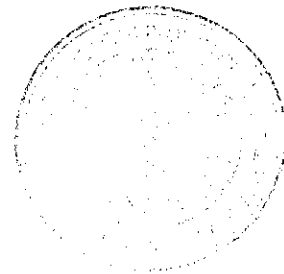
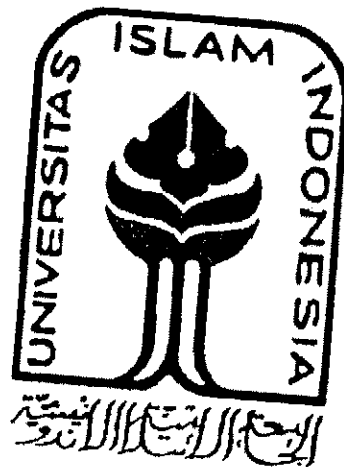


**PRA RANCANGAN
K METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HCI
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Di susun Oleh :

Ika Fajar RN (05 521 019)

Sry Wahyuni (05 521 050)

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2010

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Ika Fajar RN
No. Mahasiswa : 05 521 019

Nama : Sry wahyuni
No. Mahasiswa : 05 521 050

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

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

Jogjakarta, 14 April 2010



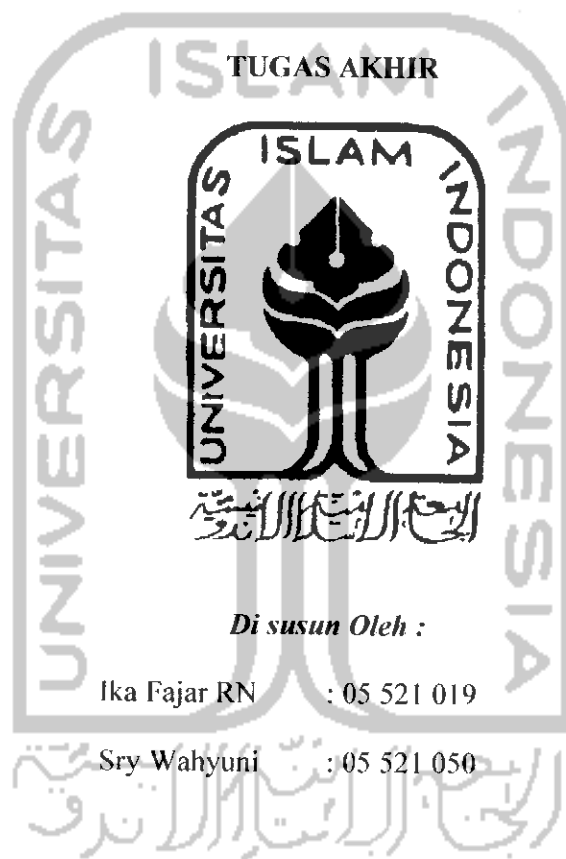
(Ika Fajar RN)



(Sry Wahyuni)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN
PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HCl
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN



Di susun Oleh :

Ika Fajar RN : 05 521 019

Sry Wahyuni : 05 521 050

Jogjakarta, 14 April 2010

Pembimbing

Diana, ST., M. Sc

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN ASAM KLORIDA KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Ika Fajar RN Nama : Sry Wahyuni
No.Mahasiswa : 05 521 019 No.Mahasiswa : 05 521 050

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia
Jogjakarta, 05 Mei 2010

Tim Penguji

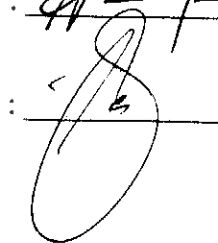
Diana, ST., M.Sc.
Ketua

Arif Hidayat, ST., MT.
Anggota I

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.
Anggota II

: 

: 

: 

Mengetahui
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra. H. Kamariah Anwar, M.Si.

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Wr., Wb.

Segala puji bagi Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Kimia Metil Klorida dari Metanol dan Asam Klorida dengan Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta.

Dengan terselesaikannya laporan tugas akhir ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Gumbolo Hadi Susanto, M.Sc, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, M.Si, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia
3. Ibu Diana, ST., M.Sc, selaku Dosen Pembimbing, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan

4. Ayahanda dan ibunda tercinta serta kakak dan adik kami, atas segala kasih sayang, kepercayaan dan doa yang tiada hentinya.
5. Kepada partnerku atas kerjasamanya dan kekompakannya.
6. Kepada teman-teman Teknik Kimia UII Angkatan 05 atas kebersamaannya.

Penulis sangat mengharapkan kritik dan saran dari pembaca demi kesempurnaan tugas akhir ini, karena penyusun sadar masih banyak kekurangan.

Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi semuanya.

Wassalamualaikum Wr., Wb.

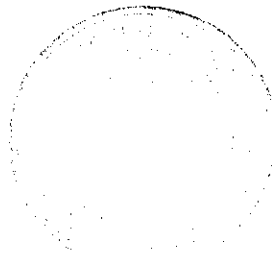
Jogjakarta, 05 Mei 2010

Penyusun

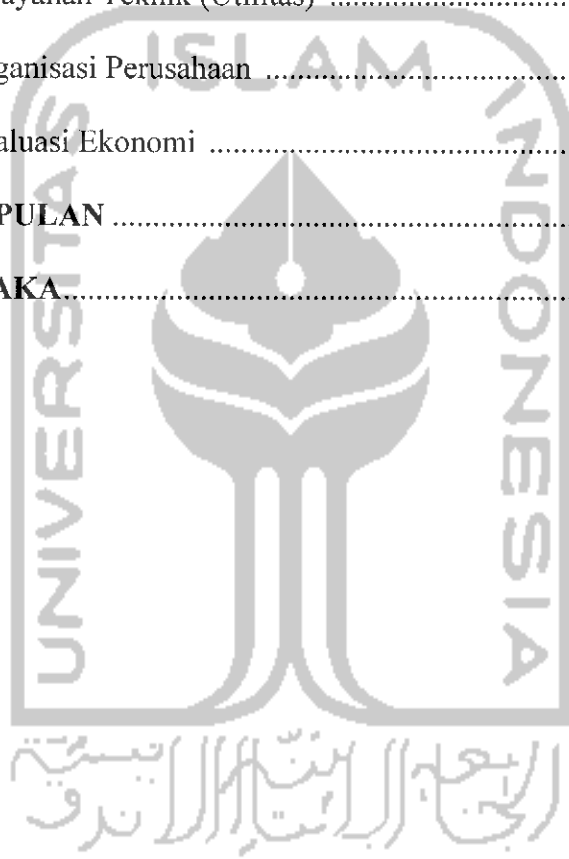


DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Pendahuluan	1
1.2 Tinjauan Pustaka	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	9
2.2 Spesifikasi Bahan	9
2.3 Pengendalian Kualitas	11
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	13
3.2 Metode Penentuan Perancangan	15
3.3 Perencanaan Produksi	47
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	

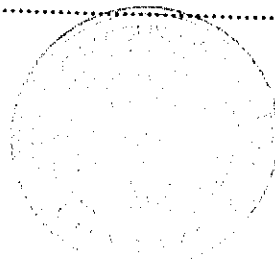


4.1	Lokasi Pabrik	49
4.2	Tata Letak Pabrik	51
4.3	Tata Letak Alat Proses	53
4.4	Alir Proses dan Material	56
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas)	60
4.6	Organisasi Perusahaan	73
4.7	Evaluasi Ekonomi	82
BAB V	KESIMPULAN	104
	DAFTAR PUSTAKA	xiii
	LAMPIRAN	



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Kegunaan metil klorida	1
Tabel 1.2.	Import metil klorida	3
Tabel 3.1.	Neraca massa total	16
Tabel 3.2.	Neraca massa vaporizer 01	17
Tabel 3.3.	Neraca massa separator drum 01	17
Tabel 3.4.	Neraca massa vaporizer 02	17
Tabel 3.5.	Neraca massa separator drum 02	18
Tabel 3.6.	Neraca massa reaktor	18
Tabel 3.7.	Neraca massa separator drum 03	19
Tabel 3.8.	Neraca massa menara distilasi	19
Tabel 3.9.	Neraca panas reaktor	19
Tabel 3.10.	Neraca panas vaporizer 01	20
Tabel 3.11.	Neraca panas vaporizer 02	20
Tabel 3.12.	Neraca panas menara distilasi 01	20
Tabel 4.1.	Penjadwalan kerja masing-masing regu	77
Tabel 4.2.	Daftar gaji karyawan	78
Tabel 4.3.	<i>Harga Index Chemical Engineering Progress</i>	80
Tabel 4.4.	Harga index hasil regresi linier pada berbagai tahun	81
Tabel 4.5.	Total biaya <i>Physical Plant Cost</i>	87
Tabel 4.6.	<i>Fixed Capital Investment</i>	88



Tabel 4.7.	Total <i>Working Capital Investment</i>	90
Tabel 4.8	Total <i>Direct Manufacturing Cost</i>	93
Tabel 4.9.	Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	93
Tabel 4.10.	Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	94
Tabel 4.11.	Total <i>Manufacturing Cost</i>	94
Tabel 4.12.	Total <i>General Expense</i>	95



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik kebutuhan metal klorida	3
Gambar 4.1.	Tata letak pabrik.....	52
Gambar 4.2.	Tata letak alat proses.....	55
Gambar 4.3.	Diagram alir kualitatif.....	58
Gambar 4.4.	Diagram alir kuantitatif.....	59
Gambar 4.5.	Skema unit pengolahan air.....	68
Gambar 4.6.	Skema unit downterm.....	69
Gambar 4.7.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	79
Gambar 4.8.	Grafik index harga.....	90
Gambar 4.9.	Grafik Analisa BEP.....	98

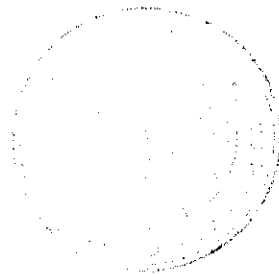
ABSTRACT

Preliminary design of methyl chloride from methanol and hydrogen chloride acid plant is designed with capacity 35.000 tons product / year, with minimum 99,9 % methyl chloride content in the product. This plant will operate 330 days a year. This plant will need 24,35 tons/year methanol as raw material and hydrogen chloride acid of 66,51 tons/year. We plan to build this plant at industrial zone in east Kalimantan, will use about 5 hectar area and 135 total workers..

Production of methyl chloride could be divided into three major step, the first step is raw material preparation, vapourize methanol and hydrogen chloride and make these vapours suitable as reactor feed at 613 K and 1.3 atm. The next step is chemical reaction between methanol vapour and hydrogen chloride acid vapour over alumina gel catalyst with 95 % of methanol is converted to methyl chloride. The last step from methyl chloride production is product purification with minimum 99,9 % methyl chloride content in the product.

This plant will need water about 290,090 kg water/hour, fuel oil about 702,60 kg/hour, and total electricity 217,52 kW. The plant will need total fixed capital investment US\$ 11.107.409,25 = Rp 99.966.683.274,24, and working capital US\$ 16.302.231,55 + Rp 146.720.083.942

This is low risk plant, from economic evaluation we know that net profit after taxes about Rp 15.575.924.221 / year, with Rate of Return on Investment (ROI) 16 % , Pay out Time (POT) 3.91 years, Break Event Point (BEP) 55,06 % design capacity, Shut Down Point (SDP) 25.76 % design capacity, and Discounted Cash Flow (DCF) 14,07 % . Base on these results we have conclusion that this methyl chloride from methanol and hydrogen chloride acid plant with capacity 35.000 tons product/year is interesting.



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Pada dasa warsa terakhir negara Indonesia sedang meningkatkan pembangunan di segala bidang khususnya bidang industri kimia. Metil klorida atau sering disebut klorometan merupakan salah satu bahan kimia yang sangat penting bagi industri kimia di Indonesia.

Metil klorida merupakan salah satu bahan yang sangat dibutuhkan dalam industri silikon, bahan obat – obatan untuk pertanian, bahan dalam industri karet sintesis, sebagai bahan baku pembuatan *methyl cellulose*, pembuatan aditif bahan bakar (*Tetra Ethyl Lead*), dan dapat digunakan sebagai bahan dalam industri pembersih seperti pembersih lantai, dan lain-lain. (Kirk and Othmer, 1977)

Tabel 1.1 Kegunaan metil klorida

No	Industri	Tahun		
		1970	1974	1989
1.	Silikon	38%	50%	74%
2.	Tetramethyllead	38%	30%	-
3.	Buthyl Rubber	5%	5%	2%
4.	Pertanian	-	-	7%
5.	Metyl Selulosa	-	-	6%
6.	Gua ternary amin	-	-	5%
7.	Lain-lain	19%	15%	24%

Sumber : Kirk and Othmer 1989

Kebutuhan metil klorida di dalam negeri cukup besar sehingga untuk mencukupinya masih harus mengimpor dari luar negeri (dari Amerika Serikat dan negara-negara Eropa). Adanya pabrik metil klorida ini diharapkan akan memenuhi kebutuhan dalam negeri. Selain itu akan membuka kesempatan bagi Indonesia menjadi negara pengekspor metil klorida ke luar negeri. Selain itu akan merangsang tumbuhnya industri-industri yang memproduksi metil klorida menjadi bahan lain sehingga perekonomian negara meningkat.

Di samping itu dengan didirikan pabrik ini akan membuat kesempatan terciptanya lapangan kerja baru, dan juga dengan adanya pabrik metil klorida ini akan mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan metil klorida sebagai bahan baku utama di dalam prosesnya. Pendirian pabrik ini didukung dengan adanya pabrik methanol dan HCl di Indonesia sebagai bahan baku utamanya.

1.1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kebutuhan metil klorida dalam negeri dari tahun ke tahun semakin meningkat seiring dengan perkembangan industri yang menggunakannya. Dari data (Balai Pusat Statistik) :

Oleh sebab itu tujuan dari perancangan pabrik adalah untuk memenuhi kebutuhan metil klorida dalam negeri maupun ekspor dengan menggunakan proses reaksi metanol dan asam klorida.

1.1.2 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Rencana pabrik akan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik pada umumnya sebagai berikut :

1.1.2.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

1. Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena bahan baku metanol tidak perlu mengimpor, melainkan dapat diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri dan HCl diperoleh dari PT. Asahimas Subentra Chemical, Cilegon yang memproduksi HCl sebanyak 150.000 ton/tahun

2. Pemasaran

Produk pabrik ini merupakan bahan baku untuk pembuatan silikon, karet sintetis, metil selulosa dan industri pertanian. Pemasarannya diharapkan untuk

mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik, karena Bontang, Kaltim merupakan kawasan industri, maka kebutuhan tersebut diharapkan dapat dipenuhi dengan mudah.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di Bontang, Kaltim akan dapat menyerap tenaga kerja potensial yang cukup banyak terdapat di sekitar lokasi tersebut.

5. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut.

1.1.2.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Area Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan industri Bontang, Kaltim yang relatif tidak padat penduduknya sehingga masih memungkinkan perluasan area pabrik.

2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih di daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

1.2 TINJAUAN PUSTAKA

Metil klorida atau disebut klorometan merupakan senyawa organik yang mengandung gugus klorida dengan rumus CH_3Cl , mempunyai sifat-sifat antara lain berupa zat cair tidak berwarna yang mudah menguap, berbau khas, larut

dalam air, titik didih 249 K sehingga disimpan dalam tekanan 1 atm, dan densitas 353 g/lit. (Perry and Green, 1984)

Metil klorida dapat dibuat dengan beberapa proses, antara lain adalah :

1. Metil klorida dapat dibuat dengan menggunakan bahan baku metana yang diklorinasi dengan gas klorin (Cl_2) pada suhu sekitar $400\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan 20 atm. Reaksi yang terjadi :



Konversi reaksi yang diperoleh cukup tinggi, yaitu sekitar 90 % metana menjadi metil klorida, dengan kemurnian produk akhir mencapai 99 %.

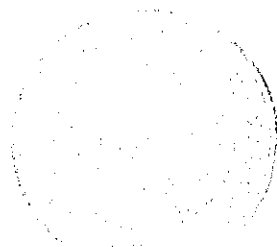
(Kirk and Othmer, 1977)

2. Metil klorida dihasilkan oleh reaksi antara metanol dan asam klorida dengan bantuan katalis, uap metanol dan asam klorida diumpankan secara equimolar yang mana keduanya mengalami penguapan terlebih dahulu.

Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Campuran gas kemudian dimasukkan kedalam reaktor pipa jenis *fixed bed multitube* pada temperature $340\text{-}350\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1,3 atm. Konversi reaksi yang diperoleh cukup tinggi, yaitu 95% metanol menjadi metil klorida, dengan menggunakan katalis alumina gel yang berdiameter 2 mm, kemudian dipisahkan dalam separator dimana fase uap akan di *recycle* ke reaktor dan fase cair diumpankan ke menara distilasi untuk dipisahkan dan dimurnikan dan akhirnya dihasilkan metil klorida dengan kemurnian



99,9% sebagai produk utama dan metanol, air sebagai produk samping. (Faith, dkk, 1955).

Dari perbandingan kedua proses di atas maka pembuatan metil klorida direncanakan dengan menggunakan proses reaksi antara metanol dan asam klorida (proses 2) dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a) Suhu dan tekanan operasi yang digunakan lebih rendah sehingga energi yang dibutuhkan lebih rendah.
- b) Bahan baku yang digunakan memiliki sifat fisis (khususnya titik didih) yang sangat berbeda dari produk (metil klorida) sehingga pemisahan antara produk dan sisa bahan baku yang tidak bereaksi menjadi lebih mudah, dan peralatan yang digunakan menjadi lebih sederhana.
- c) Dengan menggunakan katalisator alumina gel dapat diperoleh konversi dan tingkat kecepatan reaksi yang lebih tinggi. (US Patent 5,321,171 Tahun 1994)
- d) Tingkat kemurnian produk metil klorida yang didapatkan lebih tinggi.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan metil klorida dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Produk (metil klorida)

Rumus molekul	: CH_3Cl
Kenampakan	: Cairan bening tak berwarna
Kelarutan	: Larut dalam air (280 ¹⁶ /100 bagian air)
Berat molekul	: 50,488
Densitas kritis	: 0,353 g/cc
Titik didih normal	: 249 K, (1 atm)
Kemurnian	: 99,9 % metil klorida, 0,1 % impurities.

(Sumber : Coulson and Richardson, volume 6, 2001)

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Bahan Baku

1. Metanol

Rumus molekul	: CH_3OH
Kenampakan	: Cairan bening tak berwarna

Berat molekul	: 32,042
Densitas	: 0,786 g/cc
Kelarutan	: Larut dalam air tidak terhingga
Titik didih normal	: 338 K
Kemurnian	: 96 % metanol, 4 % air.

(Sumber : Coulson and Richardson, volume 6, 2001)

2. Asam klorida

Rumus molekul	: HCl
Kenampakan	: Cairan bening tak berwarna
Berat molekul	: 36,461
Tekanan kritis	: 82,01 atm
Suhu kritis	: 324,6 K
Titik didih	: -85,1 C (Fase Gas)
Fase	: Cair (larutan HCl dalam Air)
Densitas	: 1,475 g/cc
Kemurnian	: 37 %

Kelarutan : Larut dalam air (82,3 bag/1000 bagian air)

(Sumber : Coulson and Richardson, volume 6, 2001)

2.2.2 Bahan Pembantu

Katalisator (alumina gel)

Rumus molekul	: Al_2O_3
Kenampakan	: Padatan silinder

Berat molekul	: 102
True density	: 3,98 g/cc
Porositas	: 0,384
Diameter ekivalen	: 3,696 mm
Luas permukaan	: 200 m ² /g

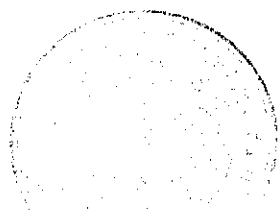
(Sumber : US Patent 5,321,171, 1994)

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu mempertahankan mutu barang merupakan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan.

Untuk mempertahankan dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan :

1. Menjaga kualitas produk dari segi :
 - Kadar produk minimum 99,9 % sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan pasar
 - Performance fisik yang meliputi : bau, warna, packing, dan lain-lain
 - Menjaga kebersihan produk baik saat proses maupun pasca proses
2. Melakukan pengendalian mutu sesuai standar ISO 9001 maupun ISO 14001 baik pada prosesnya maupun dampak lingkungan,. Hal tersebut dapat dilakukan dengan cara :
 - Uji laboratorium produk setiap hari (intern pabrik)
 - Uji produk secara berkala sesuai peraturan standar mutu yang berlaku



- Survei kepada konsumen
3. Memastikan semua peralatan bekerja sesuai dengan fungsinya sehingga dapat diperoleh produk sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik metil klorida perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1 Uraian Proses

Secara garis besar proses pembuatan metil klorida dapat dibagi menjadi 3 tahap proses, yaitu ;

1. Persiapan Bahan baku
2. Proses Reaksi dalam Reaktor
3. Pemisahan dan Pemurnian Produk

1. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan metil klorida dengan fase gas adalah asam klorida dan asam methanol.

Asam klorida dengan kadar 37 % berat diumpankan dari tangki penyimpan 01 yang bekerja pada suhu 305 K, tekanan 1 atm diumpankan ke dalam vaporizer 01 yang bekerja pada tekanan 1,3 atm dengan suhu 308,27 K untuk diuapkan. Hasil keluar vaporizer 01 yang berupa campuran uap cair kemudian dipisahkan dalam separator drum 01. Hasil atas separator yang berupa uap kemudian

diumpangkan ke reaktor, sedangkan hasil bawah separator yang berupa cairan di recycle kembali ke vaporizer 01 untuk diuapkan.

Methanol dengan kadar 96% berat diumpangkan dari tangki penyimpanan 02 yang bekerja pada suhu 310,2810 K, tekanan 1,3 atm, diumpangkan ke dalam vaporizer 02 untuk diuapkan. Hasil keluar vaporizer 02 yang berupa campuran uap cair kemudian dipisahkan dalam separator drum 02. Hasil atas separator yang berupa uap kemudian diumpangkan ke reaktor, sedangkan hasil bawah separator yang berupa cairan di recycle kembali ke vaporizer 02 untuk diuapkan.

