tohor	1	3200	3.200	48.009.600,00	4.605	69.085.156,05
8	Tangki Pelarutan kaporit	1	17200	17.200	258.051.600,00	24.751	371.332.713,76
9	Pompa Larutan Kaporit	1	3200	3.200	48.009.600,00	4.605	69.085.156,05
10	Unit Pengolahan Raw Water	1	33200	33.200	498.099.600,00	47.774	716.758.494,01
11	Pompa Raw Water ke Sand filter	1	8600	8.600	129.025.800,00	12.375	185.666.356,88
12	Sand filter	2	36500	73.000	1.095.219.000,00	105.046	1.576.005.122,37
13	Pompa Sand filter ke Bak Air Bersih	1	8600	8.600	129.025.800,00	12.375	185.666.356,88

14	Bak penampungan air bersih	2	30000	60.000	900.180.000,00	86.339	1.295.346.675,92
15	Pompa Bak Air Bersih kedemin Tank	1	8600	8.600	129.025.800,00	12.375	185.666.356,88
16	Demin tank	2	35600	71.200	1.068.213.600,00	102.456	1.537.144.722,10
17	Pompa Demin ke Tangki penyimpanan sementara	1	22500	22.500	337.567.500,00	32.377	485.755.003,47
18	Tangki penyimpanan sementara	1	35600	35.600	534.106.800,00	51.228	768.572.361,05
19	Pompa air masuk Deaerator	1	7500	7.500	112.522.500,00	10.792	161.918.334,49
20	Pompa Plant menuju Cooling Tower	1	9700	9.700	145.529.100,00	13.958	209.414.379,27
21	Cooling tower	1	405800	405.800	6.088.217.400,00	583.941	8.760.861.351,50
22	Pompa cooling ke plant	2	9700	19.400	291.058.200,00	27.916	418.828.758,55
23	Dearator	1	2800	2.800	42.008.400,00	4.029	60.449.511,54
24	Pompa Dearator menuju Boiler	1	7500	7.500	112.522.500,00	10.792	161.918.334,49
25	Boiler	1	1943700	1.943.700	29.161.331.100,00	2.796.958	41.962.755.566,57
Total		31		2.850.500	42.766.051.500	3.383.056	61.539.761.662

Total harga peralatan utilitas :

-	Harga peralatan proses, B	: US\$	3.383.056	= Rp	50.755.986.676	
-	Biaya transportasi dan asuransi, 12 % B	: US\$	422.882	= Rp	6.344.498.335	
-	Pajak bea cukai, 10 % B	: <u>US\$</u>	<u>338.305</u>	= Rp	<u>5.075.598.668</u>	+
	Total	: US\$	4.144.243	= Rp	62.176.083.679	

Tabel LD.4 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Kantor

No	Nama Alat	Jumlah	Harga/Unit (US\$)	2014	
				2014	2030
1	Komputer	33	250	8.250	11.872
2	Meja	53	30	1.590	2.288
3	AC	50	150	7.500	10.792
4	Dispenser	17	25	425	612
5	Kulkas	5	190	950	1.367
6	Mesih Photo Copy	5	500	2.500	3.597
7	Lemari	23	45	1.035	1.489
8	Kursi	300	8	2.400	3.454
9	Papan Tulis	10	10	100	144
Total				24.750	35.615

Total harga peralatan = harga peralatan proses + harga peralatan utilitas + harga peralatan kantor

Total harga peralatan = US\$ 4.872.791 + US\$ 4.144.243 + US\$ 35.615

Total harga peralatan = US\$ 9.052.649

= Rp 135.861.893.568

Pra rancangan pabrik *syngas* dari batu bara. Berdasarkan hal tersebut maka dibutuhkan penghitungan kebutuhan bahan baku yang digunakan.

Kebutuhan bahan baku : 93.209,54 kg/jam

Waktu Operasi pabrik : 300 hari

1.2 Perhitungan Komponen-Komponen Investasi

Perkiraan investasi dihitung dengan menggunakan faktor rasio berdasarkan metode *delivered equipment cost* untuk *fluid processing plant* seperti yang dapat dilihat pada **Tabel LD.4** di bawah ini.