2. Reaksi dalam Reaktor

Gas campuran metanol dengan asam klorida bersama dengan gas recycle dari separator drum 03 (SD-03) diumpangkan melalui bagian atas reaktor *fixed bed multitube* di mana reaksi akan terjadi dengan bantuan katalisator Alumina Gel setelah sebelumnya umpan gas dipanaskan dengan memanfaatkan panas gas keluar reaktor hingga suhu 623 K.

Reaktor bekerja pada tekanan umpan 1,3 atm dan suhu umpan 613-623 K. Reaktor bekerja secara nonisotermal nonadiabatis. Dalam reaktor terjadi reaksi antara metanol dan asam klorida membentuk metil klorida dengan konversi total 95% terhadap metanol. Reaksi berjalan eksotermis sehingga perlu pendinginan untuk menjaga suhu reaksi agar tidak melampaui batas batas yang sudah ditentukan, pendingin yang digunakan adalah Dowterm A cair.

3. Pemisahan dan Pemurnian Produk

Gas keluar reaktor yang masih bersuhu tinggi kemudian didinginkan dan dimanfaatkan panasnya untuk memanaskan umpan reaktor. Setelah didinginkan gas keluar reaktor kemudian di embunkan sebagian di kondensor 01 (CD-01) yang bekerja pada suhu 316 K tekanan 1,3 atm. Hasil keluar kondensor yang berupa campuran uap-cair selanjutnya diumpankan ke separator drum 03 (SD-03) untuk memisahkan gas dan cairan. Hasil gas keluar SD-03 selanjutnya diumpankan kembali ke reaktor bersama umpan HCl, sedangkan hasil bawah SD-03 yang berupa cairan selanjutnya diumpankan ke menara distilasi 01 (MD-01) untuk dimurnikan. Hasil atas menara distilasi 01 yang berupa metil klorida dengan kemurnian 99,9 % dengan suhu 289,4726 K kemudian diumpankan dalam tangki penyimpan produk (TP-03). Sedangkan hasil bawah menara distilasi 01 yang berupa air, methanol dan sedikit metil klorida kemudian dibuang ke unit pengolahan limbah.

3.2 Metode Penentuan Perancangan

Pengaturan perencanaan pendirian pabrik metil klorida dari bahan baku metanol dan asam klorida dengan kapasitas 35.000 ton/tahun meliputi : neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat.

3.2.1 Penentuan Neraca Massa

Pengaturan neraca massa pendirian pabrik metil klorida dari bahan baku metanol dan asam klorida dengan kapasitas 35.000 ton/tahun meliputi :

1. Neraca massa total
2. Neraca massa vapourizer 01
3. Neraca massa vapourizer 02
4. Neraca massa reaktor
5. Neraca massa separator drum 03
6. Neraca massa menara distilasi 01

Basis Perhitungan Neraca Massa :

Kapasitas Produk : 35.000.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

Basis Perhitungan : 1 jam

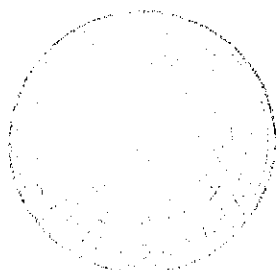
$$= \left[\frac{35.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \times \left[\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right] \left[\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 4.419,1919 \text{ kg/jam}$$

1. Neraca Massa Total

Tabel 3.1 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Produk	Limbah
HCl	3.191,4149	-	-
CH ₃ Cl	-	4.414,7727	4,4129
CH ₃ OH	2.952,2335	3,3111	144,3006
H ₂ O	5.330,0551	1,1034	6.905,7963
		4.419,1875	7.054,5161
Total	11.473,7036	11.473,7036	



2. Vaporizer 01

Tabel 3.2 Neraca massa Vapourizer 01 (VP-01)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Tangki-01	Recycle SD-01	
HCl	3.191,41	797,85	3.989,26
H ₂ O	5.207,04	1301,76	6.508,80
	8.398,46	2.099,61	
Total	10.498,07		10.498,07

3. Separator Drum 01 (SD-01)

Tabel 3.3 Neraca massa Separator Drum 01

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Top (inlet Reaktor)	Bottom(recycle)
HCl	3.989,26	3.191,41	797,85
H ₂ O	6.508,80	5.207,04	1301,76
		8.398,46	2.099,61
Total	10.498,07	10.498,07	

4. Vaporizer 02 (VP-02)

Tabel 3.4 Neraca massa Vaporizer 02

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Tangki-02	Recycle SD-02	
CH ₃ OH	2.952,23	738,05	3.690,29
H ₂ O	123,01	30,75	153,76
	3.075,24	768,81	
Total	3.844,05		3.844,05

5. Separator Drum 02 (SD-02)

Tabel 3.5 Neraca massa Separator Drum 02

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Top (inlet Reaktor)	Bottom(recycle)
CH ₃ OH	3.690,292	2.952,2335	738,0584
H ₂ O	153,7622	123,0097	30,7524
		3.075,2432	768,8108
Total	3.844,0541	3.844,0541	

6. Reaktor Fixed Bed Multitube (RK-01)

Tabel 3.6 Neraca massa Reaktor Fixed Bed Multitube (RK-01)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Masuk	Recycle SD-03	
HCl	3191.4149	167,9692	167,9692
CH ₃ Cl	-	-	4.419,1919
CH ₃ OH	2.952,2335	-	147,6117
H ₂ O	5.330,0551	-	6.906,9000
	11473.7036	167.9692	
Total	11.641,6728		11.641,6728

7. Separator Drum 03 (SD-03)

Tabel 3.7 Neraca massa Separator Drum 03

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Top (recycle)	Bottom (inlet MD)
HCl	167,96	167,96	-
CH ₃ Cl	4.419,19	-	4.419,19
CH ₃ OH	147,61	-	147,61
H ₂ O	6.906,90	-	6.906,90
		167,96	11.473,70
Total	11.641,67		11.641,67

8. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.8 Neraca massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Top (produk)	Bottom (limbah cair)
CH ₃ Cl	4.419,19	4.414,77	4,41
CH ₃ OH	147,61	3,31	144,30
H ₂ O	6.906,90	1,10	6.905,79
		4.419,18	7.054,51
Total	11.473,70		11.473,70

3.2.2 Neraca Panas

1. Neraca Panas Reaktor 01

Tabel 3.9 Neraca Panas Reaktor

No	Arus	Masuk, kJ/j	Keluar, kJ/j
1	Panas Masuk	1.357.123,96	
2	Panas Keluar		1.356.572,14
3	Panas Reaksi	3.192,55	
4	Panas Diambil Pendingin		3.744,34
	Jumlah	1.360.316,4896	1.360.316,4896

2. Neraca Panas Vaporizer 01

Tabel 3.11 Neraca Panas Vaporizer 01

No	Arus	Masuk, kJ/j	Keluar, kJ/j
1	Panas Masuk	11.898.084,53	
2	Panas Keluar		6.470.429,88
3	Beban Panas	884.392,31	
4	Panas Penguapan		6.312.046,96
	Jumlah	12.782.476,84	12.782.476,84

3. Neraca Panas Vaporizer 02

Tabel 3.12 Neraca Panas Vaporizer 02

No	Arus	Masuk, kJ/j	Keluar, kJ/j
1	Panas Masuk	3.094.473,74	
2	Panas Keluar		2.330.727,63
3	Beban Panas	5.548.300,85	
4	Panas Penguapan		6.312.046,96
	Jumlah	8.642.774,60	8.642.774,60

4. Neraca Panas MD-01

Tabel 3.14 Neraca Panas MD 01

No	Arus	Masuk. kJ/j	Keluar. kJ/j
1	Umpan Masuk	807.647,89	
2	Hasil atas		281.065,63
3	Hasil Bawah		1.054.482,35
4	Condensor		2.342.219,28
5	Reboiler	2.870.119,37	
	Jumlah	3.677.767,27	3.677.767,27

3.2.3 Spesifikasi Alat

1. Tangki Penyimpanan Asam klorida (TP-01).

Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam klorida dalam fase cair untuk kebutuhan 15 hari sebanyak 8.398,46 kg/jam

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 305 K
- Tekanan : 1 atm
- Kondisi : Fase cair

Tipe : Tangki silinder tegak dengan *conical roof, flat bottom*

Kapasitas tangki : 3.987,33 m³

Jumlah : 1 buah

Diameter : 24 m

Panjang : 9 m

Tebal head : 1,5 in

Bahan Konstruksi : *Stainless steel AISI-316*

Harga : \$ 659.148,81

2. Tangki Penyimpanan CH₃OH (TP-02).

Fungsi : Menyimpan bahan baku metanol dalam fase cair untuk kebutuhan 1 hari sebanyak 3.075,24 kg/jam.

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 305 K
- Tekanan : 1 atm
- Kondisi : Fase cair

Tipe : Tangki silinder tegak dengan *conical roof, flat*

bottom

Kapasitas tangki : 8.631,05 m³

Jumlah : 1 buah

Diameter : 32 m

Tinggi : 12 m

Tebal *head* : 2 in

Bahan Konstruksi : *Carbonsteel SA-283 grade C*

Harga : \$ 64.459,70

3. Tangki Metil Klorida (T-03)

Fungsi : Menyimpan produk metil klorida selama 15 hari
sebanyak 4.419,18 kg/jam.

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 305 K
- Tekanan : 1 atm
- Kondisi : Fase cair

Tipe : Tangki silinder tegak dengan *conical roof, flat*

bottom

Kapasitas tangki : 4.991,86 m³

Jumlah : 1 buah

Diameter : 26 m
 Panjang : 9,8 m
 Tebal *head* : 4,5 in
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade C*
 Harga : \$ 45.655,70

4. Vaporizer - 01 (VP-01)

Fungsi : Mengubah fase Asam klorida umpan reaktor dari fase cair ke fase uap pada suhu 308,27 K dan tekanan 1 atm sebanyak 10.498,07 kg/jam

Tipe : *Horizontal Heat Exchanger with natural circulation.*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI 316*

Jumlah : 1 buah

o Panjang : 12 ft

Shell Side :

o Diameter dalam : 25 in

o Jumlah pass : 1

o *Baffle spacing* : 7,5 in

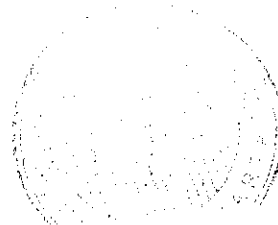
Tube Side :

o Diameter luar : 1 in

o Diameter dalam : 0,870 in

o Jumlah pass : 2

o Jumlah *tube* : 294 buah



- BWG : 16
- *Pitch* : 1,25 in
- Harga : \$ 12.402,31

5. Vaporizer-02 (VP-02)

- Fungsi : Mengubah fase metanol umpan reaktor dari fase cair ke fase uap pada suhu 310,28 K dan tekanan 1,3 atm sebanyak 3.844,05 kg/jam
- Tipe : *Horizontal 1-1 Heat Exchanger with natural circulation.*
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Jumlah : 1 buah
- Panjang : 12 ft
- Shell Side* :
- Diameter dalam : 17,25 in
 - Jumlah pass : 1
 - *Baffle space* : 5,175 in
- Tube Side* :
- Diameter luar : 1 in
 - Diameter dalam : 0,87 in
 - Jumlah pass : 2
 - Jumlah *tube* : 118 buah

- o BWG : 16
- o *Pitch* : 1,25 in
- Harga : \$ 5.447,78

6. Separator Drum-01 (SP-01)

- Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer-01 pada suhu 308,27 K sebanyak 8.398,46 kg/jam uap dan 2.099,61 kg/jam cair.
- Tipe : *Tangki vertical*
- Jumlah : 1 buah
- Dimensi separator :
- o Diameter *Shell* : 1,36 m
 - o Tinggi *Shell* : 1,88 m
 - o Tebal *Shell* : 0,18 in
 - o Tebal *Head* : 0,18 in
 - o Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI-316*
- Harga : \$ 14.159,28

7. Separator Drum-02 (SD-02)

- Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer-02 pada suhu 310,28 K sebanyak 3.075,24 kg/jam uap dan 768,81 kg/jam cair.
- Tipe : *Tangki vertical*

Jumlah : 1 buah

Dimensi separator :

- Diameter *Shell* : 0,75 m
- Tinggi *Shell* : 1,57 m
- Tebal *Shell* : 0,18 in
- Tebal *Head* : 0,1875 in

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 18.424,12

8. Reaktor-01 (RK-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi uap metanol dan asam klorida menjadi metil klorida sebanyak 11.641,67 kg/jam.

Tipe : *Fixed Bed Multitube*

Jumlah : 1 buah

Kondisi : Non-adiabatis non-isotermal

- Tekanan : 1,3 atm
- Suhu masuk : 613 K
- Suhu keluar : 623K
- Fase : Gas dengan katalis padat

Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI 316*

Tebal dinding : 0,25 in

Tebal *head* : 0,25 in

Katalis :

- Jenis : *Alumina*
- Bentuk : Padatan Gel Silinder
- Densitas katalis : $3,98 \text{ g/cm}^3$
- Diameter : 0,36 cm
- Tebal isolasi : 0,06 Btu/jam

Diameter kolom : 1,42 m

Tinggi reaktor : 5,78 m

Harga : \$ 95.756,79

9. Separator Drum - 03 (SD-03)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari Condensor-01 pada suhu 316 K sebanyak 167,96 kg/jam uap dan 11.473,70 kg/jam cair.

Tipe : Tangki silinder horisontal

Jumlah : 1 buah

Dimensi separator :

- Diameter : 0,30 m
 - Panjang : 2,85 m
 - Tebal *Shell* standar : 0,18 in
 - Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI 316*
- Harga : \$ 23.345,98

10. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan dan memurnikan produk metil klorida pada suhu 289,46 K dan tekanan 3,6 atm sebanyak 4.419,18 kg/jam

Tipe : *Sieve Tray*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

○ Puncak menara : Suhu = 289,46 K

Tekanan = 3,6 atm

○ Dasar menara : Suhu = 414,46 K

Tekanan = 3,8 atm

○ Umpan menara : Suhu = 346,49 K

Tekanan = 3,7 atm

Jumlah plate : 21 plate

Lokasi umpan masuk : Stage ke - 10 dari puncak menara

Tray spacing : 0,3 m

Diameter atas : 0,6 m

Diameter bawah : 1,4 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal *shell* standar : 4/16 in

Tebal *head* standar : 4/16 in

Tinggi kolom : 10,5 m

Harga : US\$ 71.532,17

11. Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan reaktor dari 344,30 K menjadi 613 K sebelum masuk ke reaktor sebanyak 11.641,67 kg/jam, dengan media pemanas hasil reaksi keluar reaktor.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Stainless Steel AISI 316*

Luas transfer panas : 2.181,64 ft²

Dirt Factor (Rd) : 0,0072 jam ft² °F/Btu

Shell Side :

○ *Hot fluid* : Umpan reaktor

○ ID : 25 in

○ Pass : 2 pass

Tube Side :

○ *Cold fluid* : Gas keluar reaktor

○ ID : 0,87 in

○ OD : 1 in

○ BWG : 16

○ Panjang : 16 ft

○ Jumlah pipa : 241 pipa

○ Pass : 4 pass

○ *Pitch* : 1,25 in triangular pitch

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 15.968,74

12. Condensor (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan sebagian gas keluar Heat Exchanger 04 dengan *chilled water* bersuhu 278 -

288 K.

Jenis : *Horizontal shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 1,3 atm

Luas transfer panas : 1.840,15 ft²

UD : 49,27 Btu/jam.ft².°F

Uc : 67,09 Btu/jam.ft².°F

Dirt Factor (Rd) : 0,0054 jam ft².°F/Btu

Shell Side :

○ *Cold fluid* : *Chilled water*

○ ID : 10 in

○ Pass : 1 pass

Tube Side :

○ *Hot fluid* : Keluar Heat Exchanger 03

○ ID : 0,48 in

○ OD : 0,75 in

○ BWG : 15

○ Panjang : 12 ft

- Jumlah pipa : 65 pipa
- Pass : 1 pass
- *Pitch* : 1 in triangular pitch

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 17.412,81

13. Cooler 01

Fungsi : Mendinginkan fluida sebanyak 11.641,67 kg/jam dari reaktor ke cooler-2

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 4.637.875,65 kJ/jam

Luas transfer panas : 235,39 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida panas : metil klorida, metanol, HCl dan air

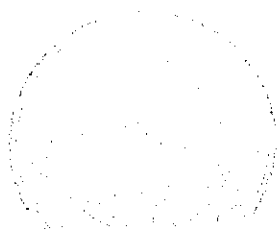
Ukuran :

- ID : 10 in
- *Baffle space* : 5 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :



- Jumlah *tube* : 61
- OD : 0,75 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0064 hr.ft².°F/Btu

Bahan : *Stainlees Steel AISI 316*

Harga : \$ 1.671,39

14. Cooler 02

Fungsi : Mendinginkan dari cooler-01 ke kondensor-01
sebanyak 11.641,67 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 1.813.288,31 kJ/jam

Luas transfer panas : 300,61 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida panas : metil klorida, metanol, HCl dan air

Ukuran :

- ID : 12 in
- *Baffle space* : 6 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : *Chilled water*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 92
- OD : 0,75 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,004 hr.ft².°F/Btu

Bahan : *Stainless Steel AISI 316*

Harga : \$ 1.935,57

15. Heat Exchanger 02 (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan menara distilasi (MD-01) dari 351,2 K menjadi 396,6 K dengan memanfaatkan gas keluar reaktor

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Luas transfer panas : 31,89 ft²

Inner Pipe

- Fluida dingin : metil klorida, metanol, air

Ukuran :

- NPS : 1,5
- Diameter luar : 1,90 in

- Diameter dalam : 1,61 in

Anulus

- Fluida panas : gas keluar reaktor

Ukuran :

- NPS : 2
- Diameter luar : 1,90 in
- Diameter dalam : 1,61 in
- *Dirt Factor min* : 0,003 hr.ft².F/Btu
- *Dirt Factor available* : 0,007 hr.ft².F/Btu

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 2.290,53

16. Heat Exchanger 03 (HE-03)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan masuk tangki penyimpanan dari 289,47 K menjadi 305 K dengan memanfaatkan gas keluar reaktor

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Luas transfer panas : 2,25 ft²

Inner Pipe

- Fluida dingin : metil klorida, methanol, air

Ukuran :

- NPS : 1,5
- Diameter luar : 1,90 in
- Diameter dalam: 1,61 in

Anulus

○ Fluida panas : gas keluar reaktor

Ukuran :

○ NPS : 2

○ Diameter luar : 1,90 in

○ Diameter dalam : 1,61 in

○ *Dirt Factor min* : 0,003 hr.ft².F/Btu

○ *Dirt Factor available* : 0,007 hr.ft².F/Btu

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 2.290,53

17. Condensor (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap produk atas menara distilasi (MD-01) dengan media pendingin *chilled water* bersuhu 278 - 288 K.

Jenis : *Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 3,6 atm

Luas transfer panas : 1.743,3904 ft²

Dirt Factor (Rd) : 0,0033 jam ft² °F/Btu

Shell Side :

○ *Cold fluid* : *Chilled water*

○ ID : 35 in

- Pass : 1 pass
- Tube Side* :
- *Hot fluid* : Destilat
- ID : 1,11 in
- OD : 1,25 in
- BWG : 15
- Panjang : 15 ft
- Jumlah pipa : 357 pipa
- Pass : 1 pass
- *Pitch* : 1,56 in triangular pitch
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 8.689,05

18. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01 untuk dikembalikan ke menara

Tipe : *Kettle Reboiler*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 315,48 ft²

Dirt Factor (Rd) : 0,0044 jam ft² °F/Btu

Shell Side :

- *Cold fluid* : Hasil bawah MD-01 yang diuapkan
- ID : 13,25 in

<i>Tube Side</i>	:
○ <i>Hot fluid</i>	: Steam
○ OD	: 0,75 in (= 0,02 m)
○ ID	: 0,606 in (= 0,0153 m)
○ BWG	: 15
○ Panjang	: 16 ft
○ Jumlah <i>tube</i>	: 109 pipa
○ <i>Pitch</i>	: 1 in triangular pitch
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 5.727,3374

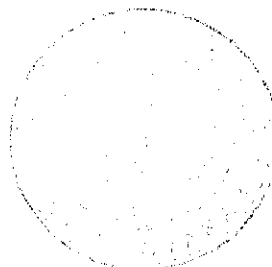
19. Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara cairan hasil kondensasi CD-02 agar arus refluk dan destilat MD-01 stabil.

Tipe : Tangki *silinder horizontal*

Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

- Diameter : 10,6498 m
- Panjang : 4,2146 m
- Volume : 1700,87 m³
- Suhu : 289 K
- Tekanan : 3,6 atm
- Waktu tinggal : 5 menit
- Tebal *Shell* standar : 1/4 in



- o Tebal *Head* standar : 5/16 in

Harga : US\$ 212.079,05

20. Pompa (P-01)

- Fungsi : Untuk memompa Asam klorida ke tangki penyimpanan (TP-01) saat pengisian tangki dengan tekanan 1 atm sebanyak 503.907,61 kg/jam
- Ketentuan : Tangki diisi 15 hari sekali dan dapat diisi selama 6 jam dengan sebuah pompa
- Jenis : *Centrifugal Pump*
- Tipe : *Axial flow impeller single stage*
- Bahan : *Stainless Steel AISI 316*
- Kapasitas : 6.203,47 gpm
- Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 3.000 rpm
- Ukuran pipa :
- o NS : 18 in
 - o Sch No : 40
 - o OD : 18 in
 - o ID : 17,25 in
 - o Head pompa : 17,91 meter
 - o Power pompa : 49,47 HP
 - o Power motor : 55 HP
- Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 7.021,55

21. Pompa (P-02)

Fungsi : Untuk memompa metanol ke tangki penyimpanan (TP-02) saat pengisian tangki dengan tekanan 1 atm sebanyak 12.300,97 kg/jam

Ketentuan : Tangki diisi 1 hari sekali dan dapat diisi selama 6 jam dengan sebuah pompa

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Axial flow impeller single stage*

Bahan : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 206,06 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.750 rpm

Ukuran pipa :

○NPS : 3 in

○Sch No : 40

○OD : 3,5 in

○ID : 3,06 in

○Head pompa : 10,94 meter

○Power pompa : 1,18 HP

○Power motor : 1,25 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 910,44

22. Pompa (P-03)

Fungsi	: Untuk memompa HCl dari tangki penyimpanan (TP-01) ke VP-01 dengan tekanan 1,3 atm sebanyak 8.398,46 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Axial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Stainlesstel AISI 316</i>
Kapasitas	: 103,39 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750rpm
Ukuran pipa:	
○NPS	: 2 in
○Sch No	: 40
○OD	: 2,38 in
○ID	: 2,06 in
○Head pompa	: 22,45 meter
○Power pompa	: 2,06 HP
○Power motor	: 2,5 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 601,92

23. Pompa (P-04)

Fungsi	: Untuk memompa metanol (CH_3OH) dari tangki penyimpanan (TP-02) ke VP-02 dengan tekanan 1,3 atm sebanyak 3.075,24 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbonsteel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 51,5160 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa :	
o NPS	: 1,25 in
o Sch No	: 40
o OD	: 1,66 in
o ID	: 1,38 in
o Head pompa	: 19,6255 meter
o Power pompa	: 0,8819 HP
o Power motor	: 1 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 39

24. Pompa (P-05)

Fungsi	: Untuk memompa dan menekan cairan dari SD-03 ke MD-01 dengan tekanan 3,7 atm sebanyak 11.473,70 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Radial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbonsteel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 146,6168 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
oNPS	: 2,5 in
oSch No	: 40
oOD	: 2,88 in
oID	: 2,46 in
oHead pompa	: 69,89 meter
oPower pompa	: 7,81 HP
oPower motor	: 9,0 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 742,27

25. Pompa (P-06)

Fungsi	: Untuk memompa cairan dari Accumulator ke menara distilasi (MD-01) sebanyak 4.419,18 kg/jam
--------	--

Ketentuan	: Proses kontinyu
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	: <i>Carbonsteel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 57,9799 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 300 rpm
Ukuran pipa	:
o NPS	: 1,5 in
o Sch No	: 40
o OD	: 1,9 in
o ID	: 1,61 in
o Head pompa	: 10,80 meter
o Power pompa	: 0,5978 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 425,41

26. Pompa (P-07)

Fungsi	: Untuk memompa cairan dari Accumulator ke tangki penyimpanan 03 sebanyak 4.419,18 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Axial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbonsteel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 57,9777 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 300 rpm

Ukuran pipa :

oNPS : 1,5 in

oSch No : 40

oOD : 1,9 in

oID : 1,61 in

Head pompa : 10,80 meter

Power pompa : 0,59 HP

Power motor : 0,75 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 425,41

27. Pompa (P-08)

Fungsi : Untuk memompa cairan dari bawah menara destilasi (MD) ke reboiler sebanyak 7.054,51 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Radial flow impeller single stage*

Bahan : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 94,30 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.750 rpm

Ukuran pipa :

oNPS : 2 in

oSch No : 40

- OD : 2,38 in
- ID : 1,06 in
- Head pompa : 9,86 meter
- Power pompa : 0,41 HP
- Power motor : 7,5 HP

Jumlah : 1 buah
 Harga : US\$ 569,61

28. Pompa (P-09)

- Fungsi : Mengalirkan cairan dari tangki penyimpanan ke penjualan (truk) sebanyak 4.419,18
- Ketentuan : Proses kontinyu
- Jenis : *Centrifugal Pump*
- Bahan : *Carbonsteel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 57,9777 gpm
- Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 300 rpm
- Ukuran pipa :
- NPS : 1,5 in
- Sch No : 40
- OD : 1,9 in
- ID : 1,61 in
- Head pompa : 10,80 meter
- Power pompa : 0,59 HP

oPower motor	: 0,75 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 429,09

29. Pompa (P-10)

Fungsi	: Untuk memompa cairan dari reboiler ke unit pengolahan limbah lisebanyak 7.054,51 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Axial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbonsteel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 94,3083 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
oNPS	: 2 in
oSch No	: 40
oOD	: 2,38 in
oID	: 2,06 in
oHead pompa	: 9,86 meter
oPower pompa	: 0,41 HP
oPower motor	: 7,5 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 569,61

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedang faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi dua kemungkinan :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran lain.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain

- a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

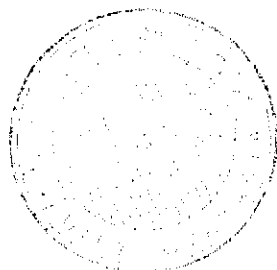
Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilan meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

Perencanaan target produksi:

1. Tahun pertama ditargetkan sudah dapat beroperasi sampai 80% kapasitas produksi total.
2. Tahun kedua ditargetkan sudah dapat beroperasi sampai 100% kapasitas produksi total sampai tahun kedelapan.
3. Tahun kedelapan sampai tahun kesepuluh produksi agak menurun karena peralatan sudah agak tua maka pada tahun kedelapan sampai tahun kesepuluh sudah direncanakan untuk mendirikan pabrik baru sebagai pengembangan, tetapi hal-hal tersebut sangat tergantung kepada perkembangan perekonomian dan pasar.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik.

Lokasi suatu pabrik merupakan unsur yang kuat dalam menunjang atau tidaknya suatu industri. Diperlukan pertimbangan yang mendalam dari berbagai faktor guna memilih lokasi pabrik. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Lokasi pabrik ditentukan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku.

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variabel yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Pabrik harus didirikan pada suatu daerah di mana bahan baku mudah diperoleh atau paling tidak tersedia sarana transportasi yang memadai.

2. Pemasaran.

Lokasi pabrik diusahakan cukup dekat dengan lokasi pemasaran, atau paling tidak tersedia sarana transportasi yang cukup untuk mengangkut produk ke konsumen karena produk pabrik ini sebagian besar digunakan dalam industri, maka lokasi pabrik diusahakan dekat dengan lokasi industri yang menggunakan metil klorida.

3. Tersedianya utilitas yang cukup.

Pabrik harus didirikan di daerah yang menyediakan utilitas yang cukup terutama sumber air bersih dan sumber energi.

4. Tersedianya tenaga kerja.

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

5. Letak daerah

Pabrik harus didirikan di daerah kawasan industri yang cukup jauh dari pemukiman penduduk, sehingga masyarakat tidak terganggu oleh limbah, dan polusi yang ditimbulkan oleh pabrik.

6. Faktor keamanan

Pabrik harus didirikan di daerah yang aman, baik aman secara alamiah maupun aman ditinjau dari segi sosial politik. Pabrik harus didirikan di daerah stabil, tidak rawan gempa, kekuatan angin stabil, tekstur tanah kuat, dan aman dari bencana alam yang lain. Selain itu secara sosial politik harus aman, tidak sering terjadi kerusuhan.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik dipilih di daerah Bontang, Kalimantan Timur.

Dipilihnya Bontang, sebagai lokasi pendirian pabrik dengan pertimbangan :

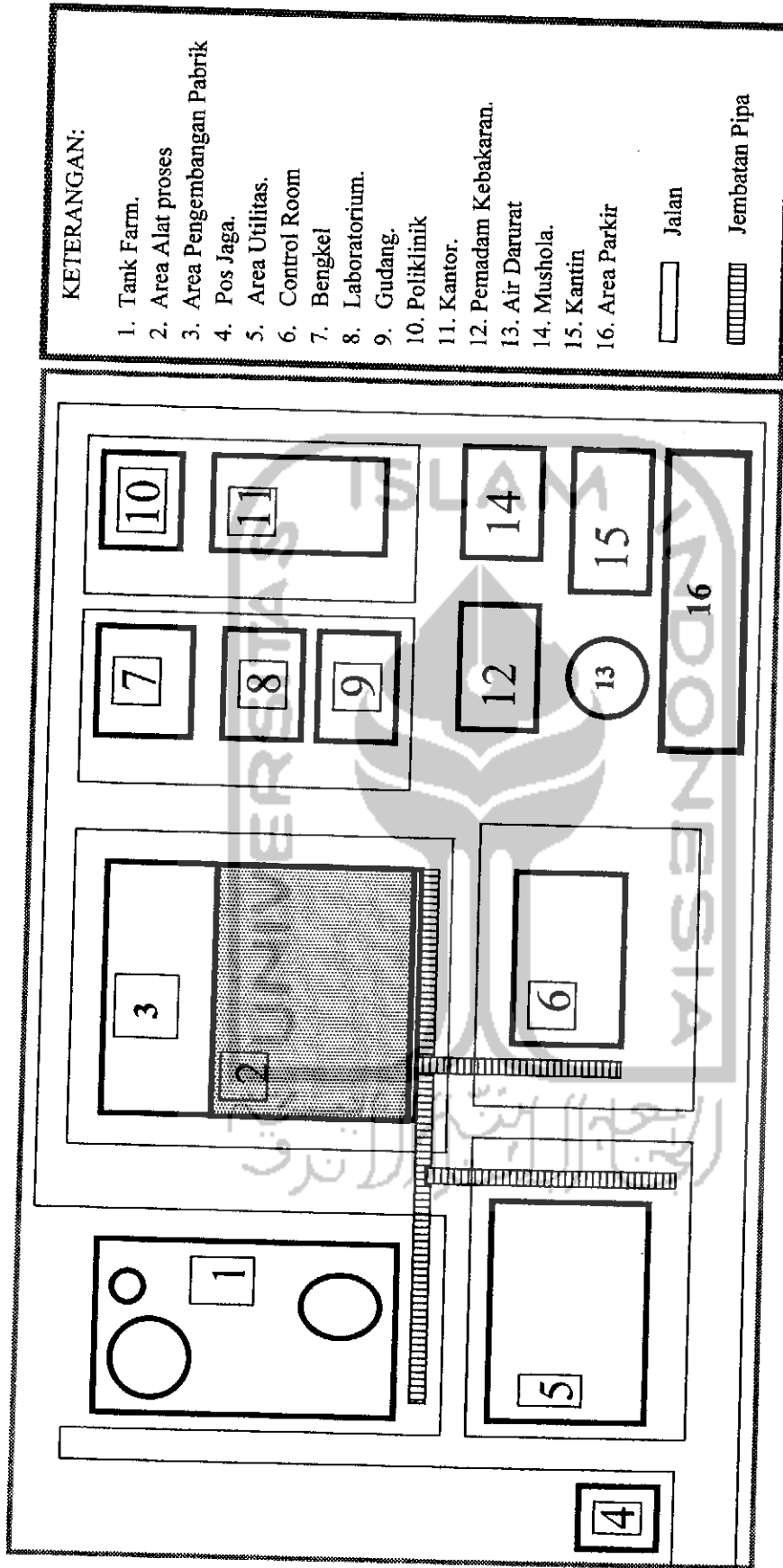
- Di Bontang ada industri yang menghasilkan metanol sebagai bahan baku
- Di Bontang banyak industri yang menggunakan bahan baku metil klorida

- Di Bontang terdapat pelabuhan yang cukup besar sehingga dapat memperlancar distribusi produk maupun pembelian bahan baku karena sebagian bahan baku didatangkan dari Cilegon.

4.2 Tata Letak Pabrik

Sistem tata letak pabrik meliputi area proses, sumber tenaga, kantor, bengkel, gudang, unit pengolahan limbah, dan sebagainya. Hal-hal yang harus diperhatikan sebagai berikut:

1. Alat-alat dikelompokkan dalam unit-unit alat proses, sehingga bila terjadi kecelakaan pada suatu alat tidak akan merambat ke alat yang lain. Setiap unit alat di kelompokkan dalam suatu blok yang dibatasi jalan.
2. Setiap unit minimal dapat dicapai melalui dua jalan dalam pabrik.
3. Jarak antara jalan dengan unit proses cukup, sehingga alat proses aman, tidak terkena kendaraan yang melalui jalan.
4. Jarak antara dua peralatan cukup jauh, minimal sama dengan diameter alat yang besar, hal ini memudahkan dalam perawatan dan pembersihan.
5. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari alat-alat proses, sehingga terjamin operasi yang aman.
6. Susunan pabrik memungkinkan distribusi air dan bahan lain secara lancar, cepat, dan ekonomis.
7. Susunan peralatan memungkinkan adanya perluasan dan pengembangan pabrik.



Skala 1 : 1000
 Gambar 4.1 Tata letak pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, di mana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu-lintas bekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja sehingga perlu juga diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi

gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

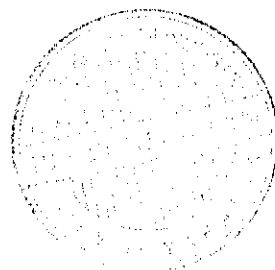
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya. sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

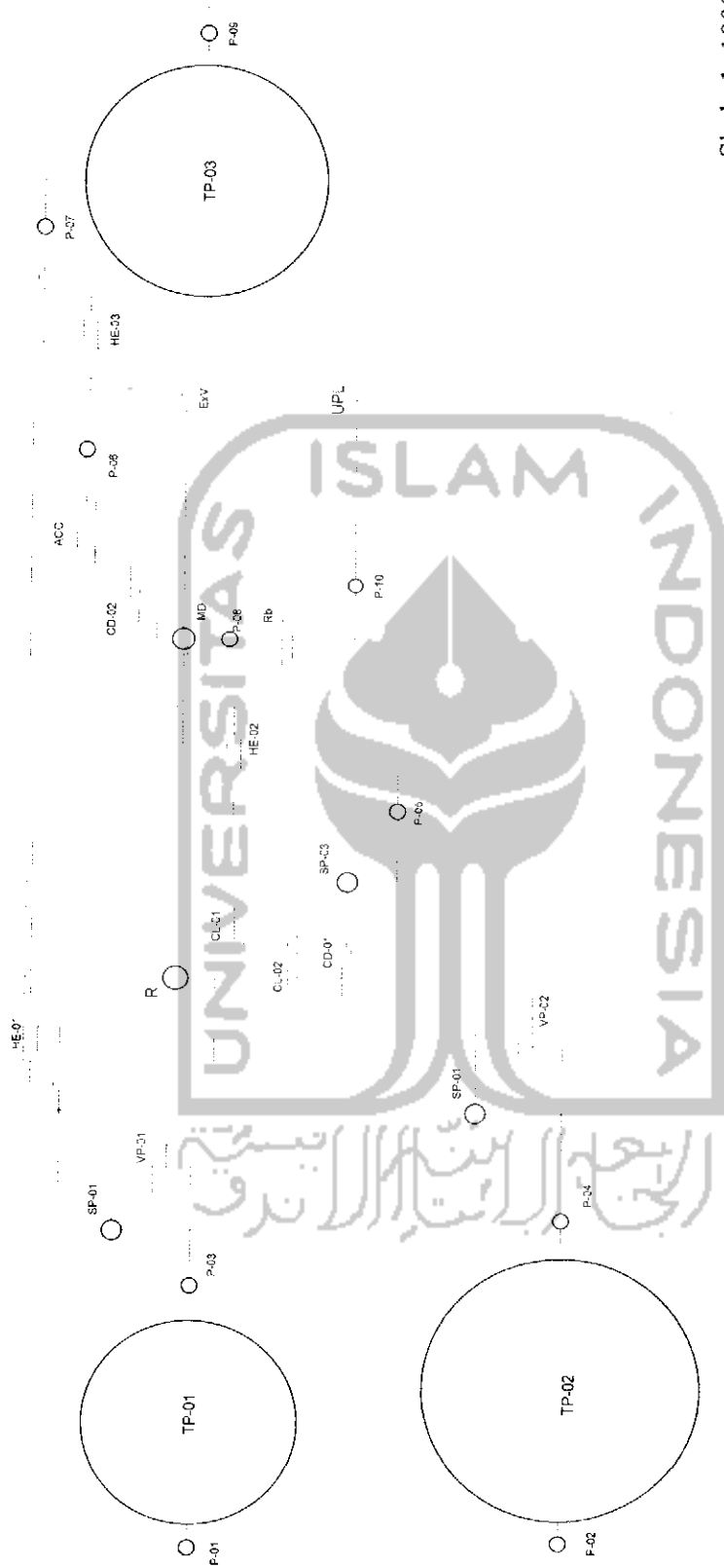
Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
3. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.

5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Berikut gambar peta situasi pabrik yang dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (*equipment lay out*) pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan kapasitas produksi 35.000 Ton/Tahun.





Skala 1: 1000

Gambar 4.2 tata letak alat proses

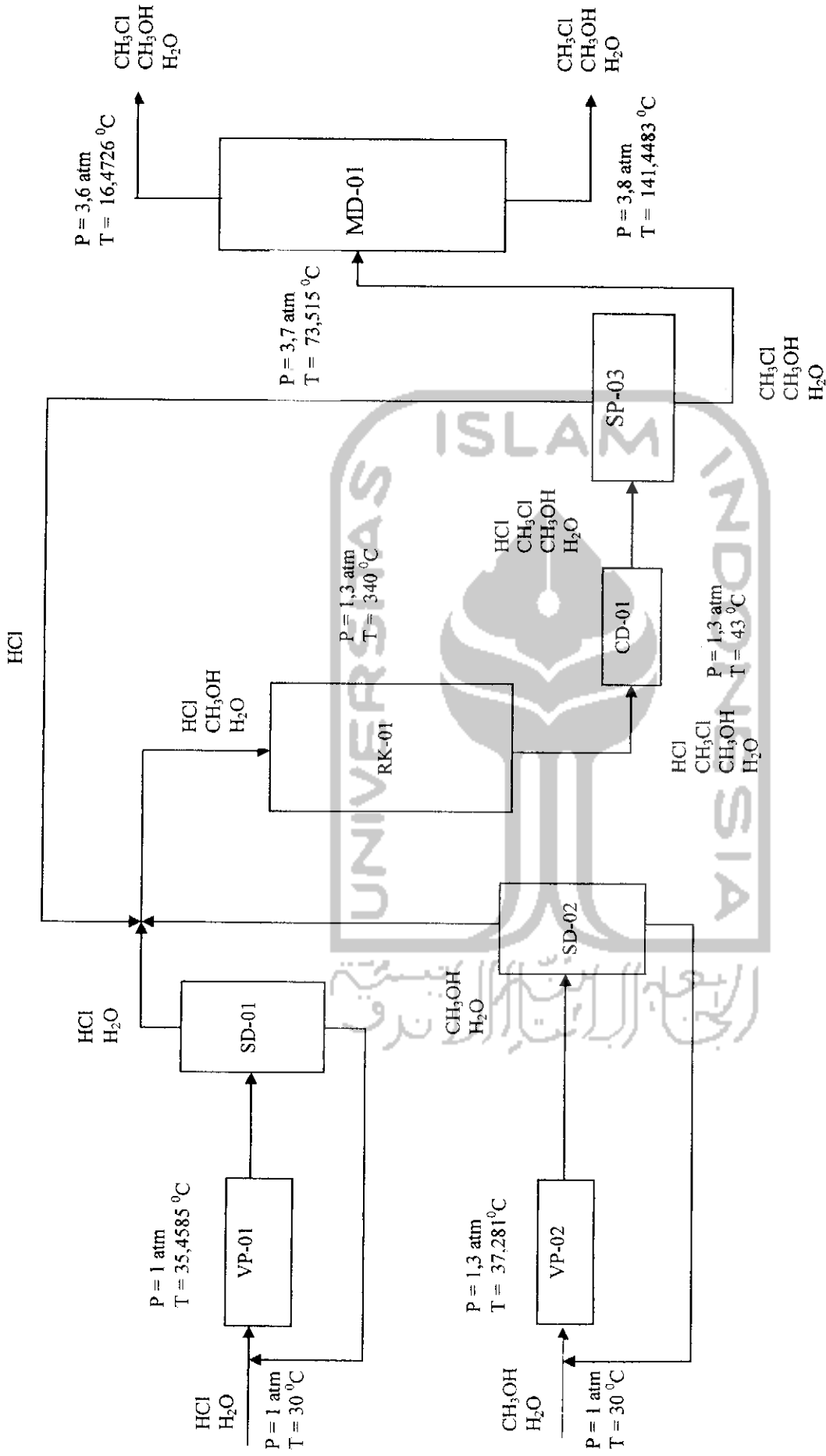
4.4 Alir Proses dan Material

Pembuatan metil klorida secara garis besar dapat dijelaskan sebagai berikut:

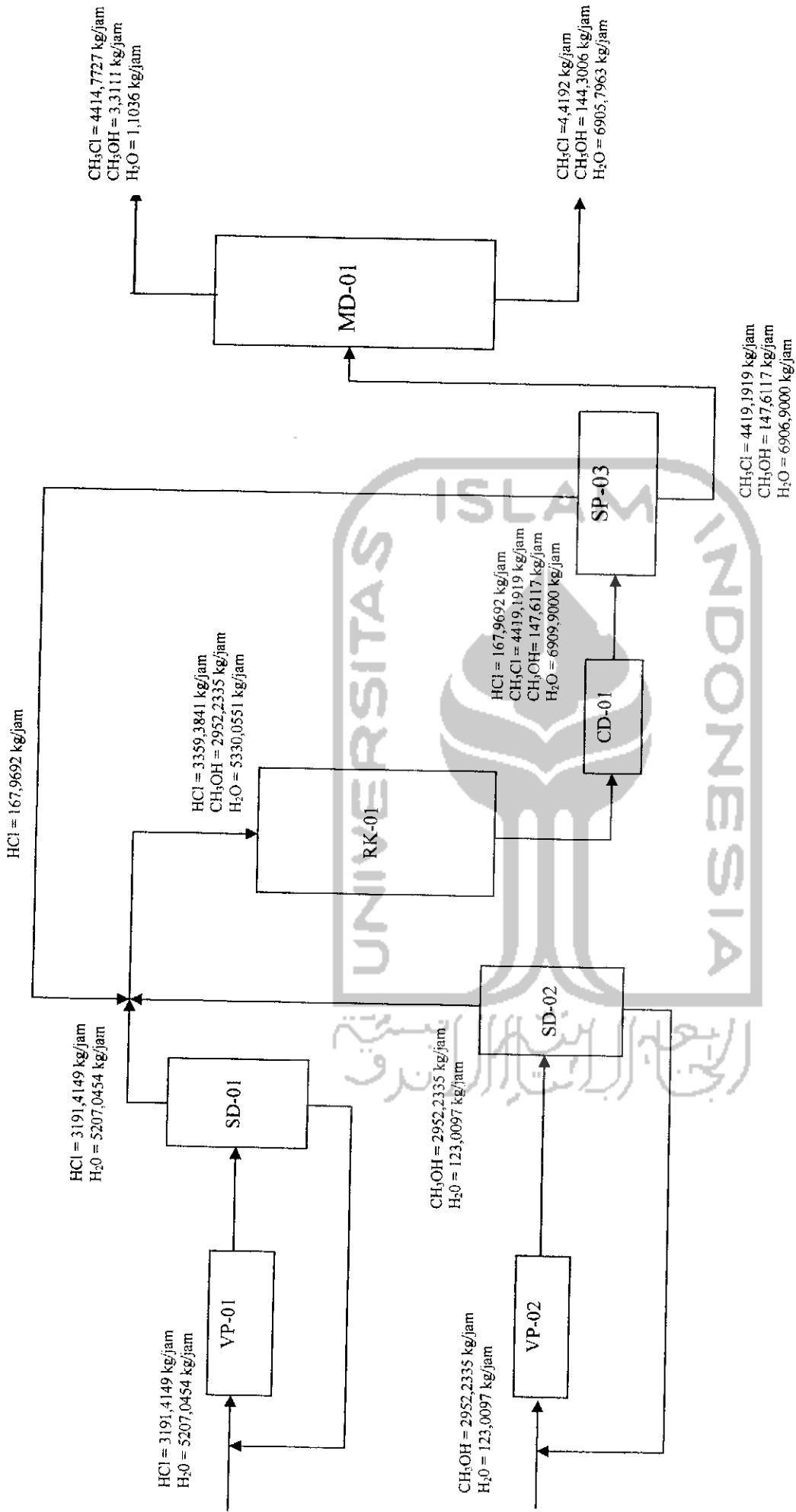
- Bahan baku yang berupa hydrogen klorida (HCl) sebesar 3.191,41 kg/jam, metanol (CH₃OH) sebesar 2.952,23 kg/jam, serta air (H₂O) sebesar 5.330,05 kg/jam, dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan memakai katalis Al₂O₃ (7.565,75 kg) . Reaktor yang dipakai adalah *fixedbed multitubulator reactor* dilengkapi dengan pendingin. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis dengan suhu 623 K dan tekanan 1,3 atm.
- Bahan keluar reaktor berupa CH₃Cl (4.419,19 kg/jam), CH₃OH (147,61 kg/jam), HCl (167,96 kg/jam), H₂O (6.906,90 kg/jam) dialirkan ke separator drum 03. Hasil bawah SD-03 dialirkan ke menara distilasi 01 untuk proses pemurnian CH₃Cl (4.414,77 kg/jam) dengan kadar produk 99,9% sedangkan hasil atas dari SD-03 yang berupa HCl (167,96 kg/jam) kemudian direcycle ke reaktor untuk diuapkan kembali.
- Setelah dari menara distilasi 01 (MD-01), hasil atas yang berupa metil klorida (CH₃Cl) sebesar (4.414,77 kg/jam) kemurnian 99,9% dengan suhu 289,47 K, CH₃OH (3,3111 kg/jam), H₂O (1,1036 kg/jam) kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan produk (TP-03). Sedangkan hasil bawah menara distilasi 01 yang masih banyak mengandung metanol (CH₃OH) sebesar (144,30 kg/jam), CH₃Cl (4,41 kg/jam), dan H₂O (6.905,79 kg/jam)

- Pada Unit Pengolahan Limbah untuk menghilangkan metanol dan metil klorida dapat dilakukan dengan cara :
 - Diencerkan dulu baru dibuang ke lingkungan.
 - Metanol, metil klorida dan air dimasukkan ke dalam *stripper* untuk memisahkan air, metil klorida dan metanol. Pada alat *stripper* air akan turun ke bawah sedangkan metanol dan metil klorida akan naik ke atas karena didorong oleh udara untuk kemudian dibakar.





Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Fungsi : Menyediakan bahan baku dan penunjang untuk kebutuhan sistem produksi di seluruh pabrik.

Meliputi :

1. Kebutuhan air
2. Kebutuhan uap jenuh
3. Tenaga listrik
4. Udara tekan dan udara pabrik
5. Kebutuhan Dowtherm A
6. Bahan bakar

4.5.1 Unit Pengolahan Air

Penggunaan air :

- *Chilled water*
- Air minum perumahan dan pabrik
- *Air hydrant*
- *Air make-up* bebas mineral untuk pembuatan uap jenuh

A. Uraian Proses dan Peralatan

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat di *recycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- a. Air untuk pendingin (*Chilled water*) = 290.090,11 kg/jam.
- b. Air umpan boiler = 10.567,59 kg/jam.
- c. Air untuk keperluan rumah tangga = 2.187,50 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 302.845,20 kg/jam

Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di vaporizer dan reboiler sebanyak 40.451,98 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler utilitas. Sebelum masuk boiler, air harus dihilangkan kesadahnya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk boiler air dilewatkan dalam ion exchanger dan deaerasi terlebih dahulu.

1) Bak Pengendapan Awal

Untuk mengendapkan kotoran kasar dalam air, kerena adanya grafitasi.

Kolam penampung berupa kolam dari semen yang berfungsi mengendapkan kotoran dan mengurangi kekeruhan

2) Tangki Tawas

Berfungsi untuk menyiapkan dan menyimpan larutan alum.

Fungsi alum : mengikat kotoran menjadi flok-flok kecil

Batasan operasi yang diinginkan :

- pH 6,5 – 7,7
- kekeruhan 5 – 200 ppm

Jumlah alum diperlukan = 1,10 kg/j

3) Tangki Flokulator

Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan ke dalam *Clarifier*. *Clarifier*

Berbentuk tangki terbuka dan berpengaduk yang berfungsi sebagai penjernihan air dimana kekeruhan dan koloid yang terlarut mengendap menjadi lumpur dan dibuang dengan *blowdown* (bahan yang sengaja dibuang untuk menghindari akumulasi bahan kimia terlalu tinggi).

Proses terjadinya Flokulasi :

- Koloid $\text{Al}(\text{OH})_3$ yang bermuatan positif akan menyerap partikel tersuspensi yang bermuatan negative
- Setelah menyerap partikel negatif $\text{Al}(\text{OH})_3$ mengendap membentuk lumpur.

4) Tangki larutan Abu soda Na_2CO_3

Berfungsi untuk mengikat logam yang terkandung dalam air

Jumlah Na_2CO_3 yang dibutuhkan : 1,10 kg/jam

5) *Sand filter*

Alat ini berfungsi untuk meyaring partikel-partikel yang tidak terendapkan pada *Clarifier* karena ukurannya kecil atau terlalu ringan juga berfungsi mengurangi kadar Cl_2 dalam cairan . Hasil yang diinginkan keluar alat ini :

- $Cl_2 < 0,5$ ppm
- kekeruhan < 1 ppm

Regenerasi dilakukan setiap hari dengan cara *back washing* umumnya setelah *pressure drop* mencapai 1 atm.

Tahapan regenerasi adalah sebagai berikut :

- *Drain down* yaitu mengurangi level cairan dalam vessel
- *Back washing* yaitu mengalirkan air dari bawah yang berfungsi mengaduk lumpur yang mengendap di permukaan pasir dan mengeluarkan lumpur dari sand filter.
- *Rinse* yaitu membuang lumpur yang masih tertinggal di *sand filter* dengan mengalirkan air lagi dengan arah seperti saat servis.

6) Bak Penampungan Air Bersih

Berfungsi untuk menampung sementara air yang akan digunakan sebagai pendingin, perumahan, hydrant dan keperluan lain.

Volume air yang di tampung : $529,55 \text{ m}^3$

Maka ukuran bak :

- Panjang Bak : 18,78 m
- Kedalaman Bak : 3 m
- Lebar Bak : 9,39 m

7) Tangki larutan Kaporit $\text{Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$

Fungsi Cl_2 (Kaporit) : sebagai disinfektan, membunuh bakteri dan memecah zat-zat organik yang berbentuk koloid yang susah diikat oleh alum.

Jumlah Cl_2 dibutuhkan = 0,16 kg/j

8) Tangki rumah tangga dan kantor

Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampungan air bersih

Volume tangki : $96,73 \text{ m}^3$

Maka ukuran tangki :

- Diameter : 4,97 m
- Tinggi : 4,97 m

9) Tangki larutan H_2SO_4

Berfungsi untuk menyiapkan dan menyimpan larutan H_2SO_4 untuk regenerasi ion excanger.

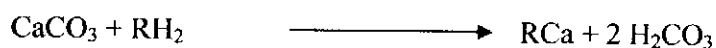
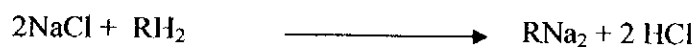
Kebutuhan larutan H_2SO_4 : 3,99 kg/bulan

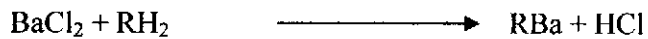
10) *Cation exchanger*

Berfungsi untuk melunakkan air dengan mengikat kation-kation yang terikat dalam air yang dapat menimbulkan *scaling* pada pembangkit *steam*.

Resin yang digunakan adalah resin C-300 RH_2

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :





Regenerasi dilakukan bila resin sudah jenuh (pada analisis *conductivity* dan silika menunjukkan kenaikan). Regenerasi dilakukan dengan larutan asam sulfat encer. Reaksi yang terjadi :

Hasil yang diinginkan dari alat ini :

pH 3,2 – 3,3

free mineral acid 30 – 60 ppm

Volume bed C-300 $\text{RH}_2 = 0,02 \text{ ft}^3$

11) Anion exchanger

Berfungsi untuk melunakkan air dengan cara menghilangkan ion negatif (CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- , SiO_3^-) penyebab kesadahan air dan menggantinya dengan ion OH^-

Resin yang digunakan adalah resin C-500 dengan notasi $\text{R}(\text{OH})_2$

Regenerasi dilakukan dengan mengalirkan larutan NaOH encer.

Hasil yang diinginkan :

pH 8,3 – 9,3

silika < 0,1 ppm

Volume C-500 = 19.387,12 grain

12) Tangki Hidrasin

Berfungsi untuk menyiapkan dan menyimpan hidrasin untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen, terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

Volume tangki : $0,04 \text{ m}^3$

Diameter : 0,30 m

Tinggi : 0,60 m

13) Deaerator

Berfungsi sebagai tempat penghilangan gas yang dapat menyebabkan korosi pada dinding pembangkit *steam* dan *steam line*, yaitu O_2 dan CO_2 . Dalam alat ini ditambahkan hidrasin sebagai *deaeration agent* untuk menaikkan pH untuk menekan korosifitas menjadi minimum.

Reaksi yang terjadi :



Hasil yang diinginkan:

- pH 9,0 – 9,6
- kekeruhan < 0,1 ppm
- hidrazin 0,02 – 0,2 ppm

Tipe : Rascing ring

Jenis : Stone ware

Ukuran : 0,25 in

14) Tangki NaH_2PO_4

Berfungsi untuk menyiapkan dan menyimpan NaH_2PO_4 untuk mencegah timbulnya kerak diboiler

Kebutuhan larutan NaH_2PO_4 : 125,54 kg/tahun

15) Tangki Air Umpan Boiler

Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler.

Kedalam tangki ini ditambahkan hidrasin dan NaH_2PO_4 untuk mencegah terjadinya korosi dan kerak dalam boiler.

Maka digunakan tangki :

- Diameter : 3,38 m
- Tinggi : 3,38 m

16) Tangki bahan bakar

Berfungsi untuk menyimpan bahan bakar

Tipe alat : tangki silinder Vertikal

Volume : 504.444,52 lt

Diameter : 9,17 m

Tinggi : 9,17 m

17) Cooling tower

Berfungsi mendinginkan kembali *cooling water* dari pabrik. *Cooling water* berjenis *natural deck tower*

18) Tangki Kondensat

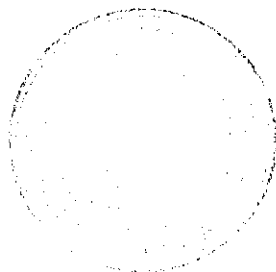
Berfungsi menampung air yang dikembalikan pada proses pemanasan dan air dari

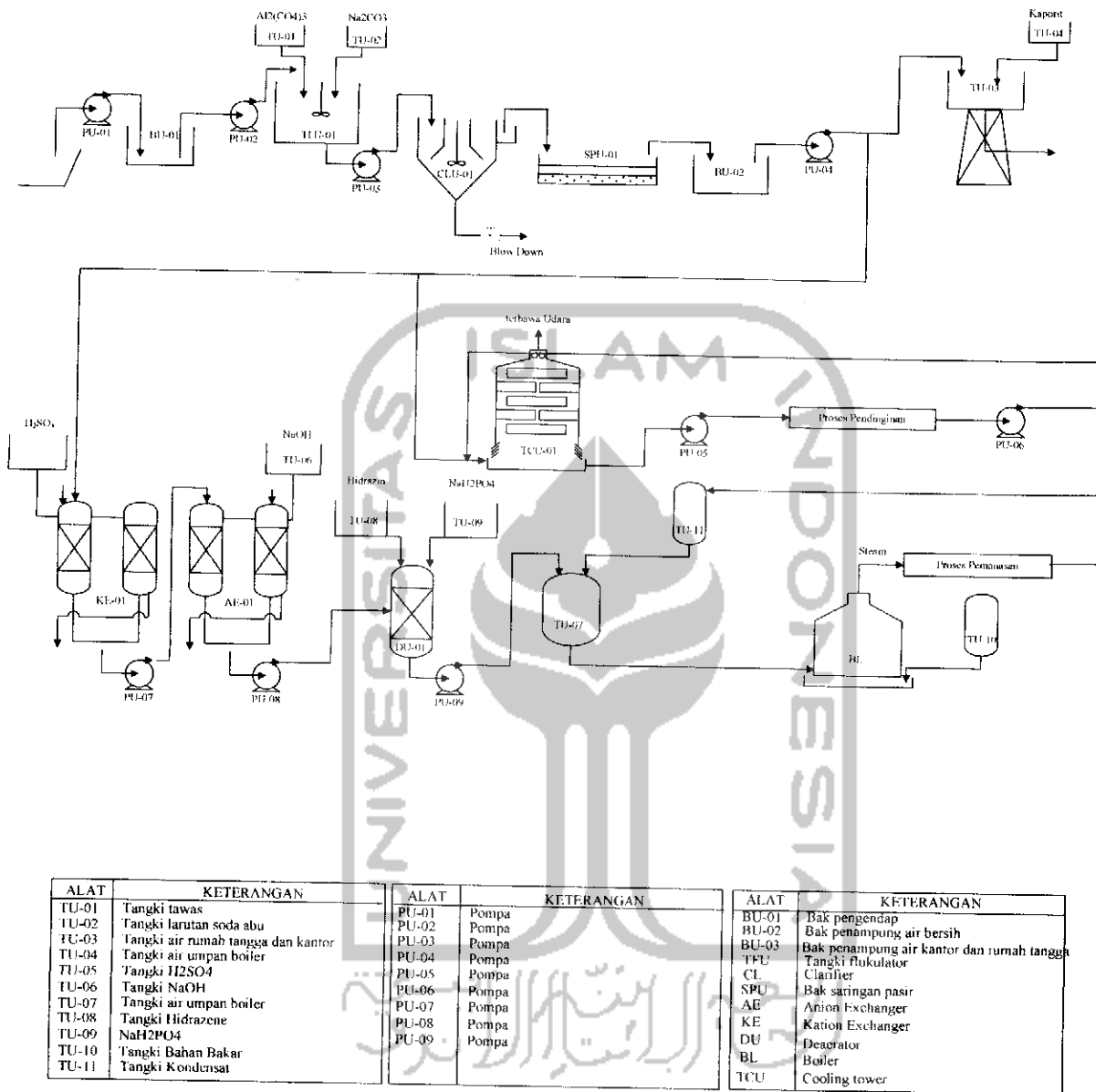
Deaerator

Volume Cairan : 1.112,37 lt

Diameter : 1,19 m

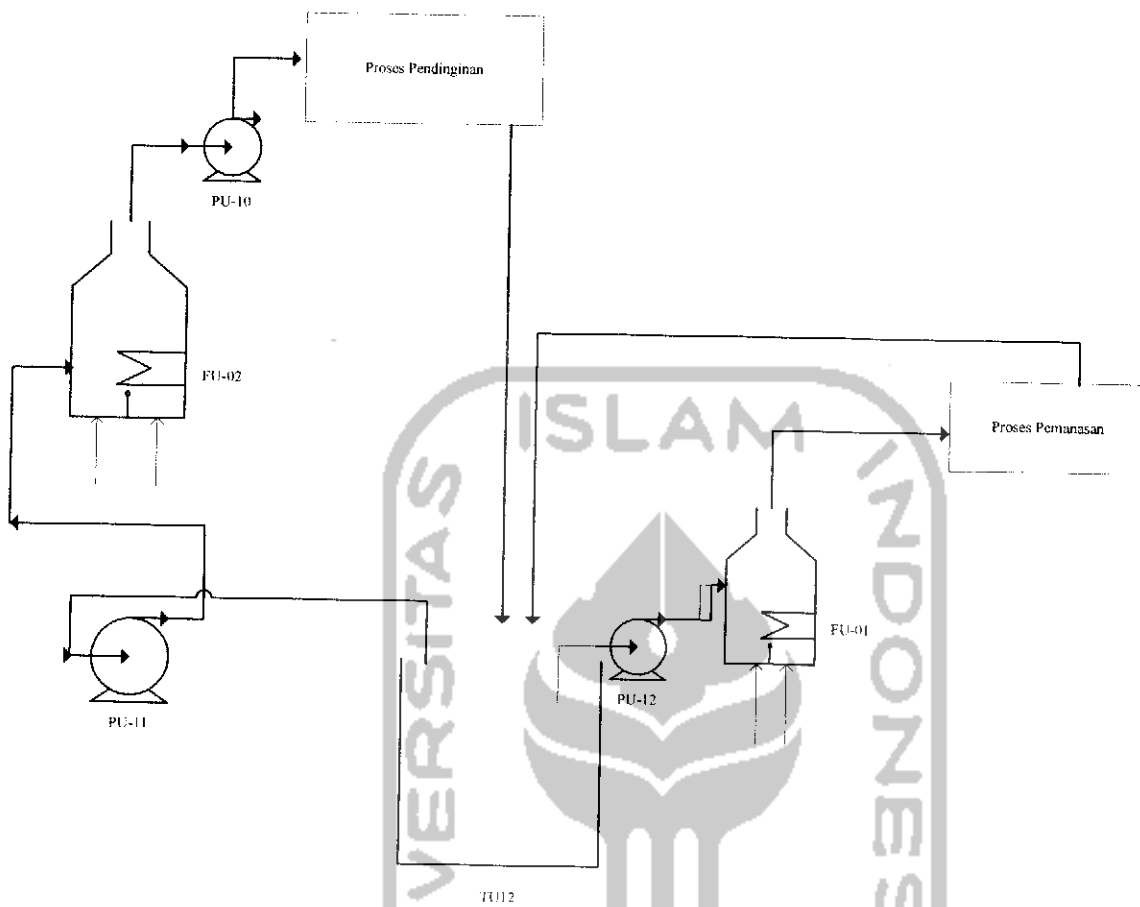
Tinggi : 1,19 m





ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN
TU-01	Tangki tawas	PU-01	Pompa	BU-01	Bak pengendap
TU-02	Tangki larutan soda abu	PU-02	Pompa	BU-02	Bak penampung air bersih
TU-03	Tangki air rumah tangga dan kantor	PU-03	Pompa	BU-03	Bak penampung air kantor dan rumah tangga
TU-04	Tangki air umpan boiler	TFU	Tangki flukulator	CL	Clarifier
TU-05	Tangki H ₂ SO ₄	PU-04	Pompa	SPU	Bak saringan pasir
TU-06	Tangki NaOH	PU-05	Pompa	AE	Anion Exchanger
TU-07	Tangki air umpan boiler	PU-06	Pompa	KE	Kation Exchanger
TU-08	Tangki Hidrazene	PU-07	Pompa	DU	Deaerator
TU-09	NaH ₂ PO ₄	PU-08	Pompa	BL	Boiler
TU-10	Tangki Bahan Bakar	PU-09	Pompa	TCU	Cooling tower
TU-11	Tangki Kondensat				

Gambar 4.5. Diagram Alir Pengolahan Air



ALAT	KETERANGAN
TU-12	Tangki Dowtherm
PU-10	Pompa
PU-11	Pompa
PU-12	Pompa
FU-01	Furnace
FU-02	Furnace

Diagram 4.6 Alir Pengolahan Dowtherm

4.5.2 Air Preparation Unit

Udara diolah terlebih dahulu dalam unit pengolahan udara sebelum digunakan. Kebutuhan udara pabrik dan udara tekan diperkirakan 32.54 kg/j. Udara diperlukan untuk alat-alat kontrol (*pneumatic controller*), untuk menggerakkan valve, dan untuk keperluan lain seperti pembakaran di pembangkit steam dan generator listrik. Unit ini mengolah udara sehingga diperoleh udara bersih dengan kelembaban rendah ($< 40\%$).

4.5.3 Kebutuhan Bahan Bakar.

Bahan bakar diperlukan untuk pembakaran di boiler digunakan *fuel oil grade* no.4. Dan bahan bakar yang digunakan pada generator adalah *solar Industrial Diesel Oil* (IDO). Kedua bahan bakar tersebut diperoleh dari PERTAMINA diperkirakan sebanyak 702,60 kg/j.

4.5.4 Kebutuhan Dowtherm A

Dowtherm A dibutuhkan sebagai media pendingin reaktor sebanyak 30.317,05 kg/j. Diperkirakan hilang akibat *blowdown* dan lain-lain sebesar 1%. Maka kebutuhan dowtherm A *make-up* sebesar 30,31 kg/j.

4.5.5 Kebutuhan Energi Listrik

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Energi utama diperoleh dari generator listrik dengan kekuatan 300 kW dengan voltase 1,3 KV, 3 fase. Sebagai cadangan digunakan listrik PLN dengan daya dan voltase yang sama.

Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan listrik untuk alat proses

- Pompa-01 : 55 Hp
- Pompa-02 : 1,25 Hp
- Pompa-03 : 2,5 Hp
- Pompa-04 : 1 Hp
- Pompa-05 : 9 Hp
- Pompa-06 : 0,75 Hp
- Pompa-07 : 0,75 Hp
- Pompa-08 : 7,5 Hp
- Pompa-09 : 1 Hp
- Pompa-10 : 7,5 Hp

Total power untuk alat proses sebesar 86,25 Hp

Jadi total kebutuhan listrik sebesar 64,34 kW

2. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas

- Pompa-01 : 0,5 Hp
- Pompa-02 : 0,5 Hp
- Pompa-03 : 5 Hp
- Pompa-04 : 5 Hp
- Pompa-05 : 5 Hp
- Pompa-06 : 5 Hp
- Pompa-07 : 0,17 Hp
- Pompa-08 : 0,13 Hp
- Pompa-09 : 0,13 Hp

- Pompa-10 : 1,5 Hp
- Pompa-11 : 1,5 Hp
- Pompa-12 : 1,5 Hp
- Pompa-13 : 1,5 Hp
- *Cooling tower* : 2 Hp

Total power untuk alat proses sebesar 29,43 Hp

Jadi kebutuhan listrik sebesar 21,95 kW

3. Kebutuhan listrik untuk alat-alat kontrol sebesar 32,54 kW
4. Kebutuhan untuk instrumentasi dan penerangan sebesar 76,89 kW

Jadi total kebutuhan listrik sebesar 300 kW.

Distribusi energi listrik adalah sebagai berikut :

1. Alat-alat dengan daya > 100 HP dengan voltase 2,3 KV
2. Alat-alat dengan daya 5 - 100 HP dengan voltase 440 Volt, sehingga dipakai trafo *stepdown* dari tegangan 1,3 KV
3. Alat-alat dengan daya < 5 HP dengan voltase 220 Volt, sehingga dipakai trafo *stepdown* dari tegangan 1,3 KV
4. Alat-alat bengkel, perumahan, penerangan menggunakan daya 220 Volt

Distribusi ini dimaksudkan untuk mencegah kuat arus terlalu besar pada alat dan jaringan, khususnya alat berdaya tinggi yang menyebabkan kurang aman dan efisiensi rendah.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Umum Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Produksi	: metil klorida (CH_3Cl)
Kapasitas	: 35.000 ton/tahun
Status Pemodal	: Penjualan Saham
Lokasi	: Bontang, Kalimantan Timur

4.6.2 Bentuk Perusahaan

Dalam perancangan ini dikatakan bahwa perusahaan adalah Perseroan Terbatas. Perseroan terbatas adalah suatu bentuk persekutuan yang modalnya berasal dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas ini didasarkan pada ketentuan-ketentuan sebagai berikut :

- Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham
- Tanggung jawab terbatas pada pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- Pemilik dan pengurus terpisah satu dengan yang lain, dimana pemilik Perseroan Terbatas adalah pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi. Oleh karena itu pengurus dan pengusaha PT harus dipilih orang-orang yang cakap dalam bidangnya
- Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan

- e. Effisien dalam manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman
- f. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi
- g. Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya

4.6.3 Sistem Organisasi

Organisasi dalam sebuah pabrik mutlak diperlukan, karena dalam pengoperasian pabrik diperlukan pembagian tugas, wewenang, dan tanggung jawab serta kerjasama dari personal yang menjalankan pabrik. Perusahaan dipimpin oleh seorang direktur utama yang membawahi direktur bidang, kepala bagian, kepala seksi, dan seterusnya. Tanggung jawab dan tugas tertinggi terletak pada direktur utama dan direktur bidang yang disebut sebagai dewan direksi. Adapun jenjang kepemimpinan dalam pabrik adalah sebagai berikut:

1. Direktur utama
2. Direktur bidang
3. Kepala bagian
4. Kepala seksi
5. Kepala shift
6. Pegawai / operator.

Tugas, jumlah, dan pendidikan karyawan tiap-tiap bagian adalah sebagai berikut:

1. Direktur utama.

Tugas : Sebagai pucuk pimpinan perusahaan, yang bertugas membawahi semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, dan bertanggung jawab penuh terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia.

Jumlah : 1 orang.

2. Direktur bidang

a. Direktur bidang produksi.

Tugas : Melaksanakan jalannya pabrik sehari-hari dan kelangsungan operasi pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia.

Jumlah : 1 orang.

b. Direktur bidang teknik dan pengembangan

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik dan pengembangan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang.

c. Direktur komersial

Tugas : Memimpin kegiatan pabrik yang berhubungan dengan masalah komersial, seperti pemasaran, anggaran, keuangan, dan lain-lain.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Jumlah : 1 orang

3. Kepala bagian

a. Bagian Sekretariat

Tugas : Memimpin kegiatan pabrik yang berhubungan dengan masalah kesekretariatan, dan keorganisasian.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi Manajemen.

Jumlah : 1 orang.

Staff : Membawahi lima kepala seksi, berpendidikan Sarjana Ekonomi.

b. Bagian Produksi.

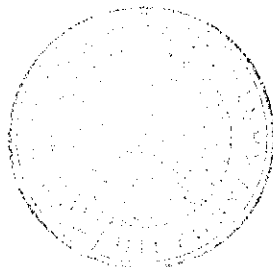
Tugas : Memimpin kegiatan pabrik yang berhubungan dengan masalah-masalah produksi. Bertanggung jawab kepada direktur produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia.

Jumlah : 1 orang.

Staff : Membawahi enam kepala seksi berpendidikan Sarjana Teknik Kimia.

c. Bagian Teknik.



Tugas : Memimpin kegiatan pabrik yang berhubungan dengan masalah-masalah teknik, pemeliharaan alat, bengkel, gudang, perlengkapan, dan sebagainya.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin / Sarjana Teknik Elektro.

Jumlah : 1 orang.

Staff : Membawahi tujuh kepala seksi berpendidikan Sarjana Teknik Mesin/ Sarjana Teknik Elektro.

d. Bagian Administrasi dan Keuangan.

Tugas : Memimpin kegiatan pabrik yang berhubungan dengan masalah-masalah administrasi, keuangan, pemasaran, dan bertanggung jawab kepada direktur komersial.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Jumlah : 1 orang.

Staff : Membawahi lima kepala seksi berpendidikan Sarjana Ekonomi/Diploma Ekonomi.

4. Kepala seksi.

Tugas : Memimpin kegiatan pabrik di dalam seksi masing-masing dan bertanggung jawab kepada kepala bagian.

Pendidikan : Sarjana/Diploma sesuai dengan bidang seksinya.

Jumlah : 23 orang.

Staff : Karyawan pabrik berpendidikan Sekolah Menengah Kejuruan, dengan jumlah 2 orang setiap seksi.

5. Kepala shift (Bekerja 2 bagian shift yaitu di unit Utilitas, dan Pabrik Utama)

Tugas : Memimpin tim yang menjalankan kerja dengan sistem shift.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia.

Jumlah : 8 orang (2 tim x 4 waktu)

Staft : - Shift Utilitas beranggotakan 5 orang / shift
- Shift Pabrik Utama 5 orang / shift

Jam kerja karyawan di dalam pabrik dibagi sebagai berikut:

1. Bukan shift.

Hari Senin sampai Jumat pukul 08.00 –16.00 WIB.

Hari Sabtu dan Minggu libur.

2. Shift.

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan non-shift (harian) dan karyawan shift

1. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis

Jam kerja : 07:00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat

Jam kerja : 07:00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.03 – 13.30

Hari Sabtu dan Minggu libur

2. Jam kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- ❖ Shift Pagi : 07.00 - 15.00 WIB.
- ❖ Shift Sore : 15.00-23.00 WIB.
- ❖ Shift Malam : 23.00 - 07.00 WIB.

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.1 Penjadwalan kerja setiap shift dalam 14 hari kerja, adalah sebagai berikut:

Tabel 4.1 Jadwal kerja masing-masing regu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	A	A	B	B	C	C	D	A	A	B	B	C	C	D
2	B	B	C	C	D	A	A	B	B	C	C	D	A	A
3	C	C	D	A	A	B	B	C	C	D	A	A	B	B
4	D	A	A	B	B	C	C	D	A	A	B	B	C	C

Keterangan :

A = Shift Pagi

B = Shift Siang

C = Shift Malam

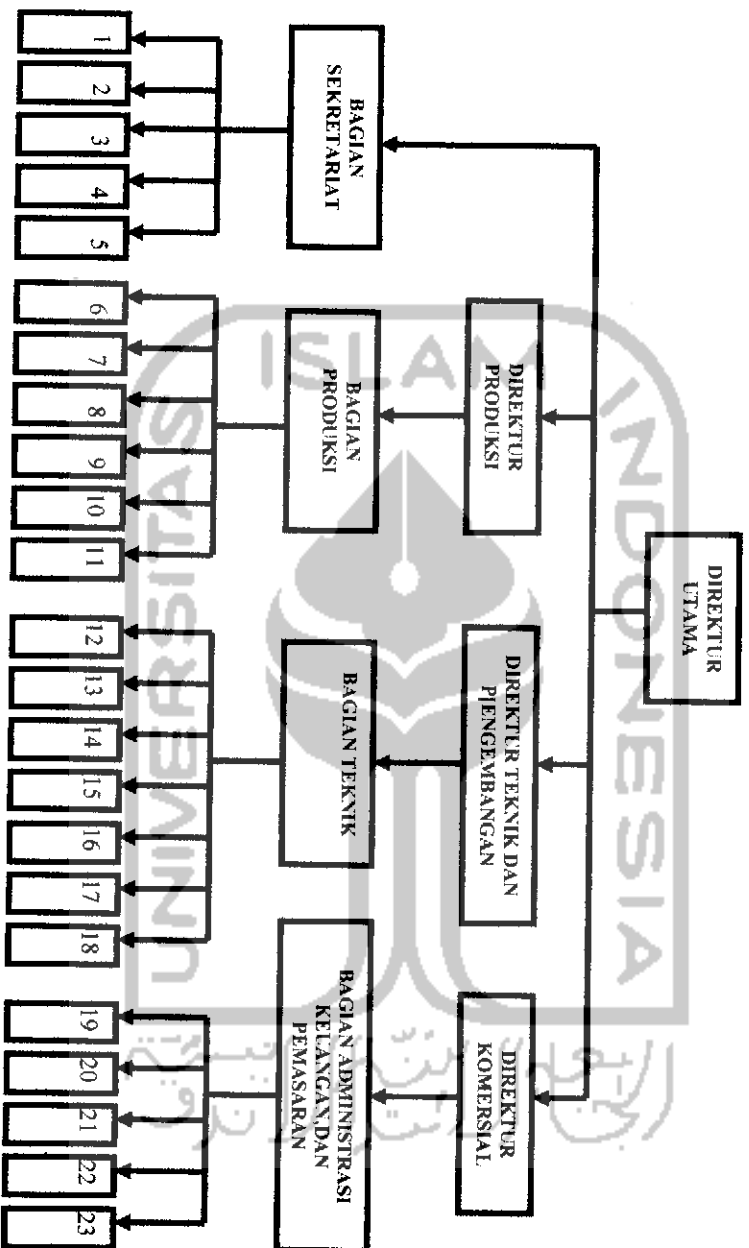
D = Libur

Daftar Gaji Karyawan

Tabel 4.2 Daftar gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji total
Direktur Utama	1 orang	20.000.000,-	20.000.000,-
Direktur	3 orang	15.000.000,-	45.000.000,-
Kepala Bagian	4 orang	7.000.000,-	28.000.000,-
Kepala Seksi	23 orang	4.000.000,-	92.000.000,-
Kepala Shift	8 orang	3.000.000,-	24.000.000,-
Staf kantor	46 orang	1.700.000,-	36.800.800,-
Operator	40 orang	1.200.000,-	34.000.000,-
Lain-lain	10 orang	900.000,-	5.000.000,-
Jumlah	135 orang		284.800.000,-

Sehingga total gaji karyawan dalam setahun adalah Rp 3.417.600.000,-



- KETERANGAN**
1. Seksi Personalia dan Organisasi
 2. Seksi Pengamanan.
 3. Seksi Tata Usaha.
 4. Seksi Kesehatan.
 5. Seksi HUMAS
 6. Seksi Pengawasan Proses Keselamatan.
 7. Seksi Impeksi dan Keselamatan.
 8. Seksi Material.
 9. Seksi Peralatan Pabrik
 10. Seksi Produksi
 11. Seksi Pemeliharaan.
 12. Seksi Sistem Manajemen
 13. Seksi Pengadaan.
 14. Seksi Pengembangan.
 15. Seksi DIKLAT
 16. Seksi Konstruksi
 17. Seksi Rancang Bangun.
 18. Seksi Statistik.
 19. Seksi Pemasaran.
 20. Seksi Anggaran
 21. Seksi Akuntansi
 22. Seksi Keuangan.
 23. Seksi Umum.
- Garis komando

Gambar 4.8 Struktur organisasi perusahaan

4.7 Evaluasi Ekonomi

Ketentuan dipakai:

1. Pabrik direncanakan didirikan Tahun 2015 di daerah Bontang, Kalimantan Timur.
2. Harga peralatan yang digunakan berdasarkan harga alat (www.matche.com).

Tabel 4.3 Harga index Chemical Engineering Progress (CEP)

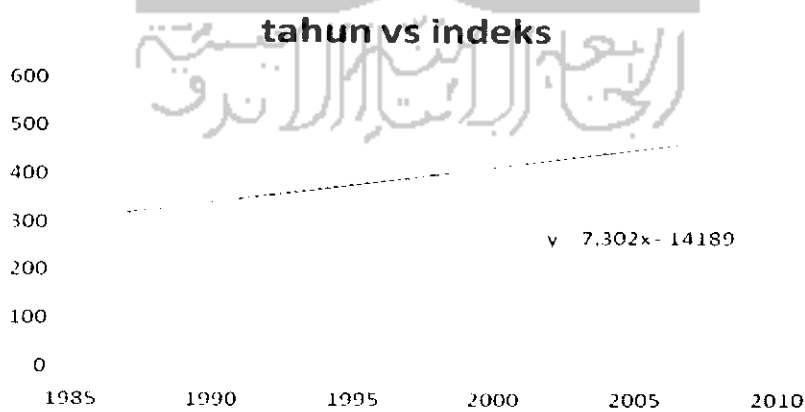
Tahun (X)	index (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2013. Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan : $y = 7,302 x - 14189$

Tabel 4.4 Harga index hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun (X)	index (Y)
2008	473,42
2009	480,72
2010	488,02
2011	495,32
2012	502,62
2013	509,93
2014	517,23
2015	524,53

Jadi harga index pada tahun 2015 = 524,53



Gambar 4.8 Grafik indeks harga

4.7.2 HARGA ALAT

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga.

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana : Ex : Harga alat pada tahun x

Ey : Harga alat pada tahun y

Nx : Index harga pada tahun x

Ny : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \left[\frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6}$$

Dimana: Ea : Harga alat a

Eb : Harga alat b

Ca : Kapasitas alat a

Cb : Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan :

- a. Kapasitas produksi : 35.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 9.000
- e. Tahun evaluasi : 2015

- f. Untuk buruh asing : \$ 18/*manhour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 9.000/*manhour*
- h. 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia
- i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.7.3 CAPITAL INVESTMENT

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

A. FIXED CAPITAL INVESTMENT

Physical Plant Cost (PPC)

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

- a. Harga alat proses = \$ 1.080.411,70
- b. Harga alat Utilitas = \$ 989.467,71+
- Total PEC = \$ 2.069.897,41

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

$$\begin{aligned} \text{Biaya pengangkutan (15\% PEC)} &= 0,15 \times \$ 2.069.897,41 \\ &= \$ 310.481,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi dan pajak (10\% PEC)} &= 0,1 \times \$ 2.069.897,41 \\ &= \$ 206.987,94 \end{aligned}$$

$$\text{Total DEC} = \$ 310.481,91 + \$ 206.987,94 = \$ 517.469,85$$

3. Instalasi

$$\begin{aligned} \text{Material (11\% PEC)} &= 0,11 \times \$ 2.069.897,41 \\ &= \$ 227.686,73 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor (32\% PEC)} &= 0,32 \times \$ 2.069.897,41 \\ &= \$ 662.361,41 \end{aligned}$$

- $\text{Buruh Asing} = 0,05 \times \$ 662.361,41$
 $= \$ 33.118,07$

- Buruh Lokal
 $= 0,95 \times \$ 662.361,41 \times \frac{2 \text{ man hour Indonesia} \times \text{Rp. 9.000}}{\$ 18 \times 1 \text{ man hour asing}}$
 $= \text{Rp. 629.243.340}$

4. Pemipaan

$$\begin{aligned} \text{Material (49\% PEC)} &= 0,49 \times \$ 2.069.897,41 \\ &= \$ 1.014.240,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \times \$ 2.069.897,41 \\ &= \$ 765.855,38 \end{aligned}$$

- $\text{Buruh Asing} = 0,05 \times \$ 765.855,38$

$$= \$ 38.292,77$$

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 765.855,38 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times \text{Rp. } 9.000$
 $\$ 18 \quad 1 \text{ man hour asing}$
 = Rp. 792.562.612

5. Instrumentasi

$$\text{Material (24\% PEC)} = 0,24 \times \$ 2.069.897,41$$

$$= \$ 469.771,06$$

$$\text{Labor (6\% PEC)} = 0,06 \times \$ 2.069.897,41$$

$$= \$ 124.192,76$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 124.192,76$
 = \$ 6.209,64

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 124.192,76 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times 9.000$
 $\$ 18 \quad 1 \text{ man hour asing}$
 = Rp. 117.983.126,28

6. Isolasi

$$\text{Labor (5\% PEC)} = 0,05 \times \$ 2.069.897,41$$

$$= \$ 103.493,97$$

$$\text{Material (3\% PEC)} = 0,03 \times \$ 2.069.897,41$$

$$= \$ 62.096,38$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 103.493,97$
 = \$ 5.174,70

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 103.493,97 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times \text{Rp. } 9.000$
 $\$ 18 \quad 1 \text{ man hour asing}$

$$= \text{Rp } 98.319.271,9$$

7. Listrik

$$\text{Biaya listrik (10\% PEC)} = 0,1 \times \$ 2.069.897,41$$

$$= \$ 206.987,94$$

8. Bangunan -

$$\text{Luas bangunan} = 35.925 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga bangunan} = \text{Rp. } 400.000 / \text{m}^2$$

$$\text{Total biaya bangunan} = \text{Rp. } 400.000 / \text{m}^2 \times 35.925 \text{ m}^2$$

$$= \text{Rp } 14.370.000.000,-$$

9. *Land & Yard Improvement* (tanah dan perluasan lahan)

$$\text{Luas tanah} = 43.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp. } 200.000 / \text{m}^2$$

$$\text{Biaya tanah} = \text{Rp. } 200.000 / \text{m}^2 \times 43.000 \text{ m}^2$$

$$= \text{Rp } 8.600.000.000,-$$



Tabel.4.5 Total biaya *physical plant cost*

Jenis	Biaya (\$)
<i>Purchased Equipment cost</i>	2.069.897,41
<i>Delivered Equipment Cost</i>	517.469,85
Instalasi	330.720,73
Pemipaan	1.133.373,97
Instrumentasi	561.089,93
Isolasi	78.195,44
Listrik	206.987,94
Bangunan	1.596.666,67
<i>Land & Yard Improvement</i>	955.555,56
Total	7.404.939,5
	Rp 66.644.455.516,16

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1000,000 - US\$ 5000,000, Engineering and Construction

25 % PPC

$$\text{- Dollar} = 0,25 \times \$ 7.404.939,5$$

$$= \$ 1.851.234,80$$

$$\text{- Rupiah} = 0,25 \times \text{Rp. } 66.644.455.516,16$$

$$= \text{Rp } 16.661.113.879,04$$

Direct Plant Cost (DPC)

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + Biaya engineering dan construction

- Dollar = \$ 1.851.234,80 + \$ 7.404.939,5

= \$ 9.256.174,38

-Rupiah =Rp. 16.661.113.879,04 + Rp. 66.644.455.516,16

= Rp 83.305.569.395

Indirect Plant Cost (IPC)11. *Contractor Fee (10 % DPC)*

- Dollar = 0,1 x \$ 9.256.174,38

= \$ 925.617,44

- Rupiah = 0,1 x Rp. 83.305.569.395

= Rp 8.330.556.939,52

12. *Contingency (10 % DPC)*

- Dollar = 0,1 x 9.256.174,38

= \$ 925.617,44

- Rupiah = 0,1 x Rp. 83.305.569.395

= Rp. 8.330.556.939,52

Tabel.4.6 Tabel *fixed capital investment*

<i>Fixed Capital</i>	Biaya, \$
<i>Direct Plant Cost</i>	9.256.174,38
<i>Contractor's fee</i>	925.617,44
<i>Contingency</i>	925.617,44
Jumlah	11.107.409,25

B. WORKING CAPITAL INVESTMENT

1. *Raw Material Inventory* (waktu penyimpanan bahan baku 30 hari)

$$\begin{aligned}
 &= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku} \\
 &= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 437.096.043.015 \\
 &= \text{Rp } 39.736.003.910
 \end{aligned}$$

2. *Inprocess Inventory* (Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses)

$$\begin{aligned}
 &= (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total manufacturing cost}) \\
 &= (1/330) \times (0,5 \times \text{Rp. } 556.813.107.919) \\
 &= \text{Rp } 834.656.224,12
 \end{aligned}$$

3. *Product Inventory* (waktu penyimpanan produk 15 hari)

$$\begin{aligned}
 &= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost} \\
 &= (15/330) \times \text{Rp. } 556.813.107.919 \\
 &= \text{Rp } 25.309.688.723,57
 \end{aligned}$$

4. *Extended Credit* = (15 hari/330 hari) x Penjualan produk

$$\begin{aligned}
 &= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 664.650.000.000 \\
 &= \text{Rp } 30.211.363.636
 \end{aligned}$$

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

$$\begin{aligned}
 &= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost} \\
 &= (30/330) \times \text{Rp. } 556.813.107.919 \\
 &= \text{Rp } 50.619.373.447,15
 \end{aligned}$$



Tabel.4.7 Total working capital investment

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Raw material inventory</i>	39.736.003.910
<i>Inprocess Inventory</i>	834.656.224,12
<i>Produk inventory</i>	25.309.688.723,57
<i>Extended credit</i>	30.211.363.636
<i>Available cash</i>	50.619.373.447,15
Total WCI =	146.720.083.942

4.7.4 MANUFACTURING COST

Manufacturing Cost merupakan jumlah direct, indirect dan fixed manufacturing cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk
- c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi

A. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

1. Bahan Baku :

- a. Metanol

Harga = Rp 6000/kg

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 3075,2432 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}} \\ &= 24.355.926,5 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= \text{Rp } 6000/\text{kg} \times 24.355.926,5 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \\ &= \text{Rp } 146.135.559.049 \end{aligned}$$

b. Asam klorida

Harga = Rp 4150/kg

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 8398,4603 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}} \\ &= 66.515.805,7 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= \text{Rp } 4150/\text{kg} \times 66.515.805,7 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \\ &= \text{Rp } 269.389.013.231 \end{aligned}$$

c. Alumina gel

Harga = Rp. 440/kg

$$\text{Kebutuhan} = 59.920.752 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= \text{Rp. } 440/\text{kg} \times 59.920.752 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \\ &= \text{Rp } 21.571.470.735 \end{aligned}$$

Total biaya bahan baku :

$$= \text{Rp } 146.135.559.049 + \text{Rp } 269.389.013.231 + \text{Rp } 21.571.470.735$$

$$= \text{Rp } 437.096.043.015$$

2. Produk

a. Metil klorida

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 23.210/\text{kg}$$

$$\text{Produksi} = 35.000.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Penjualan} &= \text{Rp. } 23.210/\text{kg} \times 35.000.000 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp } 664.650.000.000 \end{aligned}$$

3. Gaji karyawan

$$\text{Total Gaji karyawan} = \text{Rp } 344.200.000/\text{bulan}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Gaji karyawan per tahun} &= \text{Rp } 344.200.000/\text{bulan} \times 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp } 4.130.400.000 \end{aligned}$$

4. *Supervision* (25% Gaji karyawan)

$$= 0,25 \times \text{Rp } 4.130.400.000$$

$$= \text{Rp } 1.032.600.000$$

5. *Maintenance* (2% FCI)

$$= 0,02 \times \text{Rp } 99.966.683.274,24$$

$$= \text{Rp } 1.999.333.665$$

6. *Plant Suplies* (15% Maintenance)

$$= 0,15 \times \text{Rp } 1.999.333.665$$

$$= \text{Rp } 299.900.049,82$$

7. *Royalty dan Pattend* (1% Penjualan)

$$= 0.01 \times \text{Rp } 664.650.000.000$$

$$= \text{Rp } 6.646.500.000$$

8. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas =Rp 25.672.137.443,62

Tabel.4.8 Total *direct manufacturing cost*

Komponen	Biaya (Rp)
Bahan baku	437.096.043.015
Gaji karyawan	4.130.400.000
<i>Supervision</i>	1.032.600.000
<i>Maintenance</i>	1.999.333.665
<i>Plant supplies</i>	299.900.049,82
<i>Royalty dan patent</i>	6.646.500.000
Kebutuhan untuk utilitas	25.672.137.443,62
Total DMC =	475.254.305.925,7

B. Indirect Manufacturing Cost

1. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)
2. Laboratorium (10% Gaji karyawan)
3. *Plant Overhead* (50% Gaji karyawan)
4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

Tabel.4.9 Total *indirect manufacturing cost*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Payroll overhead</i>	619.560.000
Laboratorium	413.040.000
<i>Plant overhead</i>	2.065.200.000
<i>Packing and shipping</i>	66.465.000.000
Total IMC =	66.562.800.000

C. Fixed Manufacturing Cost

1. *Depresiasi (8% FCI)*
2. *Property Tax (2% FCI)*
3. *Asuransi (1% FCI)*

- Tabel.4.10 Total fixed manufacturing cost

Komponen	Biaya (Rp)
Depresiasi	9.996.668.327,42
Property tax	999.666.833
Asuransi	999.666.833
Total FMC =	11.996.001.993

Tabel.4.11 Total manufacturing cost (MC)

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	474.497.154.573,5
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	66.028.200.000
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	12.694.342.764
Total MC =	556.219.697.338

4.7.5 GENERAL EXPENSE

*General Expans*e atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

1. Administrasi (4% MC)
2. Penjualan (9% MC)
3. *Research* (4% MC)
4. *Finance* (4% WCI+FCI)

Tabel.4.12 Total *general expense*

Komponen	Biaya (Rp)
Administrasi	16.794.393.237,56
Penjualan	27.840.655.395,93
<i>Research</i>	22.272.524.316,74
<i>Finance</i>	9.867.470.688,64
Total GE =	76.685.043.639

4.7.6 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

$$\text{Total Capital Investment} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp } 99.966.683.274,24 + \text{Rp } 146.720.083.942$$

$$= \text{Rp } 246.686.767.215,89$$

4.7.7 TOTAL BIAYA PRODUKSI

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense}$$

$$= \text{Rp } 633.498.151.557$$

4.7.8 ANALISA KEUNTUNGAN

- a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan = Rp 664.650.000.000

Total Biaya Produksi = Rp 633.498.151.557

Keuntungan = Total penjualan – Total biaya produksi
 = Rp. 664.650.000.000 - Rp 633.498.151.557
 = Rp 30.197.844.648

Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak (50% keuntungan) = 0,5 x Rp. 31.151.848.443
 = Rp 15.098.922.324

Keuntungan sesudah pajak = Keuntungan sebelum pajak – pajak
 = Rp31.151.848.443 - Rp. 15.575.924.221
 = Rp 15.098.922.324

4.7.8.1 ANALISA KELAYAKAN

1. **Return on Investment (ROI)**

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. Sebelum Pajak

$$ROI_b = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

$$= 29 \%$$

Batasan : *Minimum High Risk*, $ROI_b = 44 \%$

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$ROI_a = \frac{\text{Pr ofit(keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

$$= 14 \%$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

a. Sebelum Pajak

$$POT_b = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}}$$

$$= 2,57 \text{ tahun}$$

Batasan : *Minimum High Risk*, $POT_b = 2$ tahun

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$POT_a = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}}$$

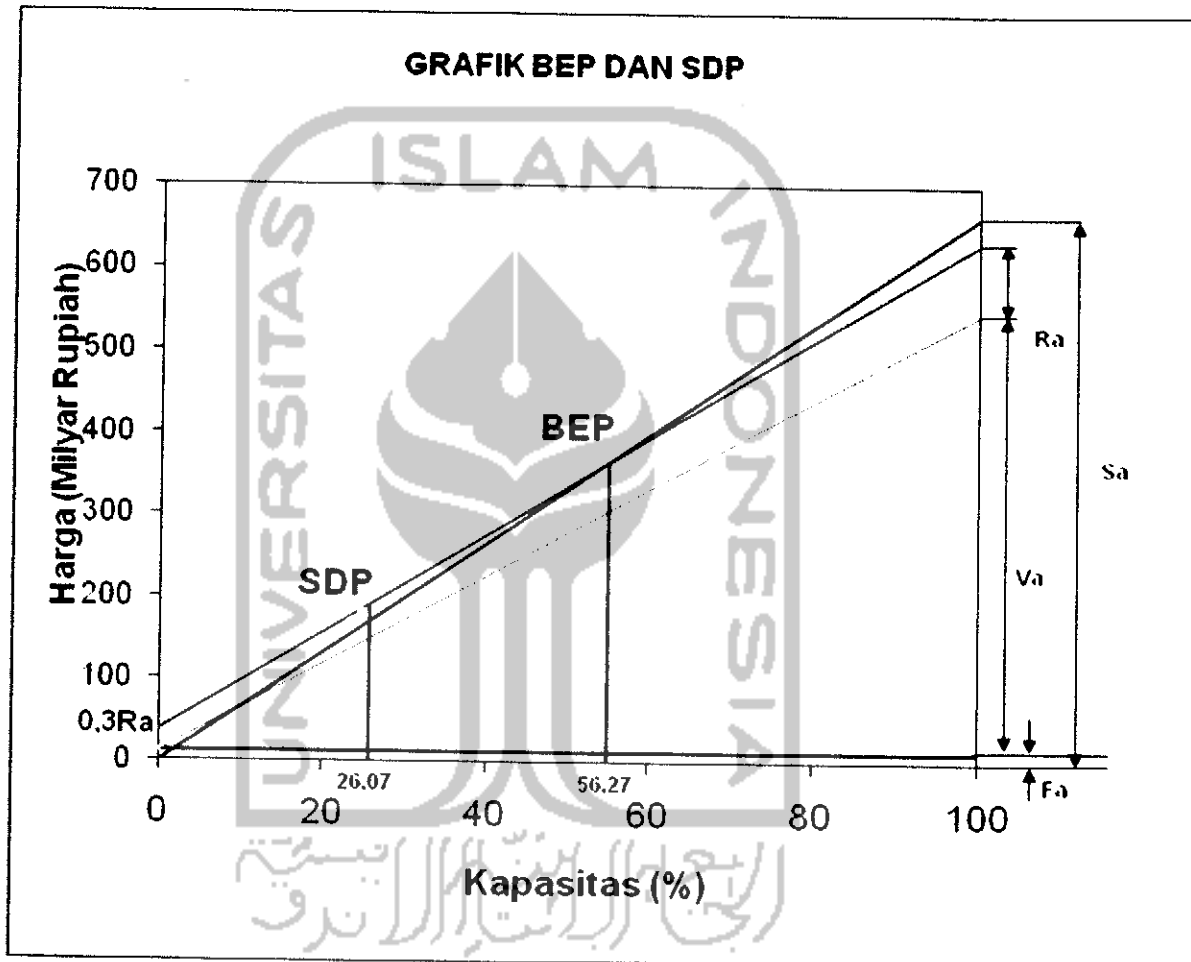
$$= 4,10 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat

menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 56,27\%$$



Gambar 4.7 Grafik *break even point* dan *shut down point*

a. Fa (Fixed Annual cost)

Depresiasi = Rp 9.996.668.327

Property Taxes = Rp 999.666.833

Asuransi = Rp 999.666.833

TOTAL Nilai Fa = Rp 11.996.001.993

b. Ra (Regulated Cost)

Gaji Karyawan = Rp 4.130.400.000

Payroll Overhead = Rp 619.560.000

Supervision = Rp 1.032.600.000

Plant Overhead = Rp 2.065.200.000

Laboratorium = Rp 413.040.000

General Expense = Rp 76.685.043.639

Maintenance = Rp 1.999.333.665

Plant Supplies = Rp 299.900.050

TOTAL Nilai Ra = Rp 87.245.077.354

BEP = 54,95 %

c. Va (Variabel Cost)

Batasan : *Chemical Industry*, BEP = 40 -60 %

Kesimpulan : Raw Material = Rp 437.096.043.015
: Pabrik memenuhi syarat

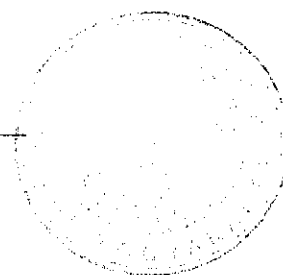
Packaging and Shipping = Rp 66.465.000.000

Utilities = Rp 24.049.529.195

Royalty & Patent = Rp 6.646.500.000

TOTAL Nilai Va = Rp 534.257.072.210

d. Sa (Sales) = Rp 664.650.000.000



4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\ &= 26,07\% \end{aligned}$$

5. *DISCOUNTED CASH FLOW RATE (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n) = 10 tahun

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{Rp. } 99.966.683.274,24$$

$$\text{Working Capital Investment (WCI)} = \text{Rp. } 146.720.083.942$$

$$\text{Salvage value (SV) = Depresiasi} = \text{Rp } 9.996.668.327$$

$$\text{Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance}$$

$$= \text{Rp } 35.440.063.237$$

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(\text{WC} + \text{FCI}) \times (1+i)^{10}}{\text{CF}} = \left[(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1 \right] + \frac{(\text{WC} + \text{SV})}{\text{CF}}$$

$$R = S$$

$$R = \text{Rp. } 920.299.779.087,42$$

$$S = \text{Rp. } 920.299.779.087,42$$

Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 14,07\%$

$$\text{DCFR} = 14,07\%$$

$$\text{Bunga deposito} = 7,5\%$$

Batasan : *Minimum* Nilai DCFR = $1,5 \times$ bunga deposito

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 7,5\% = 11\%$)



BAB V

KESIMPULAN

Dalam pra rancangan pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan kapasitas 35.000 ton/tahun dapat disimpulkan bahwa pabrik dapat digolongkan beresiko rendah karena :

1. Proses yang digunakan :
 - ☐ Tekanan operasi umumnya sedang (< 10 atm) : $340 - 350$ °C
 - ☐ Suhu operasi umumnya sedang (< 1000 K) : 1,3 atm
2. Bahan yang ditangani :
 - ☐ Umumnya bahan mudah ditangani
 - ☐ Bahan baku tidak berbahaya bagi lingkungan
 - ☐ Bahan baku dan produk mudah transportasinya
 - ☐ Tidak dilarang oleh pemerintah
3. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - ☐ Keuntungan yang diperoleh :
 - Keuntungan sebelum pajak : Rp 31.151.848.443/tahun.
 - Keuntungan setelah pajak : Rp 15.575.924.221/tahun
 - ☐ Return On Investment (ROI) :
 - ROI sebelum pajak sebesar : 31 %
 - ROI setelah pajak sebesar : 16 %

Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 %. (Aries and Newton, 1954)

☐ Pay Out Time (POT) :

POT sebelum pajak selama : 2,43 tahun

POT setelah pajak selama : 3,91 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun. (Aries and Newton, 1954)

☐ Break Event Point (BEP) : 55,06 %

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 - 60 %. (Aries and Newton, 1954)

☐ Shut Down Point (SDP) : 37,76 %.

☐ Discounted Cash Flow (DCF) sebesar 14,07%

Suku bunga deposito di bank saat ini adalah 7,5 %. Syarat minimum DCF adalah diatas suku bunga deposito bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga deposito bank. (Aries and Newton, 1954)

Dari hasil analisa ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1954, " *Chemical Engineering Cost Estimation* ", Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Brown, G.G., and Foust, A.S., 1961, " *Unit Operation* ", John Wiley and Sons, New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, " *Process Equipment Design*", Wiley Eastern Limited, New Delhi
- Clark, J.W., Viessman, W., and Hammer, M.J., 1977, " *Water Suplay and Polutan Controll* ", Harper International Edition, New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1989, " *An Introduction to Chemical Engineering Design*", Pergamon Press, New York
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1955, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1977, " *Encyclopedia of Chemical Technology*", 3 ed., Vol 1, John Wiley and Sons, New York
- Kern, D.Q., 1965, " *Process Heat Transfer*", Mc Graw Hill International Book Co., Singapore
- Laidler, K.J., 1965, " *Chemical Kinetics*", 2 ed., Tata Mc Graw Hill Publising Company LTD., New Delhi
- Levenspiel, O., 1972, " *Chemical Reaction Engineering* ", 2 ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C., and Harriot, P., 1985, " *Unit Operation of Chemical Engineering* ", 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, " *Chemical Engineers Handbook* ", Mc Graw Hill Book, New York
- Peters, M.S., and Timmerhouse, K.D., 1981, " *Plant Design Economic's for Chemical engineering's* ", 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Rase, F.H., and Barrow, M.H., 1957, " *Project Engineering of Proses Plant* ", John Wiley and Sons, Inc., New York

Smith, J.M., 1973, “ *Chemical Engineering Kinetic’s* “, 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic’s* “, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Treyball, R.E., 1984,” *Mass Transfer Operation*”, 3 ed., John wiley and Sons, Inc., New York

Ulrich, G.D., 1984, “ *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic’s* “, John Wiley and Sons. Inc., New York

Wallas, Stenley, M., 1991, “ *Chemical Process Equipment Selection and Design* “, Mc GrawHill Book Co., Tokyo

www.wikipedia.com



LAMPIRAN A

REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan Karbon monoksida dan Steam menjadi karbon dioksida dan hidrogen.

Tipe : *Fixed bed multi tube*

Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor *Fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

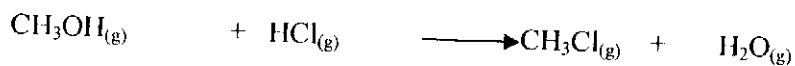
- Reaksi berlangsung dalam fase gas dengan katalis padat.
- Katalis yang digunakan berumur panjang.
- Reaksi bersifat eksotermis sehingga membutuhkan luas perpindahan panas yang besar.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari produk.
- Konstruksi sederhana.
- Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.

(Hill, hal 425-431)

Reaktor terdiri dari suatu *shell* dan *tube* vertikal dengan katalis berada pada *tube* sedangkan pendingin berada di *shell* untuk mengambil panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis.

Reaksi :

Reaksi :



Data-data Reaktor :	
1. Suhu masuk	613 °K
2. Tekanan operasi	1,3 atm
3. Konversi	95 %

Data-data katalis:	
1. Jenis	Al ₂ O ₃
2. Bentuk	Padat
3. Dp	0.3448 cm
4. Porositas	0,38
5. Massa jenis	3,9800 g/cm ³

(Prosiding Soehadi Reksowardojo, 1995)

1. Menghitung Laju Volumetrik Umpan.

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_r)^{1,6}} \quad (\text{Pers.3-61, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_r)^{4,2}} \quad (\text{Pers.3-62, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^0 + \omega.B^1 \quad (\text{Pers.3-59, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$Z = 1 + \left[\frac{B.P_c}{R.T_c} \right] \left[\frac{P_r}{T_r} \right] \quad (\text{Pers.3-58, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$V_g = \frac{n.Z.R.T}{P}$$

Komponen	Kmol/jam	Pc (atm)	Tc (K)	ω	Tr	Pr
CH ₃ Cl	9,7255	65,9166	461,2500	0,1530	1,4730	0,0197
CH ₃ OH	92,1364	79,9013	512,5800	0,5660	1,1962	0,0163
HCl	96,7432	82,0034	324,6500	0,1320	1,8886	0,0159
H ₂ O	323,2503	217,6659	647,1300	0,3450	0,9475	0,0060

Pr/Tr	B ⁰	B ¹	B.Pc/R.Tc	Z	yi.V
0,0133	-0,1441	0,1052	-0,1280	0,9983	6,9106
0,0136	-0,2338	0,0580	-0,2010	0,9973	619,5956
0,0084	0,0696	0,1271	-0,0528	0,9996	684,6734
0,0063	-0,3770	-0,0767	-0,4035	0,9975	7627,9358
Σ					8939,1154

Laju Volumetrik umpan Reaktor = 8939,1154 m³/jam

2. Menghitung Berat Molekul dan Densitas Umpan

Komponen	Kmol/jam	B _{Mi}	kg/jam	Y _i	Y _i .B _{Mi}
CH ₃ Cl	9,7255	50,4880	491,0213	0,0186	0,9409
CH ₃ OH	92,1364	32,0420	2952,2335	0,1766	5,6572
HCl	96,7432	36,4610	3527,3532	0,1854	6,7593
H ₂ O	323,2503	18,0150	5823,3540	0,6194	11,1589
Σ	521,8553		12793,9620		24,5163

Berat Molekul umpan Reaktor = 24,5163

$$\text{Densitas umpan} = \rho = \frac{m}{v} = \frac{12793,9620}{8939,1154}$$

$$= 1,4312 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung Viskositas Umpan

$$\mu = 2,6693 \times 10^{-5} \frac{\sqrt{MT}}{\sigma^2 \Omega_{\mu}}$$

(Pers. 1.4 -18, Bird, hal.23)

$$\text{Densitas umpan} = \rho = \frac{m}{v} = \frac{12793,9620}{8939,1154}$$

$$= 1,4312 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung Viskositas Umpan

$$\mu = 2,6693 \times 10^{-5} \frac{\sqrt{MT}}{\sigma^2 \Omega_\mu} \quad (\text{Pers. 1.4 -18, Bird, hal.23})$$

$$\sigma = 2,44 \left(\frac{T_c}{P_c} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Pers. 1.4 -13, Bird, hal.22})$$

$$\Omega_\mu = \text{dari Appendix B, Bird, hal. 744 dengan melihat harga } \frac{\varepsilon}{\kappa}$$

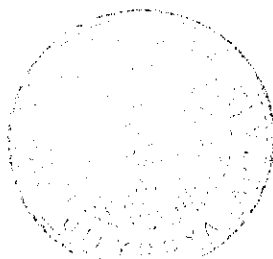
$$\frac{\varepsilon}{\kappa} = 0,77 \cdot T_c \quad (\text{Pers. 1.4 -11, Bird, hal.22})$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n Y_j \Phi_{ij}} \quad (\text{Pers. 1.4 -19, Bird, hal.24})$$

$$\Phi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{BM_i}{BM_j} \right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{1/2} \left(\frac{BM_j}{BM_i} \right)^{1/4} \right]^2 \quad (\text{Pers. 1.4 -20, Bird, hal.24})$$

$$T = \text{Suhu masuk reaktor} = 613 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	Yi	BMi	σ	$\frac{\varepsilon}{\kappa}$	μ
CH3Cl	0.0186	50,4880	612,2004	320,5125	0,0782
CH3OH	0.1766	32,0420	617,0463	394,6866	0,0723
HCl	0.1854	36,4610	484,7363	249,9805	0,1042
H2OH	0.6194	18,0150	420,0630	498,2901	0,0792



Komponen	Y _i	μ	y _i .μ _{gas} (kg/jam m)
CH ₃ Cl	0.0186	0,0782	0,0015
CH ₃ OH	0.1766	0,0723	0,0128
HCl	0.1854	0,1042	0,0193
H ₂ O	0.6194	0,0792	0,0491
Σ			0,0826

Viskositas umpan Reaktor = 0,0826 kg/m. jam

4. Menghitung Konduktivitas Umpan

Harga k_{campuran} dihitung dengan persamaan sebagai berikut,

$$k_{\text{campuran}} = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i k_i}{\sum_{j=1}^n Y_j \Phi_{ij}} \quad (\text{Pers. 8.3-17, Bird, hal 258})$$

$$k = \left(C_p + \frac{5}{4} \frac{R}{BM} \right) \mu \quad (\text{Pers. 8.3-15, Bird, hal 257})$$

Komponen	C _p	k	k _{mix} (W/m K)
CH ₃ Cl	1,2186	0,0381	0,0007
CH ₃ OH	2,0998	0,0551	0,0097
HCl	0,8141	0,0285	0,0053
H ₂ O	1,9641	0,0480	0,0298
Σ			0,0455

Konduktivitas umpan Reaktor = 0,0455 W/m K
= 0,0391 kkal/jam m K

5. Menghitung Jumlah dan Susunan Tube

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi,		
Nominal size	1	2,5400 cm
OD	1,32 in.	3,3528 cm
ID	1,049 in.	2,6645 cm
Flow area per tube	0,864 in. ²	5,5742 cm ²

(Foust, Appendix C-6a)

Menghitung kecepatan alir massa umpan:

Dari Fig. 11.5.a-1 Froment and Bischoff, untuk aliran turbulen diambil $N_{Re} = 2100$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_p}{\mu}$$

$$G_t = \frac{\mu N_{Re}}{D_p}$$

Dimana:

$$\mu = \text{Viskositas umpan} = 0,0826 \text{ kg/m.jam}$$

$$D_p = \text{Diameter partikel} = 0,3448 \text{ cm}$$

$$N_{Re} = \text{Bilangan Reynolds} = 2100$$

$$G_t = \text{Laju alir volumetrik}$$

$$G_t = \frac{(0,0826)(2100)}{0,3448}$$

$$= 1,3980 \text{ g/(cm}^2 \cdot \text{detik)}$$

Menentukan jumlah tube:

$$A_t = \frac{Wt}{G}$$

$$A_t = \frac{3553,8783}{0,6030}$$

$$= 0,2542 \text{ m}^2$$

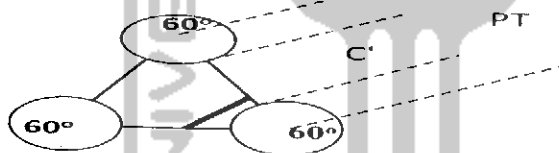
$$N_t = \frac{A_t}{A_o}$$

$$N_t = \frac{5893,5892}{5,5742}$$

$$= 1057,3011 \text{ buah}$$

diambil jumlah *tube* 1058 buah.