Tabel LD.5 Perhitungan *Capital Investment* Pabrik Syngas

Komponen	%	Biaya (US)	Biaya
<i>Direct Cost</i>			
Biaya peralatan (<i>Equipment</i>)	100%	9.052.649	135.816.893.568
pemasangan alat (39 % <i>Equipment</i>)	45%	4.073.692	61.117.602.105
instrumentasi dan alat kontrol (13 % <i>Equipment</i>)	18%	1.629.477	24.447.040.842
pemasangan pipa (31 % <i>Equipment</i>)	66%	5.974.748	89.639.149.755
Pemasangan instalasi listrik (10 % <i>Equipment</i>)	11%	995.791	14.939.858.292
Bangunan (29 % <i>Equipment</i>)	18%	1.629.477	24.447.040.842
Pengembangan area (10 % <i>Equipment</i>)	10%	905.265	13.581.689.357
Fasilitas pelayanan (55 % <i>Equipment</i>)	70%	6.336.854	95.071.825.497
Lahan (6 % <i>Equipment</i>)	6%	543.159	8.149.013.614
Total Direct Cost		31.141.113	467.210.113.873
<i>Indirect Cost</i>			
<i>Engineering and supervision</i> (32 % <i>Direct Cost</i>)	33%	10.276.567	154.179.337.578
Biaya konstruksi (34 % <i>Direct Cost</i>)	41%	12.767.856	191.556.146.688
Total Indirect Cost		23.044.423	345.735.484.266
Total DC dan IC		54.185.536	812.945.598.139

Biaya kontraktor (18 % <i>Direct Cost and Indirect Cost</i>)	21%	11.378.963	170.718.575.609
Biaya tidak terduga (36 % <i>Direct Cost and Indirect Cost</i>)	42%	22.757.925	341.437.151.218
<i>Fixed Capital Investment</i>		88.322.424	1.325.101.324.967
<i>Work Capital Investment</i>	15%TCI	15.586.310	233.841.410.288
<i>Total Capital Investment</i>		103.908.734	1.558.942.735.255

Sumber : Peters, Tabel 17 Hal 183

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{FCI} &= \text{Total Direct Cost} + \text{Indirect Cost} + \text{Biaya Kontraktor} + \text{Biaya Tak} \\ &\quad \text{Terduga} \\ &= \text{US\$ } (31.141.113 + 23.004.425 + 11.378.963 + 22.757.925) \\ &= \text{US\$ } 88.325.424 \\ &= \text{Rp } 1.325.101.342.967,-\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}\text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} && \text{Dimana WCI} = 0,15 \text{ TCI} \\ \text{TCI} &= \text{FCI} + 0,15 \text{ TCI} \\ (1 - 0,15) \text{ TCI} &= \text{FCI} \\ 0,85 \text{ TCI} &= \text{FCI} \\ \text{TCI} &= \text{FCI} / 0,85 \\ \text{TCI} &= \text{US\$ } 88.325.424 / 0,85 \\ \text{TCI} &= \text{US\$ } 103.908.734 \\ &= \text{Rp } 1.558.942.735.254,84,-\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga WCI} &= 0,15 \text{ TCI} \\ &= 0,15 (\text{US\$ } 103.908.734) \\ &= \text{US\$ } 15.586.310 \\ &= \text{Rp } 233.841.410.288,23,-\end{aligned}$$

2. Sumber Investasi

Sumber investasi atau permodalan berasal dari modal sendiri dan modal pinjaman bank dengan persentase 50 % - 50 %.

$$\begin{aligned}\text{- Modal sendiri} &= 50 \% \times \text{US\$ } 103.908.734 \\ &= \text{US\$ } 51.954.366,97 \\ &= \text{Rp } 779.471.367.627,4,- \\ \text{- Pinjaman bank} &= 50 \% \times \text{US\$ } 103.908.734 \\ &= \text{US\$ } 51.954.366,97 \\ &= \text{Rp } 779.471.367.627,4,-\end{aligned}$$

3. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

3.1 Biaya Bahan Baku

Tabel LD.6 Perhitungan Biaya Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga/kg (\$)	Total Harga (\$)	Total Harga (Rp)
Batu bara	93.209,54	671108652,5726	0,0844	56658347,9934	850045194945,5800
Alum	11,86025848	85393,8611	0,1	8539,3861	128116409,7423
Kaporit	306,193338	2204592,0336	0,4	881836,8134	13230197712,0403
Kapur Tohor	4,446207491	32012,6939	1	32012,6939	480286447,1098
Oksigen	35960,2834	258914040,2947	0,22	5696108,8865	85458721623,8953
ZnO	3836,392612	27622026,8095	1,00	27622026,8095	414413268222,9930
TOTAL	100964,4558	726944082,0001	2,8044	\$90.898.872,5829	Rp1.363.755.785.361,3600

3.2 Gaji Karyawan

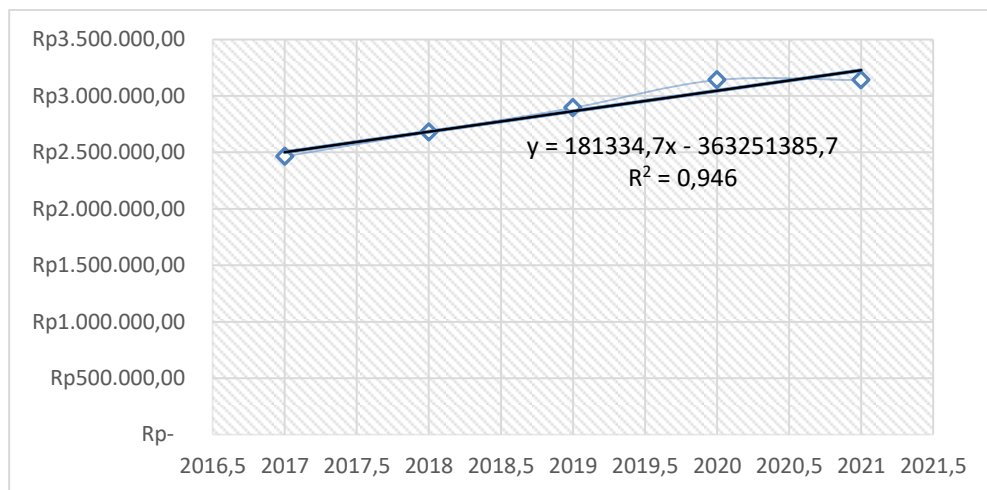
Penentuan gaji karyawan pabrik syngas dari batu bara ini didasarkan pada Upah Minimum Regional (UMR) Kabupaten Kutai Timur, Provinsi Kalimantan Timur pada tahun 2030. Daftar UMR Kabupaten Kutai Timur pada tahun 2017-2021 dapat dilihat pada **Tabel D.6** dan **Gambar LD.2**.

Daftar gaji karyawan Pra Rancangan pabrik syngas dari batu bara dapat dilihat pada **Tabel LD.7**

Tabel D.7 Upah Minimum Regional (UMR) Provinsi Kalimantan Timur

Tahun	Tahun ke-	UMR (Rp)
2017	1	2.464.108
2018	2	2.678.731
2019	3	2.893.833
2020	4	3.140.098
2021	5	3.140.098

Sumber : UMP Sumatera Barat, 2021



Gambar LD.2 Grafik hubungan tahun terhadap UMR Provinsi Kalimantan Timur

Dari Gambar LD.2 didapatkan persamaan regresi yang dapat digunakan untuk menentukan UMR Provinsi Kalimantan Timur pada tahun 2030 yaitu Rp 4.858.055,-

Tabel LD.8 Daftar Gaji Karyawan Pabrik Syngas

Jabatan	Jumlah	sistem gaji	Total/bulan (Rp)	Total/tahun (Rp)
Dewan Komisaris	1	5 X UMR	Rp24.285.550	Rp291.426.600
Direktur Utama	1	3.5 X UMR	Rp16.999.885	Rp203.998.620
Kepala Bagian	7	2,5 x UMR	Rp84.999.425	Rp1.019.993.100
Kepala Seksi	9	1,5 x UMR	Rp65.570.985	Rp786.851.820
Karyawan akutansi dan anggaran	1	1,5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Karyawan pemasaran	1	1,5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Karyawan administrasi dan SDM	3	1,5 x UMR	Rp21.856.995	Rp262.283.940
Karyawan logistik	1	1,5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Karyawan Litbang	1	1.5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Karyawan Teknik	1	1.5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Sekretaris	1	1.5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Kepala satpam	1	1.5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Sopir	2	1 x UMR	Rp9.714.220	Rp116.570.640
Dokter	1	1.5 x UMR	Rp7.285.665	Rp87.427.980
Perawat	2	1.2 x UMR	Rp11.657.064	Rp139.884.768
Karyawan Produksi	27	1.2 x UMR	Rp157.400.992	Rp1.888.811.901
Karyawan Utilitas	16	1.2 x UMR	Rp93.256.512	Rp1.119.078.144
Karyawan Mesin	10	1.2 x UMR	Rp58.296.664	Rp699.559.963
Karyawan Laboratorium dan pengendalian mutu	8	1.2 x UMR	Rp42.742.568	Rp512.910.816
Karyawan Instrumentasi dan	4	1.2 x UMR	Rp23.314.128	Rp279.769.536

Elektrikal				
Satpam	4	1 x UMR	Rp19.428.440	Rp233.141.280
Supervisor	4	1.5 x UMR	Rp29.148.332	Rp349.779.982
Office boy	6	1 x UMR	Rp29.142.660	Rp349.711.920
Total	115		Rp765.143.710	Rp9.181.724.517

Maka, gaji total karyawan selama 1 tahun = Rp **9.181.724.517** = \$ **611.993**

3.3 Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Perhitungan komponen biaya produksi total dapat dilihat pada Tabel LD.9 di bawah ini.

Tabel LD.9 Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Parameter	Fixed Cost (US\$)	Variable Cost (US\$)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Materials (10-50% TPC)		90.898.873
Operating Labor (10-20% TPC)	611.993	
Direct Supervisory (10-20% OL)		61.199
Utilities (10-20% TPC)		25.852.797,40
Maintenance and Repairs (2-10% FCI)	5.299.345	
Operating Supplies (0,5-1% FCI)	662.418	
Laboratory Charges (10-20% OL)		61.199
Patents and Royalties (0-6% TPC)	5.170.559,48	
Total DPC	11.744.316	116.874.069
Fixed Charge		
Depreciation (10% equipment + 2,5% building)	946.002	
Local Taxes (1-4% FCI)	2.208.061	
Insurance (0,4-1% FCI)	618.257	
Total FC	3.772.319	

Plant Overhead Cost		17.235.198
General Expenses		
Administrative cost (2-6% TPC)	6.894.079,31	
Distribution Cost (2-20% TPC)		13.788.158,62
Research and Development (5% TPC)	8.617.599,13	
Financing (0-10% TCI)	5.195.437	
Total General Expenses	20.707.115	13.788.158,62
Total Production Cost	36.223.750	147.897.425

Total Production Cost = Manufacturing Cost + General Expenses

= (Fixed Cost + Variable Cost)

TPC = (2.058.071 + 0,12TPC) + (77.391.861,66 + 0,33 TPC)

TPC = 94.793.590 + 0,45TPC

1-0,45 TPC = 94.793.590

TPC = 172.351.983

= Rp 2.585.796.796.439,-

Sehingga :

- *Direct Production Cost (DPC)* Rp. 1.929.661.617.576
- *Fixed Charge* Rp. 56.596.107.777
- *Plant Overhead Cost* Rp. 258.579.679.644
- *General Expenses* Rp. 310.668.848.442
- *Fixed Cost* Rp. 543.464.924.064
- *Variable Cost* Rp. 2.218.905.073.090

4. Harga Penjualan Produk (Total Sales)

- Produksi Syngas

Kapasitas : 620.000.000 Kg/tahun

Harga jual syngas di pasaran = Rp 6.001,2,-/Kg

Penjualan per tahun = \$ 248.000.000,00,-

Maka, Total Penjualan per tahun = Rp 3.720.743.999.999,99 ,-

5. Analisa Kelayakan Investasi

5.1 Laba

- *Total Capital Investment* (TCI) = Rp 1.558.942.735.254,84,-
- Depresiasi (TCI) = Rp 14.192.865.377,83,-
- Total Penjualan Produk (TS) = Rp 3.720.743.999.999,99,-
- Total Production Cost* (TPC) = Rp 2.585.796.796.439,13,-
- Laba Sebelum Pajak (Laba Kotor)
 - = Total Penjualan – Biaya Produksi
 - = Rp 3.720.743.999.999,99 – Rp 2.585.796.796.439,13
 - = Rp 1.134.947.203.561

Pajak 12.5 %

(Dirjen Pajak)

Laba Bersih = Laba Kotor – (Laba kotor x Pajak)

= Rp1.134.947.203.561- (12,5 % x Rp 1.134.947.203.561)

= Rp 993.078.803.116

5.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate Of Return*)

$$\begin{aligned} ROR &= \frac{\text{lab a bersih}}{TCI} \times 100 \% \\ &= \frac{993.078.803.116}{1.558.942.735.254} \times 100\% \\ &= 63,7\% \end{aligned}$$

5.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Masa *start up* : 2 tahun

Umur pabrik : 10 tahun

Kapasitas produk pabrik selama beroperasi :

Tahun I : 70%

Tahun II : 90%

Tahun III dan seterusnya : 100%

Keuntungan masing-masing kapasitas setelah ditambah depresiasi

1. Kapasitas 70%
 = total penjualan 70% - [{fixed cost + (variable cost x 70%)} + depresiasi]
 = Rp 493.629.459.394 ,-
2. Kapasitas 90%
 = total penjualan 90% - [{fixed cost + (variable cost x 90%)} + depresiasi]
 = Rp 793.997.244.777,02
3. Kapasitas 100%
 = total penjualan 100% - [{fixed cost + (variable cost x 100%)} + depresiasi]
 = Rp 994.181.137.468,05

Jumlah keuntungan selama *start up* adalah = Rp 1.287.626.704.171,97,-

$$\begin{aligned}
 POT &= \text{Massa start up} + \frac{TCI - \text{jumlah keuntungan selama start up}}{\text{keuntungan saat kapasitas 100\%}} \\
 &= 2 + \frac{1.558.942.735.254,84, - - 1.287.626.704.171,97,}{994.181.137.468,05} \\
 &= 2,29 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh POT sebesar 2 tahun 4 bulan

5.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

Fixed Cost = Rp 543.464.924.064,-

Total Sales = Rp 3.720.743.999.999,99 ,-

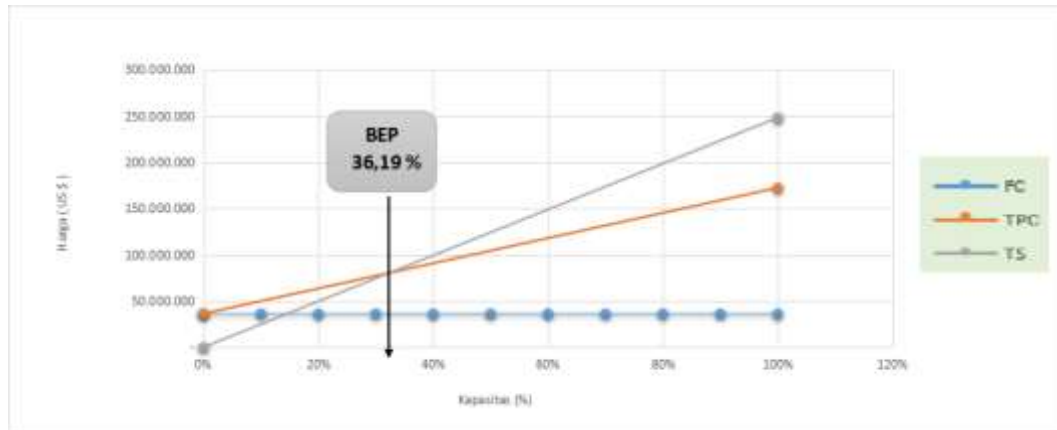
Variabel Cost = Rp 2.218.905.073.090,-

$$BEP = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Total Sales} - \text{Variable Cost}} \times 100 \%$$

BEP

$$= \frac{543.464.924.064}{3.720.743.999.999,99 - 2.218.905.073.090} \times 100 \%$$

$$BEP = 36,19 \%$$



Gambar LD.3 Kurva BEP