Dengan susunan *tube* yang direncanakan adalah *Triangullar pitch*



$$Pt = (1,25) (OD)$$

$$= (1,25)(1,32) = 1,65 \text{ inch}$$

$$C' = 1,65 - 1,32 = 0,33 \text{ inch}$$

6. Menghitung Diameter Shell

$$\text{Luas segitiga} = (0,5)(1,65)^2 \sin 60^\circ$$

$$= 1,1788 \text{ inch}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas seluruh segitiga} &= (\text{Luas segitiga}) \left(\frac{\sum \text{Tube}}{3} \right) \\
 &= (1,1788 \text{ inch}^2) \left(\frac{1058}{3} \right) \\
 &= 415,7234 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas lubang segitiga} &= (1/2)(\pi/4)(\text{OD}^2) \left(\frac{\sum \text{tube}}{3} \right) \\
 &= (1/2) \left(\frac{3,14}{4} \right) (1,32^2) (1058/3) \\
 &= 241,1859 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tanpa lubang} &= 415,7234 \text{ inch}^2 - 241,1859 \text{ inch}^2 \\
 &= 174,5375 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Shell} &= \text{Luas tanpa lubang} + [(\pi/4)(\text{OD}^2)(\sum \text{tube})] \\
 &= 174,5375 + \left(\frac{3,14}{4} \right) (1,32^2) (1058) \\
 &= 1621,6529 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Inside diameter shell} &= \sqrt{\frac{4.0,866 \cdot Nt \cdot Pt^2}{\pi}} \\
 &= 56,3704 \text{ inch} \\
 &= 143,1807 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Spesifikasi reaktor	
1. Shell side	Dowtherm A
IDs	56,3704 inch
Baffle spacing (Bs)	35,7952 inch
μ_D	1,2424 kg/ m. jam

C_{ps}	0,2986	kal/ g.°K
ρ_s	0,8325	g/cm ³
k_s	0,3939	kJ/ m.jam.°K
2. Tube side		Feed Reaktor
ID_t	1,049	inch
OD_t	1,32	inch
D_p (diameter katalis)	0,3448	cm
P_T	1,65	inch
k	0,0391	kcal/jam.m.°K)
μ	0,00023	g/(cm.det)
G_t	1,3980	g/cm ² .det
N_t	1058	buah

1. Shell side

Menghitung harga koefisien perpindahan panas *Dowtherm A*, sebagai pendingin reaktor,

$$a_s = \frac{ID_s C' B_s}{P_T} \quad (\text{Pers. 7.1, Kern, hal. 138})$$

Dimana:

a_s = Cross flow area

ID_s = Diameter dalam shell

P_T = Tube pitch

C' = Clearance

B = Baffle spacing

$$a_s = \frac{(56,3704)(0,33)(35,7952)}{(1,65)}$$

$$= 403,5579 \text{ inch}^2$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 2603,5939 \text{ cm}^2$$

Dimana,

G_s = Kecepatan massa pendingin Reaktor

W_s = Laju alir pendingin Reaktor = 8421,4054

a_s = *cross flow area*

$$G_s = \frac{8421,4054}{2603,5939}$$

$$= 3,2345 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{dtk}$$

$$= 116443,1366 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Untuk desain *triangular pitch*:

$$D_e = \frac{4 \left[(0,5 P_T - 0,86 P_T) - 0,5\pi \frac{ODt}{4} \right]}{0,5\pi \times ODt} \quad (\text{Pers. 7.5, Kern, hal. 139})$$

Dimana:

D_e = Diameter ekivalen

P_T = *Tube pitch*

ODt = Diameter luar *tube*

$$D_e = \frac{4 \times \left[((0,5)(4,1910) - 0,86(4,1910)) - 0,5 \times 3,14 \frac{(3,3528)^2}{4} \right]}{(0,5)(3,14)(3,3528)}$$

$$= 5,4893 \text{ cm}$$

$$= 0,0549 \text{ m}$$

Menghitung Bilangan Reynold *shell*

$$Re = \frac{G_s D_e}{\mu_g}$$

Dimana:

μ_s = Viskositas pendingin

$$\begin{aligned} Re &= \frac{116443,1366 \times 0,0549}{1,24238} \\ &= 5144,8633 \end{aligned}$$

$$J_H = 40 \quad (\text{Fig. 28, Kern, hal. 838})$$

$$h_o = J_H \frac{KD}{De} \sqrt[3]{Pr} \quad (\text{Pers. 6.15b, Kern, hal. 112})$$

Dimana:

h_o = Koefisien perpindahan panas di *shell*

J_H = *factor for heat transfer*

KD = Konduktivitas pendingin

D_e = Diameter ekuivalen

$$\begin{aligned} h_o &= 40 \times \frac{0,3938}{0,0549} \sqrt[3]{3,9439} \\ &= 453,4497 \text{ Kj/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

2. Tube side

Menghitung koefisien perpindahan panas umpan masuk reaktor untuk pemanasan,

$$h_i = j_H(k/D)(Pr)^{1/3}$$

$$h_i = J_H \frac{K}{D} \sqrt[3]{Pr} \quad (\text{Pers. 11.5.a-7, Froment and Bischoff,}$$

hal.476)

Dimana:

h_i = Koefisien perpindahan panas di *tube*

k = Konduktivitas umpan

D = Diameter dalam *tube*

J_H = 25 (Fig. 28 Kern hal 112)

$$h_i = 25 \times \frac{0,1638}{(2,6645/100)} \sqrt[3]{0,8886}$$

$$= 147,7142 \text{ Kj/jam.m}^2\text{.K}$$

Mengoreksi harga h_i ,

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, hal. 111})$$

Dimana:

h_{io} = Koefisien perpindahan panas terkoreksi

h_i = Koefisien perpindahan panas dalam *tube*

ID = Diameter dalam *tube*

OD = Diameter luar *tube*

$$h_{io} = 147,7142 \frac{3,3528}{2,6645}$$

$$= 117,3881 \text{ kj/jam.m}^2\text{K}$$

Menghitung U_c ,

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, hal. 112})$$

Dimana:

U_c = Clean Overall Coefficient

h_{i_o} = Koefisien perpindahan panas terkoreksi

h_o = Koefisien perpindahan panas di *shell*

$$U_c = \frac{(117,3881 \times 453,4497)}{(117,3881 + 453,4497)}$$

$$= 93,2482 \text{ Kj/jam.m}^2.\text{K}$$

Menghitung U_D ,

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} \quad (\text{Pers. 6.13, Kern, hal. 108})$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d}$$

Dimana:

U_D = Dirty Overall Coefficient

U_c = Clean Overall Coefficient

R_d = Total Dirty Factor

Dirty Factor di *shell* maupun di *tube*,

$$R_{D_o} = 0,001 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad (\text{Tabel 12, Kern, hal. 845})$$

$$R_{D_i} = 0,0005 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad (\text{Tabel 12, Kern, hal. 845})$$

$$R_{D_{\text{total}}} = 0,0015 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

$$= 7,33239E-05 \text{ m}^2 \cdot \text{j.K/Kj}$$

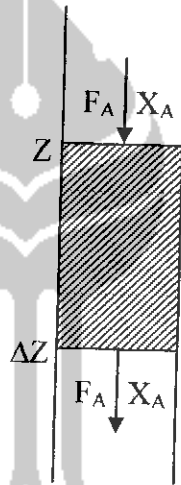
$$U_D = \frac{1}{(93,2482)} + 7,33239E-05$$

$$= 92,6149 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

8. Menghitung Tinggi Bed Reaktor dan Suhu Keluar Reaktor

- a. Menentukan persamaan profil perubahan konversi terhadap panjang reaktor

Jika ditinjau sebuah *tube* sepanjang reaktor, profil aliran gas dalam *tube* :



Asumsi keadaan reaktor dalam keadaan steady state maka laju akumulasi = 0.

laju input - laju output - laju reaksi = laju akumulasi

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \Delta W = 0 \quad (1)$$

dimana :

$$\Delta W = \Delta V_t \cdot \rho_B \cdot (1 - \varepsilon) \quad (2)$$

$$\Delta V_t = N_t \cdot A \cdot \Delta Z \quad (3)$$

$$A = D_n^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) \quad (4)$$

Dari ketiga persamaan diatas didapat persamaan sebagai berikut :

$$\Delta W = N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot \Delta Z \cdot (1 - \varepsilon) \quad (5)$$

Dengan mensubstitusikan persamaan (5) pada persamaan (1) didapat persamaan sebagai berikut :

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \Delta Z (1 - \varepsilon) = 0$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \Delta Z (1 - \varepsilon)}{\Delta Z} = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1 - \varepsilon)$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1 - \varepsilon) \quad (6)$$

dimana :

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A) \quad (7)$$

$$dF_A = dF_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = F_{A0} \cdot (-dX_A) \quad (8)$$

Dengan mensubstitusikan persamaan (8) pada persamaan (6), didapat persamaan sebagai berikut :

$$\frac{F_{A0} \cdot dX_A}{dZ} = (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1 - \varepsilon)$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_u^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1 - \varepsilon)}{F_{A0}} \quad (9)$$

dimana :

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$C_{A0} = \frac{N_{A0}}{V} \cdot V \frac{NRT}{PT}$$

$$C_{A0} = \frac{N_{A0} PT}{NtRT}$$

$$C_{A0} = 0,0465(1 - 0,95)$$

$$= 0,002325$$

$$r_A = k \times C_{A0}(1 - X_A)$$

$$r_A = k \left(\frac{N_{A0} PT}{NtRT} \right)$$

b. Menentukan konstanta kecepatan reaksi

$$k = A e^{-E/RT}$$

$$K = A \cdot \text{EXP}(B/T)$$

$$K = 8,37E+03 \times \text{Exp}(-8248,45/613)$$

$$= 0,0120$$

$$F_{A0} = \text{umpan methanol} = 92,1364 \text{ kmol/jam}$$

$$P = \text{tekanan total} = 1,3 \text{ atm}$$

$$ID_t = \text{diameter dalam tube} = 1,049 \text{ in} = 2,6645 \text{ cm}$$

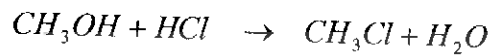
$$\rho_B = \text{massa jenis katalis} = 3,9800 \text{ gr/cm}^3$$

$$N_t = \text{jumlah tube} = 1058 \text{ tube}$$

X_A = konversi methil clorida

ϵ = porositas katalis = 0,38

Reaksi pembentukan Methil klorida :



$$X_1 = X_A = 0,95$$

Komposisi umpan sebelum reaksi,

	mol/detik
CH ₃ Cl	97,2551
CH ₃ OH	4,6068
HCl	9,2136
H ₂ O	410,7798

- b. Menentukan persamaan profil perubahan suhu terhadap panjang reaktor

Reaktor *fixed bed multi tube* menyerupai alat penukar panas dimana umpan masuk ke dalam *tube* yang berisi katalis dan media pendingin mengalir di *shell*.

Untuk keadaan *steady state*,

panas masuk + panas yang dihasilkan = panas keluar

$$H_{in} - H_{out} + Q = 0$$

(10)

jika :

$$\Delta Q = U (T - T_s) \Delta A$$

(11)

$$\Delta H = \Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

(12)

$$\Delta A = \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t \cdot \Delta Z$$

(13)

Dengan mensubstitusikan persamaan (11), (12), dan (13) ke dalam persamaan (10) didapat persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} & [\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_z - [\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_{z+\Delta z} + U(T - T_s) \Delta A = 0 \\ & [\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T]_z - [\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T]_{z+\Delta z} - [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \Delta X]_z + [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \Delta X]_{z+\Delta z} + U(T - T_s) \Delta A = 0 \\ & [\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T]_z - [\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) \Delta T]_{z+\Delta z} = [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \Delta X]_z - [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \Delta X]_{z+\Delta z} - U(T - T_s) \Delta A \end{aligned}$$

Persamaan di atas dibagi dengan ΔZ , kemudian dilimitkan dengan $\Delta Z \rightarrow 0$ sehingga diperoleh persamaan :

$$\frac{\Sigma(F_i \cdot C_{p_i}) dT}{dZ} = (\Delta H_{rT}) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U(T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t$$

Untuk semua tube :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_{rT}) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U(T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t}{\Sigma(F_i \cdot C_{p_i})}$$

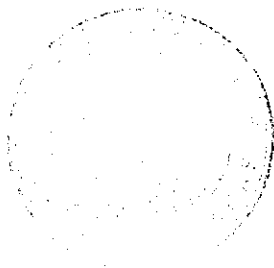
(14)

dimana :

$$\Delta H_r = \Delta H_f^{\circ 298} + \Delta H_{548} = \Delta H_f^{\circ 298} + \Sigma(\Delta H_{produk(548)} - \Delta H_{reaktan(548)})$$

Dari neraca panas reaktor :

$$\Delta H_f^{\circ 298} = -8276,0139 \text{ kkal / kmol}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -8196,7621 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

dengan

Z = tebal tumpukan katalis

F_{A0} = laju aliran Methanol = 92,1364 kmol/jam

U_d = koefisien perpindahan panas overall = 92,6149 Kj/ jam $m^2 \cdot ^\circ K$

T = suhu reaktor

T_s = suhu pendingin

OD_t = diameter luar tube = 1,049 in = 2,6645 cm

N_t = jumlah tube dalam reaktor = 1058 tube

- c. Menentukan persamaan profil perubahan temperatur pendingin terhadap panjang reaktor

Untuk keadaan steady state,

$$W_s \cdot Cp_s \cdot \Delta T_s|_z - W_s \cdot Cp_s \cdot \Delta T_s|_{z+\Delta z} + U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t \cdot \Delta Z = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{W_s \cdot Cp_s \cdot \Delta T_s|_z - W_s \cdot Cp_s \cdot \Delta T_s|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = -U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t}{W_s \cdot Cp_s}$$

(16)

dimana :

W_s = jumlah pendingin = 8421,4054 gr/dtk

C_{p_s} = kapasitas panas pendingin = 0,2986 kal/gr.K

U_d = koefisien perpindahan panas *overall* = 92,6149 KJ/ jam $m^2 \cdot ^\circ K$

OD_t = diameter luar *tube* = 1,049 in = 2,6645 cm

N_t = jumlah *tube* dalam reaktor = 1058 *tube*

T = suhu reaktor

T_s = suhu pendingin

Z = tebal tumpukan katalis

Menentukan panjang *tube* dengan menggunakan persamaan-persamaan dibawah ini :

$$1. \frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot ID_t^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1-\epsilon)}{F_{A0}}$$

$$2. \frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_R) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U_d \cdot \pi \cdot ID_t \cdot N_t (T - T_s)}{\Sigma(F_i \cdot C_{p_i})}$$

$$3. \frac{dT_s}{dZ} = \frac{U_d (T - T_s) \pi \cdot D \cdot N_t}{W_s \cdot C_{p_s}}$$

$$4. \frac{dp}{dZ} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot DP} \frac{(1-\epsilon) 150 (1-\epsilon) \pi}{(\epsilon)^3 DP} + 1,75G$$

Dengan menggunakan metode Runge Kutta, persamaan – persamaan di atas dapat diselesaikan dengan hasil sebagai berikut :

z	X	TG	TC	P
0	0	613	550	1.3
0.1	0.08673	613.0402	548.9866	1.299999
0.2	0.160119	613.0806	547.07	1.299999
0.3	0.222977	613.2898	545.1497	1.299998
0.4	0.27789	613.4998	543.2253	1.299997
0.5	0.325924	613.7104	541.2969	1.299997
0.6	0.368865	613.9216	539.3641	1.299996
0.7	0.407201	614.1334	537.4272	1.299996
0.8	0.441624	614.3456	535.486	1.299995
0.9	0.472696	614.5584	533.5406	1.299994
1	0.500877	614.7715	531.5908	1.299994
1.1	0.526546	614.9851	529.6368	1.299993
1.2	0.550022	615.1991	527.6785	1.299992
1.3	0.571568	615.4135	525.7157	1.299991
1.4	0.591411	615.6282	523.7486	1.299991
1.5	0.609741	615.8432	521.777	1.29999
1.6	0.626723	616.0586	519.801	1.299989
1.7	0.642498	616.2743	517.8205	1.299989
1.8	0.657187	616.4902	515.8354	1.299988
1.9	0.670899	616.7065	513.8458	1.299987
2	0.683724	616.9231	511.8517	1.299987
2.1	0.695746	617.1399	509.8529	1.299986
2.2	0.707036	617.357	507.8494	1.299985
2.3	0.717657	617.5743	505.8413	1.299984
2.4	0.727666	617.7919	503.8285	1.299984
2.5	0.737114	618.0098	501.8109	1.299983
2.6	0.746045	618.2279	499.7885	1.299982
2.7	0.7545	618.4462	497.7613	1.299981
2.8	0.762515	618.6648	495.7293	1.299981
2.9	0.770122	618.8836	493.6923	1.29998
3	0.777352	619.1026	491.6505	1.299979
3.1	0.784231	619.3219	489.6037	1.299979
3.2	0.790783	619.5413	487.5519	1.299978
3.3	0.797018	619.761	485.4951	1.299977
3.4	0.802982	619.9809	483.4332	1.299976
3.5	0.808679	620.201	481.3662	1.299976
3.6	0.814128	620.4213	479.294	1.298975
3.7	0.819342	620.6418	477.2167	1.297974
3.8	0.824337	620.8626	475.1341	1.296973
3.9	0.829126	621.0835	473.0463	1.295973
4	0.83372	621.3046	470.9532	1.294972
4.1	0.838132	621.526	468.8547	1.293971
4.2	0.84237	621.7475	466.7508	1.29297
4.3	0.846445	621.9692	464.6416	1.29197
4.4	0.856589	622.1911	462.5268	1.290969

4.5	0.87241	622.4134	460.4066	1.289968
4.6	0.886909	622.6361	458.2807	1.288967
4.7	0.900312	622.8593	456.1493	1.288966
4.8	0.912805	623.0829	454.0123	1.288966
4.9	0.92454	623.3068	451.8695	1.288965
5	0.935646	623.5312	451.4843	1.288964
5.1	0.946232	623.756	451.0976	1.288963
5.2	0.956395	623.9811	450.7096	1.288962

Dari perhitungan di atas, diperoleh :

$$Z = 5,2 \text{ m}$$

$$X = 0,956$$

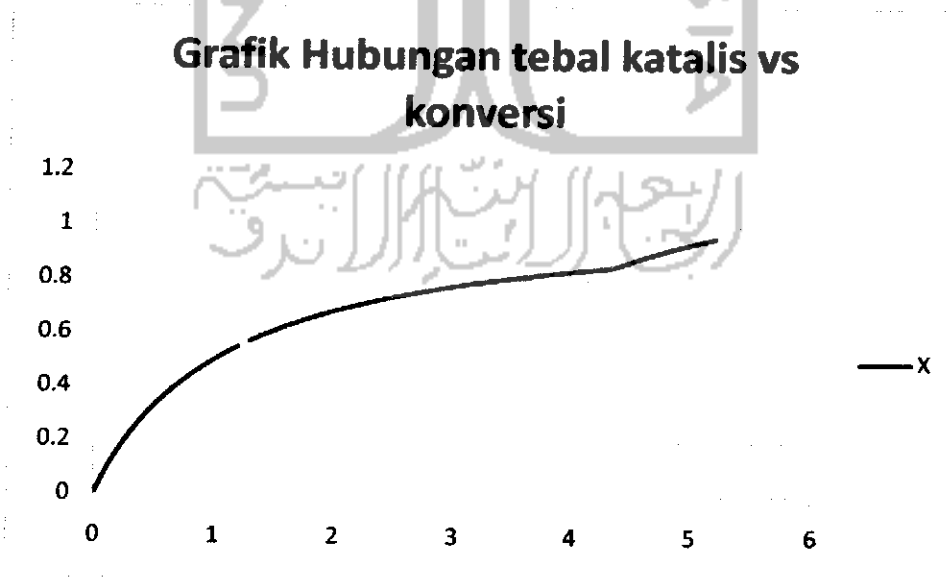
$$TG \text{ in} = 613 \text{ K} = 340 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$TG \text{ Out} = 623 \text{ K} = 350 \text{ K}$$

$$TC \text{ in} = 550 \text{ K} = 277 \text{ }^\circ\text{C}$$

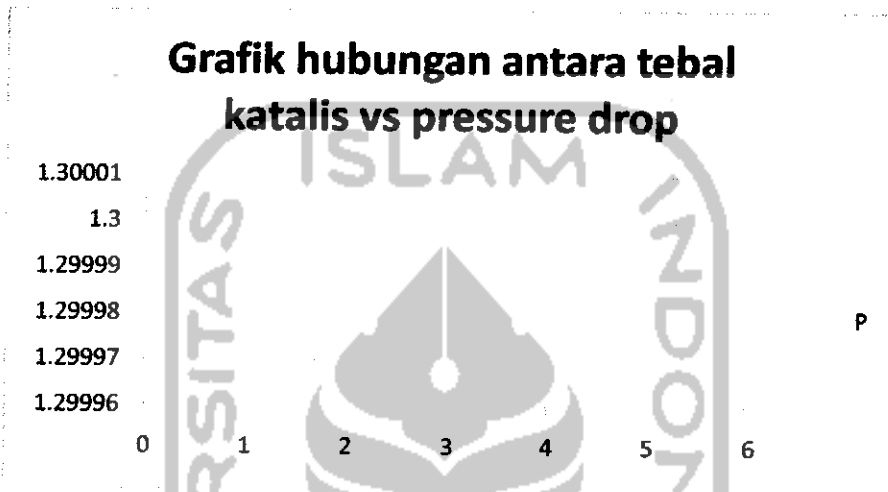
$$Tc \text{ Out} = 450,7096 \text{ K} = 188,645 \text{ C}$$

dengan grafik sebagai berikut :

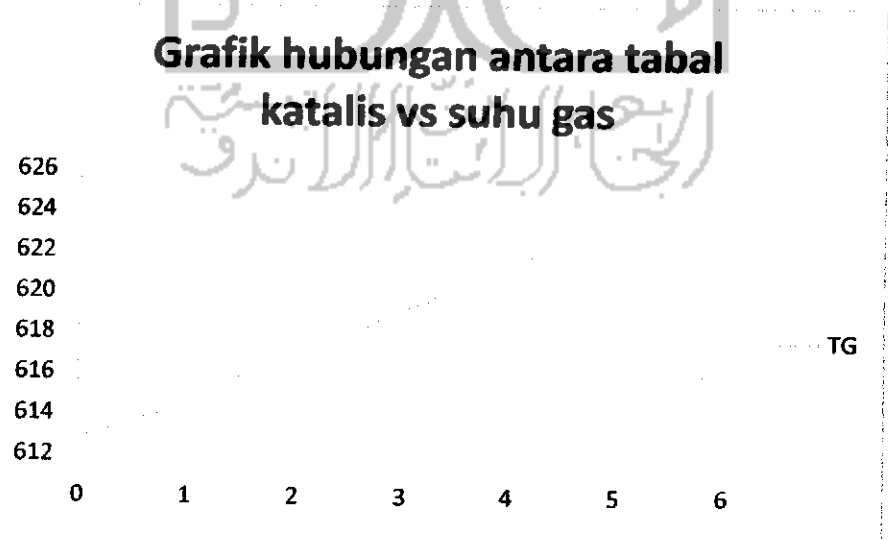


Gambar grafik hubungan tebal katalis dengan konversi

Grafik hubungan antara tebal katalis vs pressure drop



Grafik hubungan antara tebal katalis vs suhu gas



8. Menghitung Berat Katalis dan Volume Katalis

$$w = \rho_B \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot Z \cdot (1-\epsilon)$$

Dimana:

w = Berat katalis

ρ_B = Massa jenis *bulk* = 3,9800 g/cm³

N_t = Jumlah *tube* = 1058 buah

ID = Diameter dalam *tube* = 1,32 inch = 3,3528

Z = panjang *tube* = 4,6 m = 460 Cm

ϵ = 0,38

$$\begin{aligned} w &= (3,9800)(1058)(3,14/4)(3,3528)^2 \cdot 460(1-0,38) \\ &= 10384479,86 \text{ gr} = 10384,4798 \text{ kg} \end{aligned}$$

9. Menghitung Volume Bed

$$\begin{aligned} \text{Volume katalis} &= \frac{w}{\rho_B} = \frac{10384479,86}{3,9800} \\ &= 2609165,794 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed} &= \frac{\text{vol. katalis}}{1-\epsilon} = \frac{2609165,794}{1-038} \\ &= 4208331,926 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

10. Menghitung Residence Time

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{V_t}{V_g} \\ &= \frac{176306,1064}{1715527,858} \\ &= 0,1028 \text{ detik} \end{aligned}$$

11. Menghitung dinding reaktor

- a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi (h_c)

$$h_c = 0,27 \times (\Delta T)^{0,25}$$

- b. Menentukan koefisien panas secara radiasi (h_r)

$$h_r = 0,1713x$$

Dimana :

t_s = Tebal *shell*

P = Tekanan desain

r = Radius silinder

f = Tegangan maksimum yang diijinkan

E = Efisiensi pengelasan maksimum

C = Faktor korosi

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA 283 Grade C* dengan karakteristik sebagai berikut :

$$f = 12650 \text{ psi} = 860,7819 \text{ atm} \quad (\text{Peters, 1960})$$

$$E = 0,80 \quad (\text{Peters, 1960})$$

$$r = 28,1852 \text{ inch} = 71,5904 \text{ cm}$$

$$C = 0,125 \text{ inch}$$

$$P \text{ desain} = 22,932 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Tekanan perancangan} = 1,2 \times 1,3 \text{ atm} = 1,56 \text{ atm}$$

$$t_s = \frac{22,932 \times 28,1852}{(12650)(0,80) - (0,6)(22,932)} + 0,125$$

$$= 0,1890 \text{ in}$$

Digunakan tebal *shell* standar = 1/4 in (Tabel 5.7, *Brownell & Young*, hal. 89)
 = 0,635 cm

12. Menghitung Diameter Luar Shell

Direncanakan, bentuk *head* yang digunakan adalah *torispherical*.

Bahan konstruksi = bahan *shell*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \cdot t_s \\ &= 56,3704 + 2(0,25) \\ &= 56,8704 \text{ in} \\ &= 144,4508 \text{ cm} \\ &= 1,4445 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell* pada OD = 60 in didapatkan :

$$\begin{aligned} i_{cr} &= 3,6250 \text{ in} = 9,2075 \text{ cm} && \text{(Tabel 5.7, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 90)} \\ r &= 60 \text{ in} = 152,4 \text{ cm} && \text{(Tabel 5.7, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 90)} \end{aligned}$$

Untuk menghitung tebal *head* digunakan rumus :

$$t_h = \frac{P \cdot \text{IDs}}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \quad \text{(Pers. 13.10, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 256)}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} t_h &= \text{Tebal } \textit{head} \\ P &= \text{Tekanan perancangan} = 22,932 \text{ psi} \\ f &= \text{Tegangan maksimum yang diijinkan} = 12650 \text{ psi} = 860,7819 \text{ atm} \\ E &= \text{Efisiensi pengelasan maksimum} = 0,80 \\ C &= \text{Faktor korosi} = 0,125 \end{aligned}$$

$$r = \text{Radius silinder} = 28,1852 \text{ inch} = 71,5904 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{(22,932)(56,3704)}{(2)(12650)(0,80) - (0,2)(22,932)} + 0,125 \\ &= 0,1889 \text{ in} \\ &= 0,4798 \text{ cm} \end{aligned}$$

Digunakan tebal *head* standar $1/4 \text{ in} = 0,635 \text{ cm}$ (Tabel 5.6, *Brownell & Young*, hal. 88)

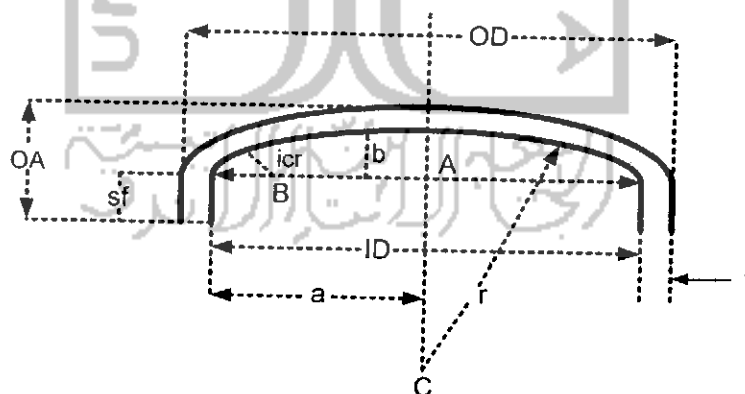
13. Menghitung Tinggi *Head*

$$ID = 1,9 \text{ inch}$$

Dari Tabel 5.6 – *Brownell* untuk tebal *head* $3/16 \text{ in}$ didapatkan data sebagai berikut,

$$i_{cr} = 3,6250 \text{ in} = 9,2075 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.6, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 88})$$

$$sf = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.6, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 88})$$



(*Brownell and Young*, Fig.5.8, hal. 87)

$$\begin{aligned} AB &= ID/2 - i_{cr} \\ &= 56,3704/2 - 3,6250 \end{aligned}$$

$$= 28,1852 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - i_{cr} \\ &= 60 - 3,6250 \\ &= 56,3750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= 60 - \sqrt{(56,3750^2 - 28,1852^2)} \\ &= 9,2562 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= 0,1889 + 9,2562 + 2 \\ &= 11,5062 \text{ in} = 29,2257 \text{ cm} \end{aligned}$$

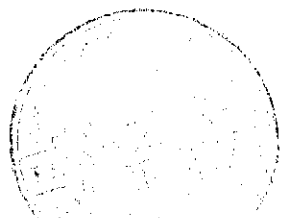
14. Menghitung Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{Panjang tube} + 2 \times \text{tinggi head} \\ &= 204,7245 + 2 \times (11,5062) \\ &= 227,7368 \text{ in} \\ &= 5,7368 \text{ m} \end{aligned}$$

15. Menghitung Volume Reaktor

$$\begin{aligned} \text{a. Volume head (VH)} &= 0.000049 \text{ ID}_s^3 && \text{(Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)} \\ &= 8,7771 \text{ ft}^3 \\ &= 0,2485 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Volume shell (VS)} &= \frac{\pi}{4} \cdot (\text{ID}_s)^2 \cdot Z \\ &= 510671,6854 \text{ in}^3 \\ &= 8,3864 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{c. Volume Reaktor (VR)} &= \text{Volume shell} + (2 \times \text{Volume head}) \\
 &= 8,8655 \text{ m}^3 \\
 &= 2342,0190 \text{ gall}
 \end{aligned}$$

16. Spesifikasi Nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{coulson and Richarson vol.6, 1983, P.211, eq 5.14})$$

$$G = \text{Umpan masuk} = 3,5539 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{Densitas gas umpan cam} = 1,4312 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 293 \times 3,5539^{0,53} \times 1,4312^{-0,37}$$

$$= 502,4896 \text{ mm}$$

$$= 19,7831 \text{ in}$$

Dari (tabel. 11, P.844, Kern, 1980), dipilih ukuran standar (Sch 20+)

$$ID = 21,25 \text{ in}$$

$$OD = 22 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar reaktor

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{coulson and Richarson vol.6, 1983, P.211, eq 5.14})$$

$$G = \text{Umpan masuk} = 3,5539 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{Densitas gas umpan cam} = 85,1602 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 293 \times 3,5539^{0,53} \times 85,1602^{-0,37}$$

$$= 110,8032 \text{ mm}$$

$$= 4,3623 \text{ in}$$

Dari (tabel. 11, P.844, Kern, 1980), dipilih ukuran standar (Sch 20+)

$$ID = 6,065 \text{ in}$$

$$OD = 6,625 \text{ in}$$

c. Diameter pendingin masuk dan keluar reaktor

$$Dopt = 75Wm^{0,5} \rho^{-0,35}$$

$$Wm = \text{Kec aliran pendingin} = 8,4214 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas pendingin} = 0,8325 \text{ kg/s}$$

$$Dopt = 75 \times 8,4214^{0,5} \times 0,8325^{-0,35}$$

$$= 20,6833 \text{ mm}$$

$$= 1,0625 \text{ in}$$

Dari (tabel. 11, P.844, Kern, 1980), dipilih ukuran standar (Sch 20+)

$$ID = 1,38 \text{ in}$$

$$OD = 1,66 \text{ in}$$

17. Menghitung suhu relatif

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$T1 = \text{Suhu umpan masuk} = 613 \text{ K}$$

$$T2 = \text{Suhu keluar reaktor} = 623 \text{ K}$$

$$t1 = \text{Suhu pendingin masuk} = 550 \text{ K}$$

$$t2 = \text{Suhu pendingin keluar} = 466 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(613 - 466) - (623 - 550)}{\ln \frac{(613 - 466)}{(623 - 550)}}$$

$$= 105,7183 \text{ K}$$

L reaktor =

5.2

Ods =

1.44018

L/D=

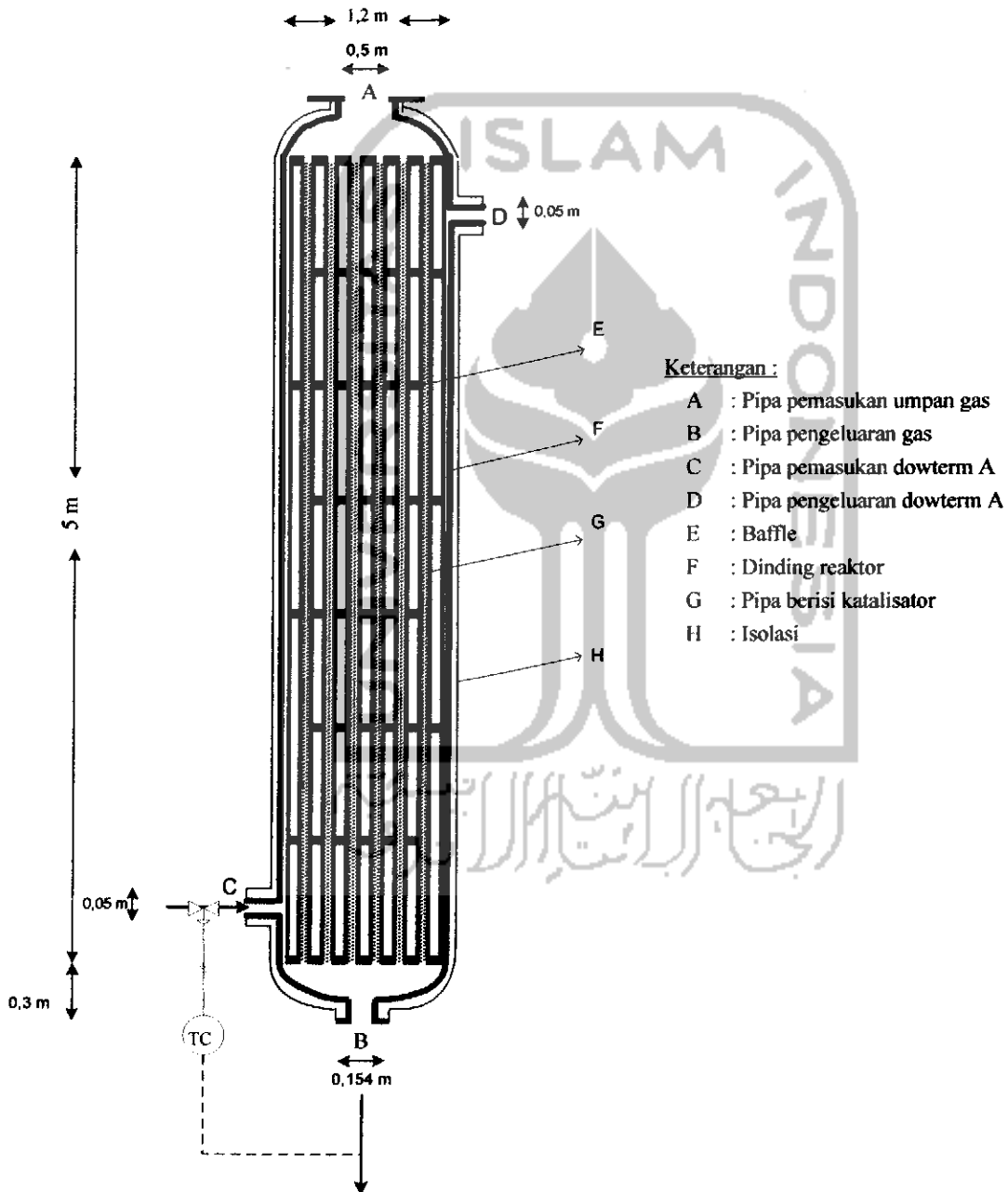
3.610659779

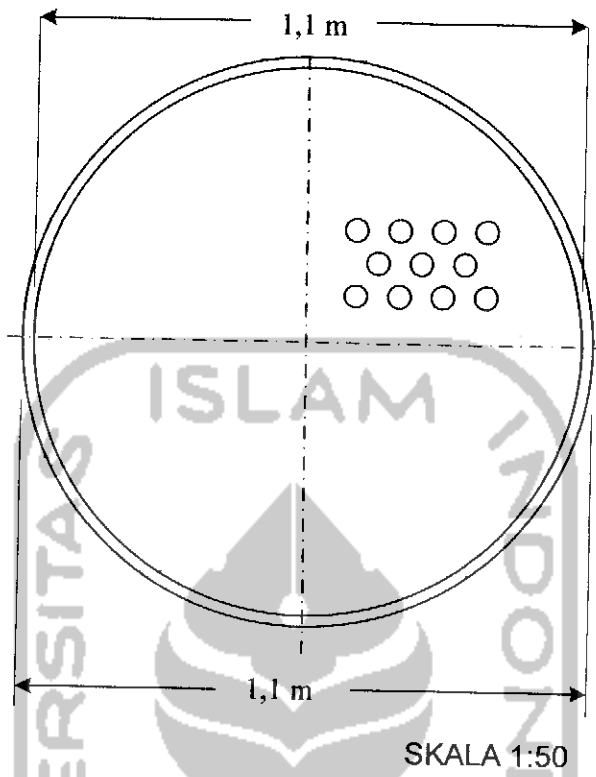


Ringkasan Reaktor (R-01):	
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi antara Metanol dan Oksigen menjadi Formaldehid
Tipe	<i>Fixed bed multi tube</i>
Jumlah	1 buah
Berat katalis	gram
Waktu tinggal	0,1095 detik
Tinggi reaktor	5,2 m
Kondisi	Non Isotermal, non Adiabatis Tekanan = 1,3 atm Suhu masuk = 613°K Suhu keluar = 623°K Fase = Gas
Spesifikasi <i>tube</i>	Jumlah <i>tube</i> = 1058 buah Panjang = 4,6 m OD = 1,32 inch ID = 1,049 inch <i>Pitch</i> = 1,65 inch
Spesifikasi <i>shell</i>	ID = 55 inch Des = 56 inch

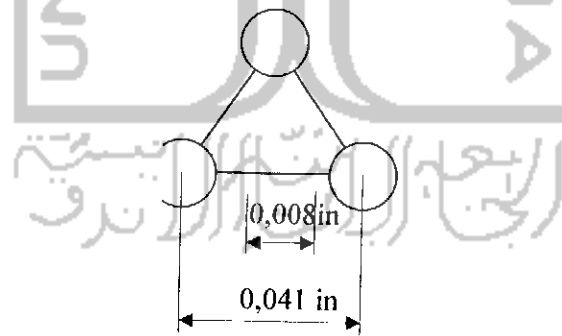
LAMPIRAN B

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE





Gambar B.2 penampang melintang reaktor



Gambar B.3 susunan pipa *triangular pitch*

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Sri Wahyuni
 No. MHS 1 : 05521050
 Nama Mahasiswa 2 : Ika Fajar RN
 No. MHS 2 : 05521019

Judul Pra Rancangan Pabrik)* : PRA RANCANGAN PABRIK METHYL KLOORIDA
 DARI ASAM KLOORIDA DAN METHANOL

Mulai Masa Bimbingan : 23 Oktober 2009
 Selesai Masa Bimbingan : 21 April 2010

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13	11-01-2010	Diskusi Perhitungan HE dan revisi HE	
14	18-01-2010	ACC Perhitungan HE	
15	25-01-2010	Diskusi Vaporizer dan revisi	
16	1-02-2010	ACC Vaporizer dan diskusi Separator	
17	8-febr-2010	ACC separator dan diskusi Pompa(revisi)	
18	15-02-2010	ACC Pompa dan diskusi Tangki (revisi)	
19	22-02-2010	ACC Tangki dan alat kecil lainnya.	
20	11-03-2010	LEMBANGA Diskusi Utilitas	
21	18-03-2010	Revisi Utilitas	
22	25-03-2010	Analisa / Perhitungan BEP	
23	1-04-2010	Revisi Analisa Ekonomi dan Per. BEP	
24	5-04-2010	Diskusi Penulisan Naskah dan Gambar PEPD	

Disetujui Draft Penulisan:
 Yogyakarta, 14 April 2010
 Pembimbing,

Diana, ST., M.Sc

Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
 Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
 Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN

Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta

http://www.uui.ac.id atau http://www.fti-uui.org e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Sri Wahyuni
 No. MHS 1 : 05521050
 Nama Mahasiswa 2 : Ika Fajar RN
 No. MHS 2 : 05521019

Judul Pra Rancangan Pabrik* : PRA RANCANGAN PABRIK METHYL KLORIDA DARI
 ASAM KLORIDA DAN METHANOL

Awal Masa Bimbingan : 23 Oktober 2009
 Selesai Masa Bimbingan : 21 April 2010

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	26-10-2009	Judul dan Diagram alir kuantitatif	<i>[Signature]</i>
2	2-11-2009	penentuan kapasitas dan neraca massa	<i>[Signature]</i>
3	9-11-2009	Diskusi neraca massa dan kapasitas	<i>[Signature]</i>
4	16-11-2009	Acc neraca massa dan optimasi reaktor	<i>[Signature]</i>
5	23-11-2009	Diskusi perhitungan reaktor	<i>[Signature]</i>
6	30-11-2009	Revisi perhitungan reaktor	<i>[Signature]</i>
7	7-12-2009	Acc reaktor	<i>[Signature]</i>
8	14-12-2009	Rancangan Menara Destilasi	<i>[Signature]</i>
9	21-12-2009	Revisi perhitungan MD	<i>[Signature]</i>
10	28-12-2009	Acc MD dan diskusi CD-01	<i>[Signature]</i>
11	4-1-2010	Revisi CD-01	<i>[Signature]</i>
12	11-1-2010	Acc CD-01	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:
 Yogyakarta, 14 April 2010
 Pembimbing,

[Signature]
 Diana, ST., M.Sc

Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
 Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
 Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy