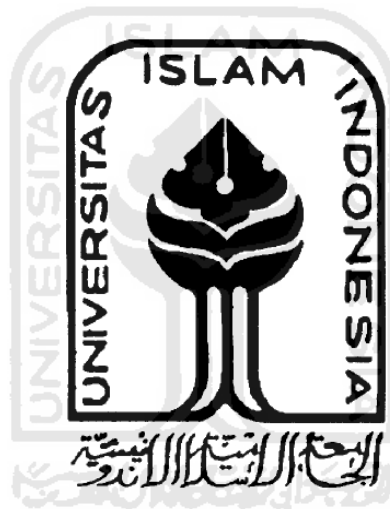


**PRA RANCANGAN
PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HCl
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Di susun Oleh :

Fajar Amin Wahyullah (06 521 023)

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2012**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Fajar Amin Wahyullah

No. Mahasiswa : 06 521 023

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, April 2012

(Fajar Amin Wahyullah)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK
METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HCl
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Di susun Oleh :

Fajar Amin Wahyullah 06 521 023

Jogjakarta, April 2012

Dosen Pembimbing

Diana, ST., M. Sc

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA
DARI METANOL DAN ASAM KLORIDA
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Fajar Amin Wahyullah

No.Mahasiswa : 06 521 023

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

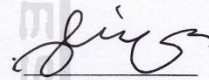
Universitas Islam Indonesia
Jogjakarta, **10 April 2012**

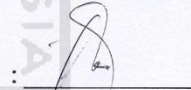
Tim Penguji

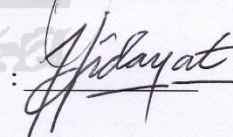
Diana, ST., M.Sc.
Ketua

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc
Anggota I

Arif Hidayat, ST., MT.
Anggota II

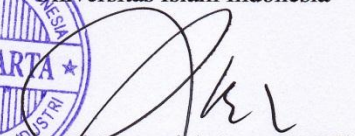






Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Dra. Hj. 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 125.000 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 adik kami, atas segala kasih sayang, kepercayaan dan doa yang tiada hentinya.
5. Kepada teman-teman Teknik Kimia UII Angkatan 2006 atas kebersamaannya dan segala kenangan yang tak akan pernah terlupakan.
6. Seluruh teman-teman Teknik Kimia berbagai angkatan yang tidak dapat disebutkan satu per satu.
7. Semangat keduaku, terimakasih.

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, Maret 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN KEASLIAN HASIL	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK	xvi
 BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.1.2 Lokasi Pabrik	4
1.1.2.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	4
1.1.2.1 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	5
1.2 Tinjauan Pustaka	6
 BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	9
2.1.1 Produk	9
2.2 Spesifikasi Bahan	9
2.2.1 Bahan Baku	9

2.2.2 Bahan Pembantu	10
2.3 Pengendalian Kualitas	11

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	12
3.1.1 Persiapan Bahan Baku	12
3.1.2 Reaksi Dalam Reaktor	13
3.1.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk	14
3.2 Metode Penentuan Perancangan	14
3.2.1 Penentuan Neraca Massa	14
3.2.1.1 Neraca Massa Total	15
3.2.1.2 <i>Vaporizer 01</i>	16
3.2.1.3 <i>Separator Drum 01</i>	16
3.2.1.4 <i>Vaporizer 02</i>	16
3.2.1.5 <i>Separator Drum 02</i>	17
3.2.1.6 Reaktor <i>Fixed Bed Multitube 01</i>	17
3.2.1.7 <i>Separator Drum 03</i>	18
3.2.1.8 Menara Destilasi 01	18
3.2.2 Penentuan Neraca Panas	19
3.2.2.1 Neraca Panas Reaktor 01	19
3.2.2.2 Neraca Panas Menara Destilasi 01	19
3.2.2.3 Neraca Panas Vaporizer 01	19
3.2.2.4 Neraca Panas Vaporizer 02	20
3.2.3 Spesifikasi Alat	20

3.2.3.1 Tangki Penyimpanan <i>HCl</i> (TP-01)	20
3.2.3.2 Tangki Penyimpanan <i>Methanol</i> (TP-02)	21
3.2.3.3 Tangki Penyimpanan <i>Methyl Chloride</i> (TP-03) ..	21
3.2.3.4 <i>Vaporizer 01</i> (VP-01)	22
3.2.3.5 <i>Vaporizer 02</i> (VP-02)	23
3.2.3.6 <i>Separator Drum 01</i> (SP-01)	24
3.2.3.7 <i>Separator Drum 02</i> (SP-02)	24
3.2.3.8 <i>Reactor 01</i> (RK-01)	25
3.2.3.9 <i>Separator Drum 03</i> (SP-03)	26
3.2.3.10 Menara Destilasi 01 (MD-01)	27
3.2.3.11 <i>Heat Exchanger 01</i> (HE-01)	28
3.2.3.12 <i>Condensor 01</i> (CD-01)	29
3.2.3.13 <i>Cooler 01</i> (CL-01)	30
3.2.3.14 <i>Cooler 02</i> (CL-02)	31
3.2.3.15 <i>Heat Exchanger 02</i> (HE-02)	32
3.2.3.16 <i>Condensor 02</i> (CD-02)	33
3.2.3.17 <i>Reboiler 01</i> (RB-01)	34
3.2.3.18 <i>Accumulator 01</i> (Acc-01)	35
3.2.3.19 Pompa 01 (P-01)	36
3.2.3.20 Pompa 02 (P-02)	37
3.2.3.21 Pompa 03 (P-03)	38
3.2.3.22 Pompa 04 (P-04)	38
3.2.3.23 Pompa 05 (P-05)	39

3.2.3.24 Pompa 06 (P-06)	40
3.2.3.25 Pompa 07 (P-07)	41
3.2.3.26 Pompa 08 (P-08)	42
3.3 Perencanaan Produksi	43

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	45
4.2 Tata Letak Pabrik	47
4.3 Tata Letak Alat Proses	49
4.3.1 Alir Proses dan Material	54
4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)	55
4.4.1 Unit Pengolahan Air	56
4.4.2 Unit Pengolahan Steam	56
4.4.2.1 Bak Pengendap Awal	57
4.4.2.2 Tangki Tawas	57
4.4.2.3 Tangki <i>Flokulator</i>	57
4.4.2.4 Tangki Larutan Abu Soda Na_2CO_3	58
4.4.2.5 <i>Sand Filter</i>	58
4.4.2.6 Bak Penampung Air Bersih	59
4.4.2.7 Tangki Larutan Kaporit $\text{Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	59
4.4.2.8 Tangki Rumah Tangga dan Kantor	59
4.4.2.9 Tangki Larutan H_2SO_4	59
4.4.2.10 <i>Cation Exchanger</i>	60
4.4.2.11 <i>Anion Exchanger</i>	60

4.4.2.12	Tangki <i>Hidrazin</i>	61
4.4.2.13	Daerator	61
4.4.2.14	Tangki NaH_2PO_4	62
4.4.2.15	Tangki Air Umpan Boiler	62
4.4.2.16	Tangki Bahan Bakar	62
4.4.2.17	<i>Cooling Tower</i>	62
4.4.2.18	Tangki Kondensat	62
4.4.3	<i>Air Preparation Unit</i>	63
4.4.4	Kebutuhan Bahan Bakar	63
4.4.5	Kebutuhan <i>Dowtherm A</i>	63
4.4.6	Kebutuhan Energi Listrik	64
4.4.7	Kebutuhan <i>Refrigerant</i>	66
4.5	Organisasi Perusahaan	69
4.5.1	Bentuk Umum Perusahaan	69
4.5.2	Bentuk Perusahaan	69
4.5.3	Sistem Organisasi	70
4.5.3.1	Direktur Utama	72
4.5.3.2	Direktur Bidang	72
4.5.3.3	Kepala Bagian	73
4.5.3.4	Kepala Seksi	74
4.5.3.5	Kepala <i>Shift</i>	75
4.5.4	Daftar Gaji Karyawan	77
4.6	Evaluasi Ekonomi	77

4.7.1 Indeks Harga	77
4.7.2 Harga Alat	79
4.7.3 <i>Capital Investment</i>	80
4.7.3.1 <i>Fixed Capital Investment</i>	81
4.7.3.2 <i>Working Capital Investment</i>	87
4.7.4 <i>Manufacturing Cost</i>	88
4.7.4.1 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	88
4.7.4.2 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	91
4.7.4.3 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	92
4.7.5 <i>Generale Expense</i>	92
4.7.6 <i>Total Capital Investment</i>	93
4.7.7 Total Biaya Produksi	93
4.7.8 Analisa Keuntungan	93
4.7.8.1 Analisa Kelayakan	94
BAB V KESIMPULAN	101
DAFTAR PUSTAKA	xvi
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

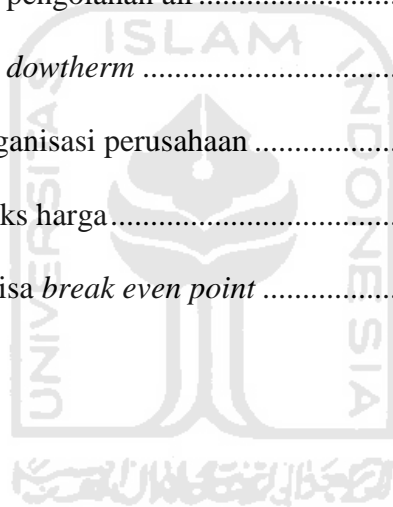
Tabel 1.1.	Kegunaan metil klorida.....	1
Tabel 1.2.	Data Impor metil klorida.....	2
Tabel 1.3.	Data pabrik metil klorida yang ada diluar negeri	3
Tabel 3.1.	Neraca massa total	15
Tabel 3.2.	Neraca massa vaporizer 01	16
Tabel 3.3.	Neraca massa separator drum 01	16
Tabel 3.4.	Neraca massa vaporizer 02	16
Tabel 3.5.	Neraca massa separator drum 02	17
Tabel 3.6.	Neraca massa reaktor	17
Tabel 3.7.	Neraca massa separator drum 03	18
Tabel 3.8.	Neraca massa menara distilasi	18
Tabel 3.9.	Neraca panas reaktor.....	19
Tabel 3.10.	Neraca panas menara distilasi 01	19
Tabel 3.11.	Neraca panas vaporizer 01	19
Tabel 3.12.	Neraca panas vaporizer 02	20
Tabel 4.1.	Penjadwalan kerja masing-masing regu.....	76
Tabel 4.2.	Daftar gaji karyawan.....	77
Tabel 4.3.	Harga <i>index chemical engineering progress</i>	78
Tabel 4.4.	Harga indeks hasil regresi linier pada berbagai tahun	78
Tabel 4.5.	Total biaya <i>physical plant cost</i>	85
Tabel 4.6.	<i>Fixed capital investment</i>	86

Tabel 4.7.	Total <i>working capital investment</i>	88
Tabel 4.8	Total <i>direct manufacturing cost</i>	91
Tabel 4.9.	Total <i>indirect manufacturing cost</i>	91
Tabel 4.10.	Total <i>fixed manufacturing cost</i>	92
Tabel 4.11.	Total <i>manufacturing cost</i>	92
Tabel 4.12.	Total <i>general expense</i>	93



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Grafik kebutuhan metil klorida	3
Gambar 4.1.	Tata letak pabrik.....	48
Gambar 4.2.	Tata letak alat proses.....	51
Gambar 4.3.	Diagram alir kualitatif.....	52
Gambar 4.4.	Diagram alir kuantitatif.....	53
Gambar 4.5.	Skema unit pengolahan air.....	67
Gambar 4.6.	Skema unit <i>dowtherm</i>	68
Gambar 4.7.	Struktur organisasi perusahaan	71
Gambar 4.8.	Grafik indeks harga.....	79
Gambar 4.9.	Grafik analisa <i>break even point</i>	97



ABSTRACT

Preliminary design of methyl chloride from methanol and hydrogen chloride acid plant is designed with capacity 125.000 tons product / year, with minimum 99,5 % methyl chloride content in the product. This plant will operate 330 days a year. This plant will need 10,59 tons/year methanol as raw material and hydrogen chloride acid of 11,45 tons/year. We plan to build this plant at industrial zone in east Kalimantan, will use about 7 hectar area and 145 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 vopours 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 catalist with 95 % of methanol is converted to methyl choride. The last step from methyl chloride production is product purification with minimum 98 % methyl choride content in the product.

This plant will need water about 5.645,70 kg water/hour, fuel oil about 705 kg/hour, and total electricity 350 kW. The plant will need total fixed capital investment US\$ 26.628.481,68 = Rp 484.638.366.651,19, and working capital US\$ 48.231.443,57 = Rp 438.906.136.493

This is low risk plant, from economic evaluation we know that net profit after taxes about Rp 95.870.009.515 / year, with Rate of Return on Investment (ROI) 40 %, Pay out Time (POT) 2 years, Break Event Point (BEP) 45,50 % design capacity, Shut Down Point (SDP) 24,93 % design capacity, and Discounted Cash Flow (DCF) 17,23 %. Base on these results we have conclusion that this methyl choride from methanol and hydrogen chloride acid plant with capacity 125.000 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 sintetis, 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	Tahun			
	Industri	1970	1974	1989
1.	Silikon	38%	50%	74%
2.	Tetramethyllead	38%	30%	-
3.	Buthyl Rubber	5%	5%	2%
4.	Pertanian	-	-	7%
5.	Methyl 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.

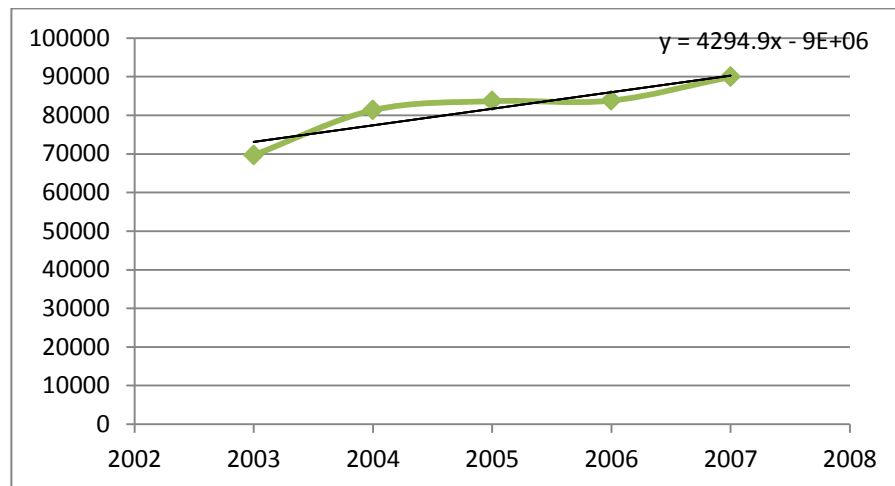
Di samping itu dengan didirikan pabrik ini akan membuat kesempatan terciptanya lapangan kerja baru, dan juga dengan adanya pabrik metil klorida ini akan mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan metil klorida sebagai bahan baku utama di dalam prosesnya. Pendirian pabrik ini didukung dengan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

Tabel 1.2 Data *import* metil klorida

No	Tahun	Berat (Ton)
1.	2003	69.705,14
2.	2004	81.320,56
3.	2005	83.664,54
4.	2006	83.808,87
5.	2007	89.935,58



Gambar 1.1 Grafik hubungan kebutuhan metil klorida dari methanol dan asam klorida tiap tahunnya di Indonesia

Dari data BPS diatas, kenaikan metil klorida mencapai kenaikan setiap tahunnya. Oleh karena itu, dengan menggunakan metode pendekatan linier untuk tahun 2015, kebutuhan metil klorida mencapai 125.000,00 ton/tahun, sehingga ditentukan kapasitas pabrik metil klorida 125.000 ton/tahun untuk tahun 2015. Karena di Indonesia belum adanya pabrik metil klorida, maka data *import* yang ada digunakan sebagai acuan dalam mengetahui kebutuhan metil klorida di Indonesia.

Adapun pabrik metil klorida yang ada diluar negeri sebagai pertimbangan pengambilan kapasitas pabrik sebagai berikut :

Tabel 1.3 Data pabrik metil klorida yang ada diluar negeri

Nama Pabrik	Kapasitas
Freeport, Texas	150.040 ton/tahun
Geismar, LA	135.236 ton/tahun
Wichita, Vulcan	100.360 ton/tahun

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

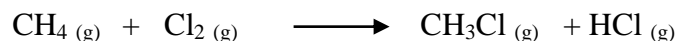
Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

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 :

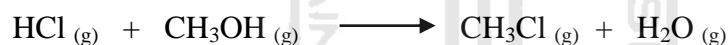
1. Metil klorida dapat dibuat dengan menggunakan bahan baku metana yang diklorinasi dengan gas klorin (Cl_2) pada suhu sekitar $400\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan 20 atm. Reaksi yang terjadi :



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

(Kirk and Othmer, 1977)

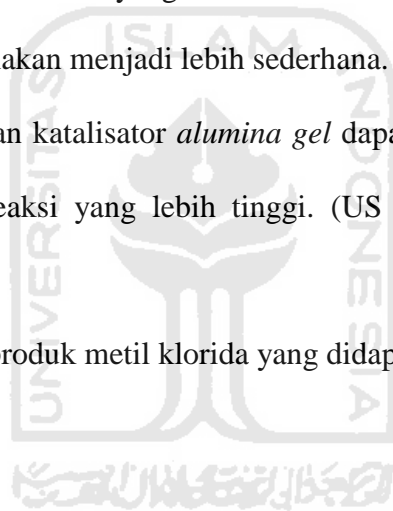
2. Metil klorida dihasilkan oleh reaksi antara metanol dan asam klorida dengan bantuan katalis, uap metanol dan asam klorida diumpankan secara equimolar yang mana keduanya mengalami penguapan terlebih dahulu. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Campuran gas kemudian dimasukkan kedalam reaktor pipa jenis *fixed bed multitube* pada temperature 340-350 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 99,5% 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.



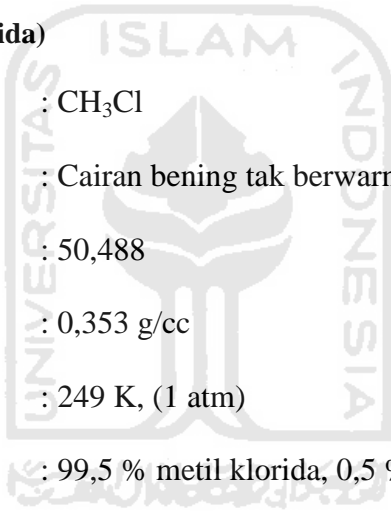
BAB II

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
Berat molekul	: 50,488
Densitas kritis	: 0,353 g/cc
Titik didih normal	: 249 K, (1 atm)
Kemurnian	: 99,5 % metil klorida, 0,5 % impurities

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

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Bahan Baku

Metanol

Rumus molekul	: CH_3OH
Kenampakan	: Cairan bening tak berwarna
Berat molekul	: 32,042
Densitas	: 0,786 g/cc

Titik didih normal : 338 K

Kemurnian : 98 % metanol, 2 % air.

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

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 : 48 °C

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 : Al₂O₃

Kenampakan : Padatan silinder

Berat molekul : 102

True density : 3,98 g/cc

Porositas : 0,384 *void fraction*

Diameter ekivalen : 3,696 mm

Luas permukaan : 200 m²/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 99,5 % 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

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

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

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 305,32 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 diumpankan ke

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

Metanol dengan kadar 98% berat diumpangkan dari tangki penyimpan 02 yang bekerja pada suhu 305 K, tekanan 1 atm diumpangkan ke dalam vaporizer 02 yang bekerja pada tekanan 1,3 atm dengan suhu 310,08 K 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.

3.1.2 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 *Alummina Gel* setelah sebelumnya umpan gas dipanaskan dengan memanfaatkan panas gas keluar reaktor hingga suhu 613 K.

Reaktor bekerja pada tekanan umpan 1,3 atm dan suhu umpan 613-623 K. Reaktor bekerja secara non-isotermal non-adiabatis. Dalam reaktor terjadi reaksi antara methanol 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 *Dowtherm A* cair.

3.1.3 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 318,05 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 dan Metanol, 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 99,5 % dengan suhu 292,93 K kemudian diumpankan dalam tangki penyimpan produk (TP-03). Sedangkan hasil bawah menara distilasi 01 yang berupa air, metanol 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 125.000 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 125.000 ton/tahun meliputi :

1. Neraca massa total
2. Neraca massa vaporizer
3. Neraca massa reaktor
4. Neraca massa separator drum
5. Neraca massa menara distilasi

Basis Perhitungan Neraca Massa :

Kapasitas Produk : 125.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

Basis Perhitungan : 1 jam

$$= \left[\frac{125.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \times \left[\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 15.782,8282 \text{ kg/jam}$$

3.2.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.1 Neraca massa total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Produk	Limbah
HCl	11.455,4756	-	-
CH ₃ Cl	-	15.703,9141	1,586,253
CH ₃ OH	10.594,2928	789,141	4,482,837
H ₂ O	19.721,4793	-	25.381,5104
		15.782,8282	7.054,51
Total	41.771,2478	41.771,2478	

3.2.1.2 Vaporizer 01

Tabel 3.2 Neraca massa vaporizer 01 (VP-01)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Tangki-01	Recycle SD-01	
HCl	11.455,4756	2.863,8689	14.319,3445
H ₂ O	19.505,2603	4.876,3173	24.381,5866
	8.398,46	2.099,61	
Total	38.700,9312		38.700,9312

3.2.1.3 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	14.319,3445	11.455,4756	2.863,8689
H ₂ O	24.381,5867	19.505,2693	48,763,173
		30.960,7449	7.740,1862
Total	38.700,9312	38.700,9312	

3.2.1.4 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	10.594,29286	2.648,573215	13.242,86607
H ₂ O	216,2100583	54,05251459	270,2625729
	10.810,50292	2702,625729	
Total	13.513,12865		13.513,12865

3.2.1.5 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	13.242,86607	10.594,29286	2.648,573215
H ₂ O	270,2625729	216,2100583	54,05251459
		10810.50292	2.702,625729
Total	13513.12865	13.513,12865	

3.2.1.6 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (RK-01)

Tabel 3.6 Neraca massa reaktor *fixed bed multitube*

Komponen	Masuk, kg/jam			Keluar, kg/jam
	SP 01	SP 02	Recycle SD-03	
HCl	11.455,4757	-	1.808,7593	1.808,7593
CH ₃ Cl	-	-	79,7113	15.942,2508
CH ₃ OH	-	10.594,2929	2,6492	529,8471
H ₂ O	19.505,2693	216,2101	127,5453	25.509,0558
	30.960,7450	10.810,5029	2018.6651	
Total	43.789,9130			43.789,9130

3.2.1.7 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	1808,7593	1.808,7593	-
CH ₃ Cl	15.942,2508	79,7113	15.862,5395
CH ₃ OH	529,8471	2,6492	527,1979
H ₂ O	25.509,0558	127,5453	25.381,5105
		2.018,6651	41.771,2479
Total	43.789,9130	43.789,9130	

3.2.1.8 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.8 Neraca massa menara distilasi

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Top (produk)	Bottom (limbah cair)
CH ₃ Cl	15.862,5395	15.703,9141	158,6254
CH ₃ OH	527,1979	78,9141	448,2837
H ₂ O	25.381,5105	-	25.381,5105
		15.782,8283	25.988,4196
Total	41.771,2479	41.771,2479	

3.2.2 Penentuan Neraca Panas

3.2.2.1 Neraca Panas Reaktor 01

Tabel 3.9 Neraca panas reaktor

No	Arus	Masuk, kkal/j	Keluar, kkal/j
1	Panas Masuk	212.007.6664	
2	Panas Keluar		243.126.6143
3	Panas Reaksi	1,707320665	
4	Panas Diambil Pendingin		31.116.94682
Jumlah		212.009.3738	212.009.6675

3.2.2.2 Neraca Panas Menara Destilasi 01

Tabel 3.10 Neraca panas menara destilasi

No	Arus	Masuk. kJ/j	Keluar. kJ/j
1	Umpan Masuk	6.482.192.333	-
2	Hasil atas	-	7.289.649.932
3	Hasil Bawah	-	12.375.377.25
4	Kondensor	-	1.037.336.18
5	Reboiler	12.145.498.66	-
Jumlah		18.627.690.99	18.627.690.99

3.2.2.3 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

3.2.2.4 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

3.2.3 Spesifikasi Alat

3.2.3.1 Tangki Penyimpanan Asam klorida (TP-01).

Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam klorida dalam fase cair untuk kebutuhan 15 hari sebanyak 30.960,7450 kg/jam

Kondisi penyimpanan :

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

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

Kapasitas tangki : 11.145.868,1891 m³

Jumlah : 1 buah

Diameter : 48,76 m

Panjang : 21,33 m

Tebal *head* : 5 in

Bahan Konstruksi : *Stainless steel AISI-316*

Harga : \$ 596.587,17

3.2.3.2 Tangki Penyimpanan CH₃OH (TP-02).

Fungsi : Menyimpan bahan baku metanol dalam fase cair untuk kebutuhan 1 hari sebanyak 10.810,5029 kg/jam.

Kondisi penyimpanan :

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

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

Kapasitas tangki : 259.452,0700 m³

Jumlah : 1 buah

Diameter : 13,7160 m

Tinggi : 7,3152 m

Tebal *head* : 1,2 in

Bahan Konstruksi : *Carbonsteel SA-283 grade C*

Harga : \$ 75.705,67

3.2.3.3 Tangki Metil Klorida (T-03)

Fungsi : Menyimpan produk metil klorida selama 15 hari sebanyak 15.782,8283 kg/jam.

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 293,08 K
- Tekanan : 3,6 atm
- Kondisi : Fase cair

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

Kapasitas tangki : 17.204,4576 m³

Jumlah : 1 buah

Diameter : 36,58 m

Panjang : 18,29 m

Tebal *head* : 3,4 in

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Harga : \$ 412.246,89

3.2.3.4 Vaporizer - 01 (VP-01)

Fungsi : Mengubah fase Asam klorida umpan reaktor dari fase cair ke fase uap pada suhu 305,32 K dan tekanan 1,3 atm sebanyak 38.700,9312 kg/jam

Tipe : *Horizontal Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI 316*

Jumlah : 1 buah

- Panjang : 13 ft

Shell Side :

- Diameter dalam : 37 in

- Jumlah pass : 1
- *Baffle spacing* : 11,1 in

Tube Side :

- Diameter luar : 0,75 in
- Diameter dalam : 0,62 in
- Jumlah pass : 2
- Jumlah *tube* : 294 buah
- BWG : 16
- *Pitch* : 1,25 in

Harga : \$ 49.326,00

3.2.3.5 Vaporizer-02 (VP-02)

Fungsi : Mengubah fase metanol umpan reaktor dari fase cair ke fase uap pada suhu 310,0809 K dan tekanan 1,3 atm sebanyak 13.513,1268 kg/jam

Tipe : *Horizontal Heat Exchanger*

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* : 2,5875 in

Tube Side :

- Diameter luar : 1 in
- Diameter dalam : 0,87 in
- Jumlah pass : 2
- Jumlah *tube* : 116 buah
- BWG : 16
- *Pitch* : 1,25 in

Harga : \$ 10.839,76

3.2.3.6 Separator Drum-01 (SP-01)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer-01 pada suhu 305,32 K sebanyak 7740,1862 kg/jam uap dan 30.960,7450 kg/jam cair.

Tipe : Tangki vertikal

Jumlah : 1 buah

Dimensi separator :

- Diameter *Shell* : 1,52 m
- Tinggi *Shell* : 8,6 m
- Tebal *Shell* : 0,18 in
- Tebal *Head* : 0,23 in
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI-316*

Harga : \$ 222.082,96

3.2.3.7 Separator Drum-02 (SD-02)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer-02 pada suhu 345,1745 K sebanyak 13.513,1286 kg/jam uap dan 2702,6257 kg/jam cair.

Tipe : Tangki vertikal

Jumlah : 1 buah

Dimensi separator :

- Diameter *Shell* : 1,98 m
- Tinggi *Shell* : 1,75 m
- Tebal *Shell* : 0,20 in
- Tebal *Head* : 0,3125 in
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 60.252,74

3.2.3.8 Reaktor-01 (RK-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi uap metanol dan asam klorida menjadi metil klorida sebanyak 43.789,9130 kg/jam.

Tipe : *Fixed Bed Multitube*

Jumlah : 1 buah

Kondisi : Non-adiabatis non-isotermal

- Tekanan : 1,3 atm
- Suhu masuk : 613 K

○ Suhu keluar	: 623 K
○ Fase	: Gas dengan katalis padat
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel AISI 316</i>
Tebal dinding	: 0,25 in
Tebal <i>head</i>	: 0,25 in
Katalis	:
○ Jenis	: <i>Alumina</i>
○ Bentuk	: Padatan Gel Silinder
○ Densitas katalis	: 3,98 g/cm ³
○ Diameter	: 0,36 cm
○ Tebal isolasi	: 0,06 Btu/jam
Diameter kolom	: 1,56 m
Tinggi reaktor	: 5,2 m
Harga	: \$ 114.851,38

3.2.3.9 Separator Drum - 03 (SD-03)

Fungsi	: Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari Condensor-01 pada suhu 318,05 K sebanyak 2018,6651 kg/jam uap dan 41.771,2479 kg/jam cair.
Tipe	: Tangki silinder horisontal
Jumlah	: 1 buah
Dimensi separator	:
○ Diameter	: 1,21 m

- Panjang : 14,43 m
 - Tebal *Shell* standar : 0,62 in
 - Bahan konstruksi : *Stainless Steel AISI 316*
- Harga : \$ 240.281,13

3.2.3.10 Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan dan memurnikan produk metil klorida pada suhu 293,08 K dan tekanan 3,7 atm

sebanyak 15.782,8283 kg/jam

Tipe : *Sieve Tray*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

- Puncak menara : Suhu = 293,0888 K
Tekanan = 3,6 atm

- Dasar menara : Suhu = 413,5531 K
Tekanan = 3,8 atm

- Umpan menara : Suhu = 349,4911 K
Tekanan = 3,7 atm

Jumlah plate : 16 plate

Lokasi umpan masuk : Stage antara plate 8 dan 9 dari puncak menara

Tray spacing : 0,6 m

Diameter atas : 1,0034 m

Diameter bawah : 1,0034 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal <i>shell</i> standar	: 5/16 in
Tebal <i>head</i> standar	: 1/4 in
Tinggi kolom	: 10,4669 m
Harga	: \$ 137.692,50

3.2.3.11 Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan reaktor dari 327,04 K menjadi 613 K sebelum masuk ke reaktor sebanyak 43.789,9130 kg/jam, dengan media pemanas hasil reaksi keluar reaktor.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Stainlees Steel AISI 316*

Luas transfer panas : 2.164,0738 ft²

Dirt Factor (Rd) : 0,0093 jam ft² °F/Btu

Shell Side

- *Hot fluid* : Umpan reaktor
- ID : 23,25 in
- Pass : 1 pass

Tube Side :

- *Cold fluid* : Gas keluar reaktor
- ID : 0,82 in
- OD : 0,75 in
- BWG : 16
- Panjang : 15 ft

- Jumlah pipa : 442 pipa
 - Pass : 1 pass
 - *Pitch* : 0,9375 in *triangular pitch*
- Jumlah : 1 buah
- Harga : \$ 31.687,35

3.2.3.12 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 : 7.455,35 ft²
- UD : 49,78 Btu/jam.ft².°F
- Uc : 59,17 Btu/jam.ft².°F
- Dirt Factor* (Rd) : 0,0032 jam ft² °F/Btu
- Shell Side* :
- *Cold fluid* : *Chilled water*
 - ID : 19,25 in
 - Pass : 1 pass
- Tube Side* :
- *Hot fluid* : Keluar *Heat Exchanger 02*
 - ID : 1 in

- OD : 1,049 in
 - BWG : 16
 - Panjang : 15 ft
 - Jumlah pipa : 159 pipa
 - Pass : 2 pass
 - *Pitch* : 1,25 in *triangular pitch*
- Jumlah : 1 buah
- Harga : \$ 34.720,95

3.2.3.13 Cooler 01

- Fungsi : Mendinginkan fluida sebanyak 43.789,9130 kg/jam dari reaktor ke cooler-2
- Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Beban Panas : 5.527.883,0108 kJ/jam
- Luas transfer panas : 303,8225 ft²
- Panjang : 8 ft
- Shell Side*
- Fluida panas : Metil klorida, Metanol, HCl dan Air
- Ukuran :
- ID : 19,25 in
 - *Baffle space* : 9,625 in
 - Pass : 1
- Tube Side*
- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 126
- OD : 0,75 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0071 hr.ft².°F/Btu

Bahan : *Stainless Steel AISI 316*

Harga : \$ 3.884,13

3.2.3.14 Cooler 02

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

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 6.188.726,1068 kJ/jam

Luas transfer panas : 626,1542 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida panas : Metil klorida, Metanol, HCl dan Air

Ukuran :

- ID : 19,25 in
- *Baffle space* : 9,625 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : *Chilled water*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 262
- OD : 0,75 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0053 hr.ft².°F/Btu

Bahan : *Stainlees Steel AISI 316*

Harga : \$ 5.994,20

3.2.3.15 Heat Exchanger 02 (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan menara distilasi (MD-01) dari 318,05 K menjadi 349,4911 K dengan memanfaatkan gas keluar reaktor

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Luas transfer panas : 169,5937 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 : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- *Dirt Factor min* : 0,003 hr.ft².F/Btu
- *Dirt Factor available* : 0,005 hr.ft².F/Btu

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 9.389,35

3.2.3.16 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 : 437,9072 ft²

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

Shell Side :

- *Cold fluid* : *Chilled water*
- ID : 15,25 in

○ Pass : 1 pass

Tube Side :

○ *Hot fluid*: Destilat

○ ID : 1,11 in

○ OD : 1,25 in

○ BWG : 15

○ Panjang : 15 ft

○ Jumlah pipa : 90 pipa

○ Pass : 1 pass

○ *Pitch* : 1,56 in triangular pitch

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 17.325,87

3.2.3.17 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 : 190,6673 ft²

Inner Pipe

○ Fluida dingin : Hasil MD-01 yang diuapkan

Ukuran :

○ NPS : 1

○ Diameter luar : 1,32 in

- Diameter dalam : 1,049 in

Anulus

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- NPS : 2
- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- *Dirt Factor min* : 0,003 hr.ft².F/Btu
- *Dirt Factor available* : 0,0037 hr.ft².F/Btu

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 8.355,61

3.2.3.18 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 : 1,0056 m
- Panjang : 6,0035 m
- Volume : 3,6638 m³
- Suhu : 282,6031 K
- Tekanan : 3,6 atm
- Waktu tinggal : 5 menit
- Tebal *Shell* : 1/4 in

- Tebal *Head* : 5/16 in
- Harga : \$ 5.504,39

3.2.3.19 Pompa (P-01)

Fungsi : Untuk memompa Asam klorida ke tangki penyimpanan (TP-01) saat pengisian tangki dengan tekanan 1 atm sebanyak 928.822,3491 kg/jam

Ketentuan : Tangki diisi 15 hari sekali dan dapat diisi selama 12 jam dengan sebuah pompa

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed flow impeller single stage*

Bahan : *Stainless Steel AISI 316*

Kapasitas : 11.440,6271 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 3.000 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 24 in
- Sch No : 20
- OD : 24 in
- ID : 23,25 in
- Head pompa : 9,6514 meter
- Power pompa : 49,12 HP
- Power motor : 55 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 36.946,53

3.2.3.20 Pompa (P-02)

Fungsi	: Untuk memompa metanol ke tangki penyimpanan (TP-02) saat pengisian tangki dengan tekanan 1 atm sebanyak 30.960,7450 kg/jam
Ketentuan	: Tangki diisi 1 hari sekali dan dapat diisi selama 6 jam dengan sebuah pompa
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Radial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 381,3542 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
o NPS	: 4 in
o Sch No	: 40
o OD	: 4,5 in
o ID	: 4,026 in
o Head pompa	: 23,0102 meter
o Power pompa	: 15,6148 HP
o Power motor	: 20 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.800,65

3.2.3.21 Pompa (P-03)

Fungsi	: Untuk memompa HCl dari tangki penyimpan (TP-01) ke VP-01 dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 1,3 atm sebanyak 8.398,46 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Radial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel AISI 316</i>
Kapasitas	: 103,39 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
o NPS	: 2 in
o Sch No	: 40
o OD	: 2,38 in
o ID	: 2,06 in
o Head pompa	: 25,1749 meter
o Power pompa	: 2,3171 HP
o Power motor	: 3 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.191,87

3.2.3.22 Pompa (P-04)

Fungsi	: Untuk memompa metanol (CH_3OH) dari tangki penyimpanan (TP-02) ke VP-02 dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 1,3 atm sebanyak 3.075,24 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Radial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 51,5160 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
○ NPS	: 1,5 in
○ Sch No	: 40
○ OD	: 1,9 in
○ ID	: 1,61 in
○ Head pompa	: 14,26 meter
○ Power pompa	: 0,9613 HP
○ Power motor	: 1,5 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.444,33

3.2.3.23 Pompa (P-05)

Fungsi	: Untuk memompa dan menekan cairan dari SD-03 ke MD-01 dan menaikkan tekanan dari 1,3 atm menjadi 3,7 atm sebanyak 41.771,2497 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Radial flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 534,2677 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
○ NPS	: 6 in
○ Sch No	: 40
○ OD	: 6,625 in
○ ID	: 6,065 in
○ Head pompa	: 66,7800 meter
○ Power pompa	: 48,9124 HP
○ Power motor	: 57 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.877,04

3.2.3.24 Pompa (P-06)

Fungsi	: Untuk memompa cairan dari Accumulator ke menara distilasi (MD-01) sebanyak 15.782,8283 kg/jam
--------	---

Ketentuan : Proses kontinyu
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
 Kapasitas : 207,9017 gpm
 Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 300 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 3 in
- Sch No : 40
- OD : 3,5 in
- ID : 3,068 in
- Head pompa : 8,6842 meter
- Power pompa : 2,1458 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 3.335,94

3.2.3.25 Pompa (P-07)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari tangki penyimpanan ke penjualan (truk) sebanyak 15.782,8283 kg/jam

Ketentuan : Proses kontinyu

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 210,7438 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1750 rpm

Ukuran pipa	:
○ NPS	: 3 in
○ Sch No	: 40
○ OD	: 3,5 in
○ ID	: 3,068 in
○ Head pompa	: 8,244 meter
○ Power pompa	: 1,62 HP
○ Power motor	: 2,0371 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 3.359,79

3.2.3.26 Pompa (P-8)

Fungsi	: Untuk memompa cairan dari reboiler ke unit pengolahan limbah lisebanyak 7.054,51 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 94,2033 gpm
Spesifikasi	: Putaran spesifikasi : 1.750 rpm
Ukuran pipa	:
○ NPS	: 2 in
○ Sch No	: 40
○ OD	: 2,38 in
○ ID	: 2,067 in

○ Head pompa	: 9,95 meter
○ Power pompa	: 0,41 HP
○ Power motor	: 70,48 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.074,64

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 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 :

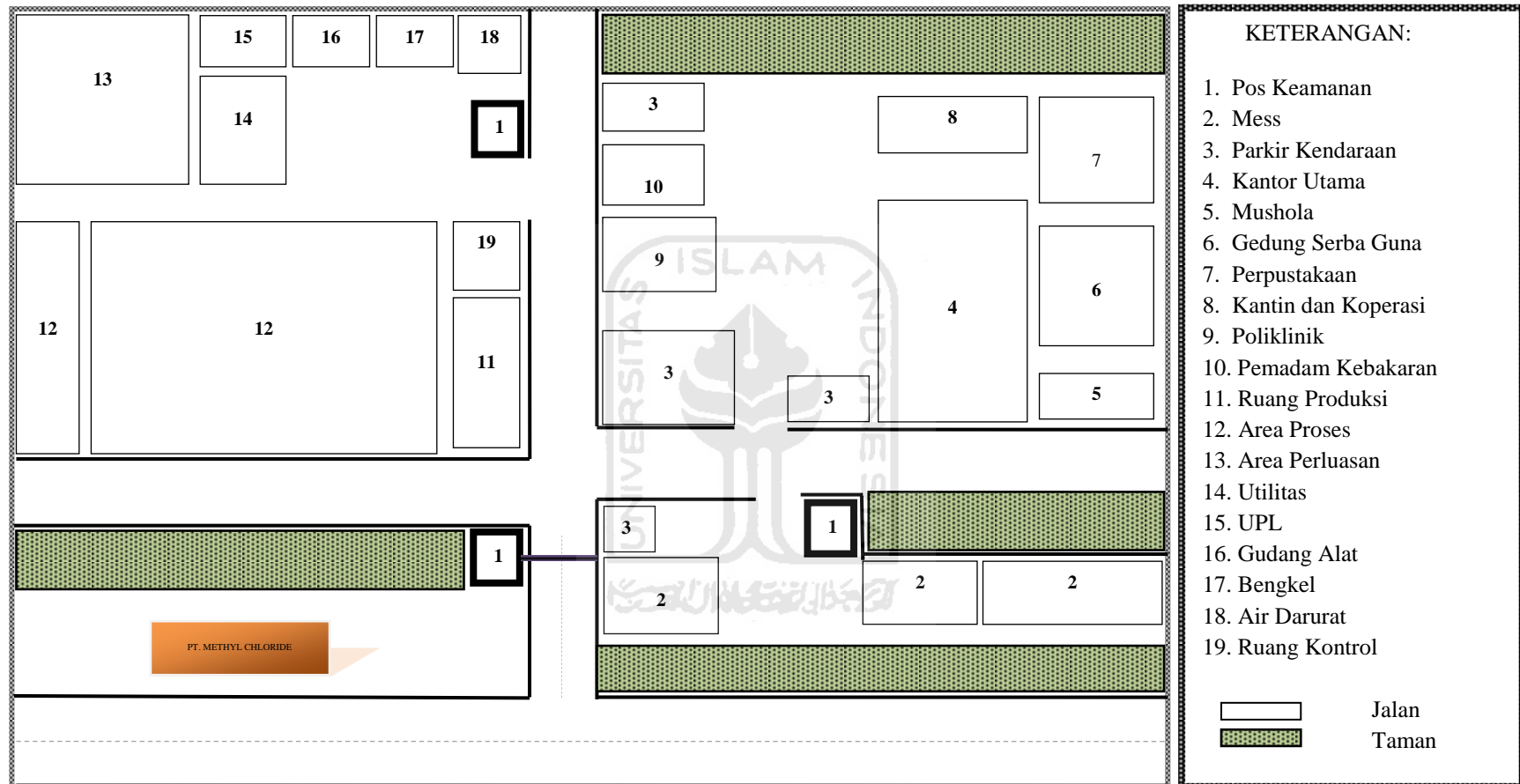
- Di Bontang terdapat industri yang menghasilkan metanol sebagai bahan baku
- Di Bontang banyak industri yang menggunakan bahan baku metil klorida

- 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.



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.

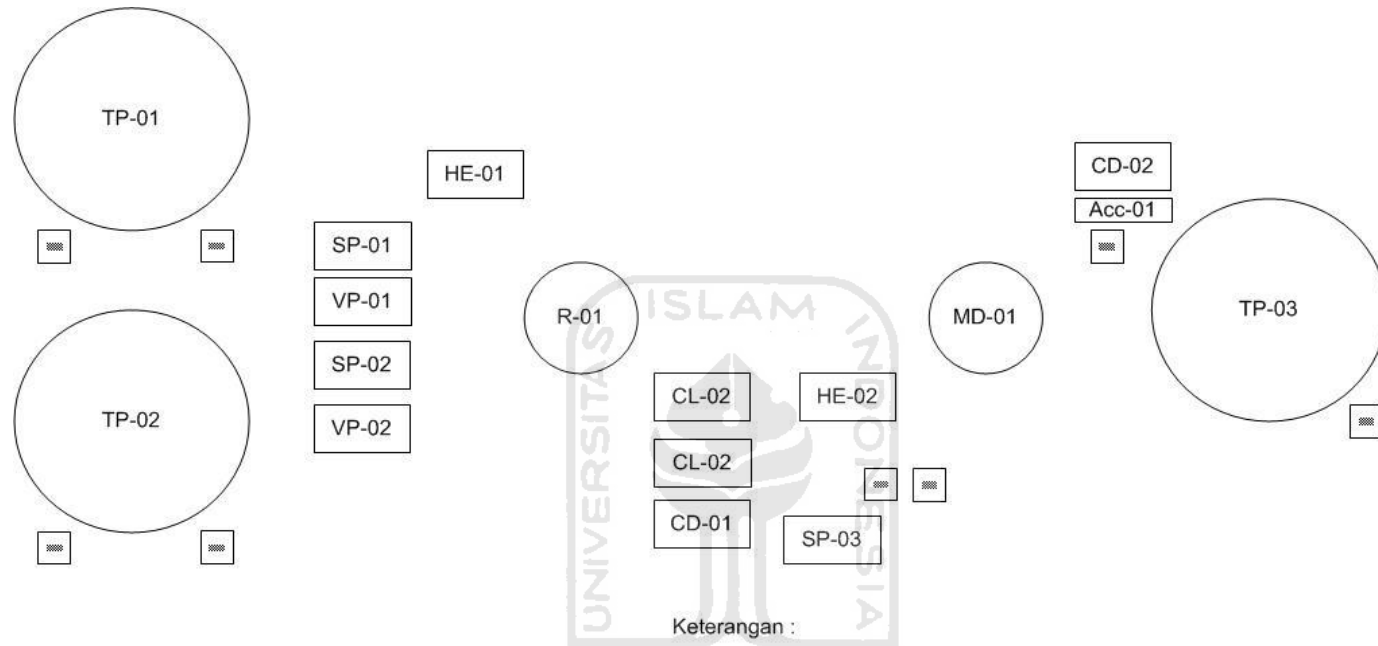
6. Jarak antar alat proses

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.

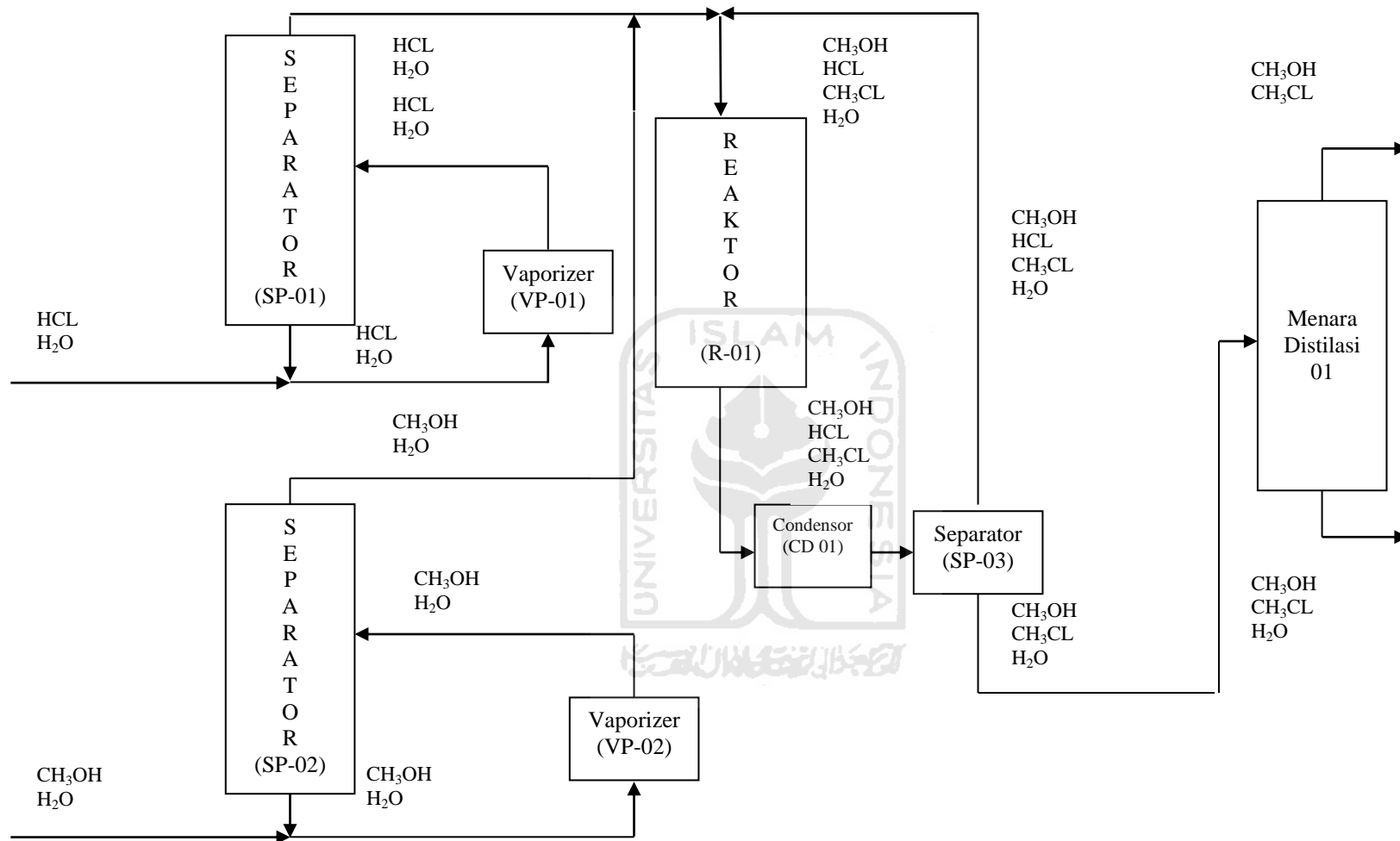
Berikut gambar peta situasi pabrik yang dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (*equipment lay out*) pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan kapasitas produksi 125.000 Ton/Tahun.



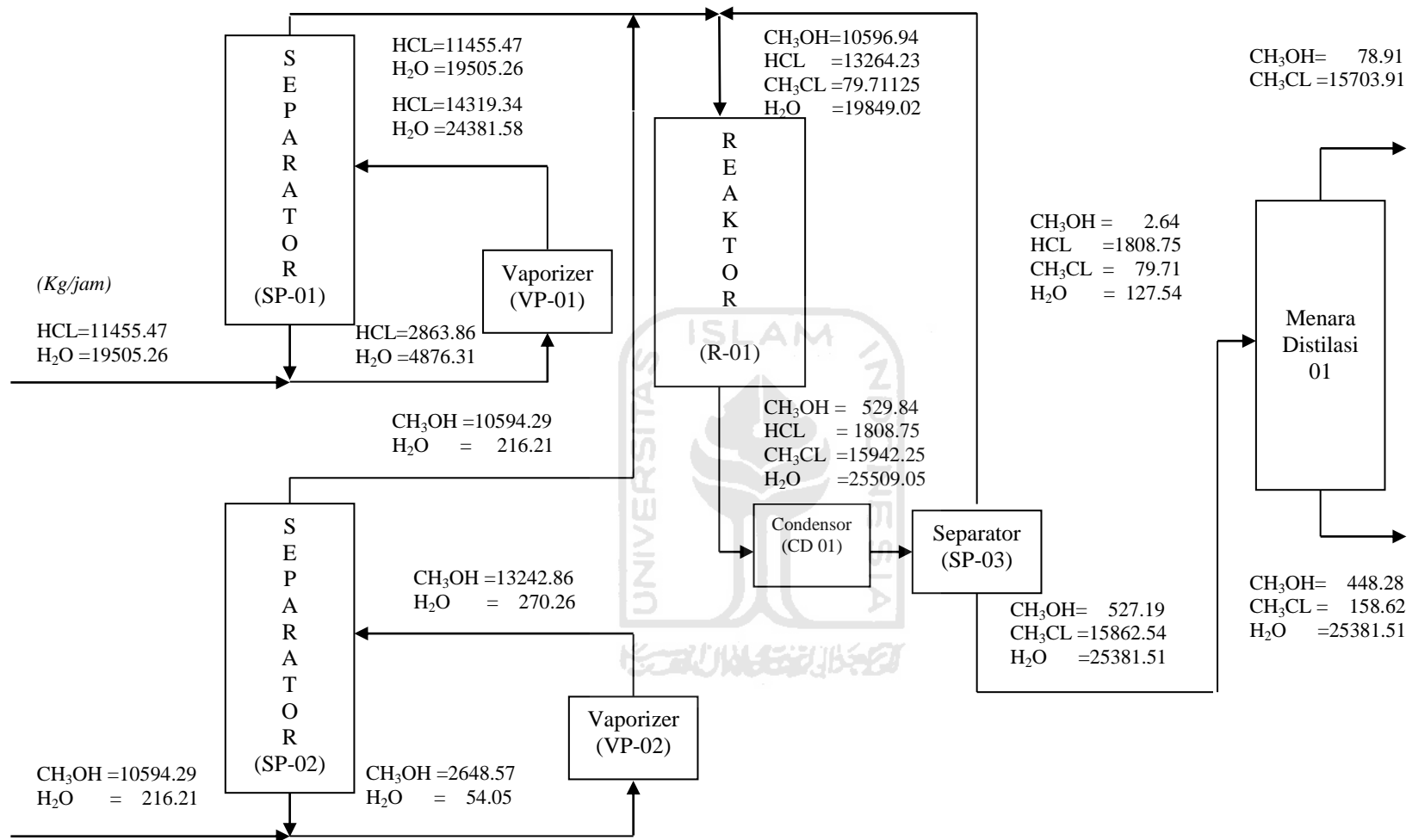
Keterangan :

- | | | | |
|---------------------------|-----------------------------|-----------------------|-----------------------|
| 1. Accumulator (Acc-01) | 8. Menara Destilasi (MD-01) | 15. Pompa (P-07) | 22. Tangki (TP-02) |
| 2. Condensor (CD-01) | 9. Pompa (P-01) | 16. Pompa (P-08) | 23. Tangki (TP-03) |
| 3. Condensor (CD-02) | 10. Pompa (P-02) | 17. Reaktor (R-01) | 24. Vaporizer (VP-01) |
| 4. Cooler (CL-01) | 11. Pompa (P-03) | 18. Separator (SP-01) | 25. Vaporizer (VP-01) |
| 5. Cooler (CL-02) | 12. Pompa (P-04) | 19. Separator (SP-02) | |
| 6. Heat Exchanger (HE-01) | 13. Pompa (P-05) | 20. Separator (SP-03) | |
| 7. Heat Exchanger (HE-02) | 14. Pompa (P-06) | 21. Tangki (TP-01) | |

Gambar. 4.2 Tata letak alat proses



Gambar. 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar. 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

4.3.1 Alir Proses dan Material

Pembuatan metil klorida secara garis besar dapat dijelaskan sebagai berikut:

- Bahan baku yang berupa hydrogen klorida (HCl) sebesar 11.455,47 kg/jam, metanol (CH_3OH) sebesar 10.594,29 kg/jam, serta air (H_2O) sebesar 19.721,47 kg/jam, dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan memakai katalis Al_2O_3 (7.565,75 kg). Reaktor yang dipakai adalah *fixed bed multitubulator reactor* dilengkapi dengan pendingin. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis dengan suhu 613 K dan tekanan 1,3 atm.
- Bahan keluar reaktor berupa CH_3Cl (15.942,25 kg/jam), CH_3OH (147,61 kg/jam), HCl (1808,75 kg/jam), H_2O (25.509,05 kg/jam) dialirkan ke separator drum 03. Hasil bawah SD-03 dialirkan ke menara distilasi 01 untuk proses pemurnian CH_3Cl (15.862,53 kg/jam) dengan kadar produk 99,5% sedangkan hasil atas dari SD-03 kemudian direcycle ke reaktor untuk diuapkan kembali.
- Setelah dari menara distilasi 01 (MD-01), hasil atas yang berupa metil klorida (CH_3Cl) sebesar (15.703,91 kg/jam) kemurnian 99,5% dengan suhu 292,29 K, CH_3OH (78,91 kg/jam) kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan produk (TP-03). Sedangkan hasil bawah menara distilasi 01 yang masih banyak mengandung metanol (CH_3OH) sebesar (448,28 kg/jam), CH_3Cl (158,62 kg/jam), dan H_2O (25.381,51 kg/jam) masuk ke Unit Pengolahan Limbah.

- 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.

4.4 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
7. *Refrigerant*

4.4.1 Unit Pengolahan Air

Penggunaan air :

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

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 = 49.748,1857 kg/jam.
- b. Air umpan boiler = 3.343,2308 kg/jam.
- c. Air untuk keperluan rumah tangga = 3.365,6250 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar = 56.457,04 kg/jam

4.4.2 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di vaporizer dan reboiler sebanyak 33.432,3079 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.

4.4.2.1 Bak Pengendapan Awal

Untuk mengendapkan kotoran kasar dalam air, karena adanya grafitasi. Kolam penampung berupa kolam dari semen yang berfungsi mengendapkan kotoran dan mengurangi kekeruhan.

4.4.2.2 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 = 0,17 kg/j

4.4.2.3 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 negatif.
- Setelah menyerap partikel negatif $\text{Al}(\text{OH})_3$ mengendap membentuk lumpur.

4.4.2.4 Tangki larutan Abu soda Na_2CO_3

Berfungsi untuk mengikat logam yang terkandung dalam air.

Jumlah Na_2CO_3 yang dibutuhkan : 0,17 kg/jam

4.4.2.5 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 :

- $\text{Cl}_2 < 0,5$ 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.

4.4.2.6 Bak Penampungan Air Bersih

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

Volume air yang di tampung : 81,2981 m³

Maka ukuran bak :

- Panjang Bak : 7,3620 m
- Kedalaman Bak: 3 m
- Lebar Bak : 3,6810 m

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

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

Jumlah Cl_2 dibutuhkan = 0,2823 kg/jam

4.4.2.8 Tangki rumah tangga dan kantor

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

Volume tangki : 96,7365 m³

Maka ukuran tangki :

- Diameter : 4,9763 m
- Tinggi : 4,9763 m

4.4.2.9 Tangki larutan H_2SO_4

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

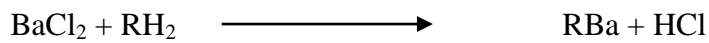
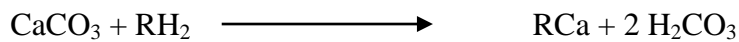
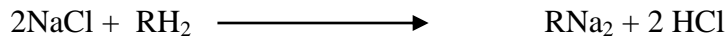
Kebutuhan larutan H_2SO_4 : 12,61 kg/bulan

4.4.2.10 *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 RH₂

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.

Hasil yang diinginkan dari alat ini :

pH 3,2 – 3,3

Free mineral acid 30 – 60 ppm

Volume bed C-300 $\text{RH}_2 = 0,06 \text{ ft}^3$

4.4.2.11 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 = 61.334,3209 grain

4.4.2.12 Tangki Hidrazin

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

- Volume tangki : 0,13 m³
- Diameter : 0,44 m
- Tinggi : 0,87 m

4.4.2.12 Daerator

Berfungsi sebagai tempat penghilangan gas yang dapat menyebabkan korosi pada dinding pembangkit *steam* dan *steam line*, yaitu O₂ dan CO₂. 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
- Hidrasin 0,02 – 0,2 ppm

Tipe : *Rascing ring*

Jenis : *Stone ware*

Ukuran : 0,25 in

4.4.2.12 Tangki NaH₂PO₄

Berfungsi untuk menyiapkan dan menyimpan NaH₂PO₄ untuk mencegah timbulnya kerak diboiler.

Kebutuhan larutan NaH₂PO₄ : 33,10 kg/bulan

4.4.2.15 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 : 4,9652 m
- Tinggi : 4,9652 m

4.4.2.16 Tangki bahan bakar

Berfungsi untuk menyimpan bahan bakar.

Tipe alat : Tangki silinder Vertikal

Volume : 92.932,0632 lt

Diameter : 4,9102 m

Tinggi : 4,9102 m

4.4.2.17 Cooling tower

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

4.4.2.18 Tangki kondensat

Berfungsi menampung air yang dikembalikan pada proses pemanasan dan air dari Deaerator.

- Volume Cairan : 4.223,0284 lt
- Diameter : 1,7522 m
- Tinggi : 1,7522 m

4.4.3 Air Preparation Unit

Udara diolah terlebih dahulu dalam unit pengolahan udara sebelum digunakan. Kebutuhan udara pabrik dan udara tekan diperkirakan 27.820 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 ($< 40\%$).

4.4.4. 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 705 kg/j.

4.4.5 Kebutuhan Dowtherm A

Dowtherm A dibutuhkan sebagai media pendingin reaktor sebanyak 108.822,1 kg/j. Diperkirakan hilang akibat *blowdown* dan lain-lain sebesar 1%. Maka kebutuhan dowtherm A *make-up* sebesar 108,8221 kg/j.

4.4.6 Kebutuhan Energi Listrik

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Energi utama diperoleh dari

listrik PLN dengan kekuatan 260 kW. Sebagai cadangan digunakan generator listrik dengan daya dan voltase yang sama.

Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan listrik untuk alat proses

- Pompa-01 : 55 Hp
- Pompa-02 : 20 Hp
- Pompa-03 : 3 Hp
- Pompa-04 : 1,5 Hp
- Pompa-05 : 57 Hp
- Pompa-06 : 3 Hp
- Pompa-07 : 2,25 Hp
- Pompa-08 : 0,25 Hp

Total power untuk alat proses sebesar 142,50 Hp

Jadi total kebutuhan listrik sebesar 106,3050 kW

2. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas

- Pompa-01 : 0,17 Hp
- Pompa-02 : 0,08 Hp
- Pompa-03 : 0,75 Hp
- Pompa-04 : 0,75 Hp
- Pompa-05 : 6 Hp
- Pompa-06 : 8 Hp
- Pompa-07 : 0,50 Hp
- Pompa-08 : 0,50 Hp

- Pompa-09 : 0,50 Hp
- Pompa-10 : 1,5 Hp
- Pompa-11 : 1,5 Hp
- Pompa-12 : 2 Hp
- Pompa-13 : 1,5 Hp
- *Cooling tower* : 1 Hp
- *Compressor* : 1 Hp

Total power untuk alat proses sebesar 25,75 Hp

Jadi kebutuhan listrik sebesar 19,25 kW

3. Kebutuhan listrik untuk alat-alat kontrol sebesar 24,9 kW
4. Kebutuhan untuk instrumentasi dan penerangan sebesar 134,58 kW

Jadi total kebutuhan listrik sebesar 260,09 kW.

Distribusi energi listrik adalah sebagai berikut :

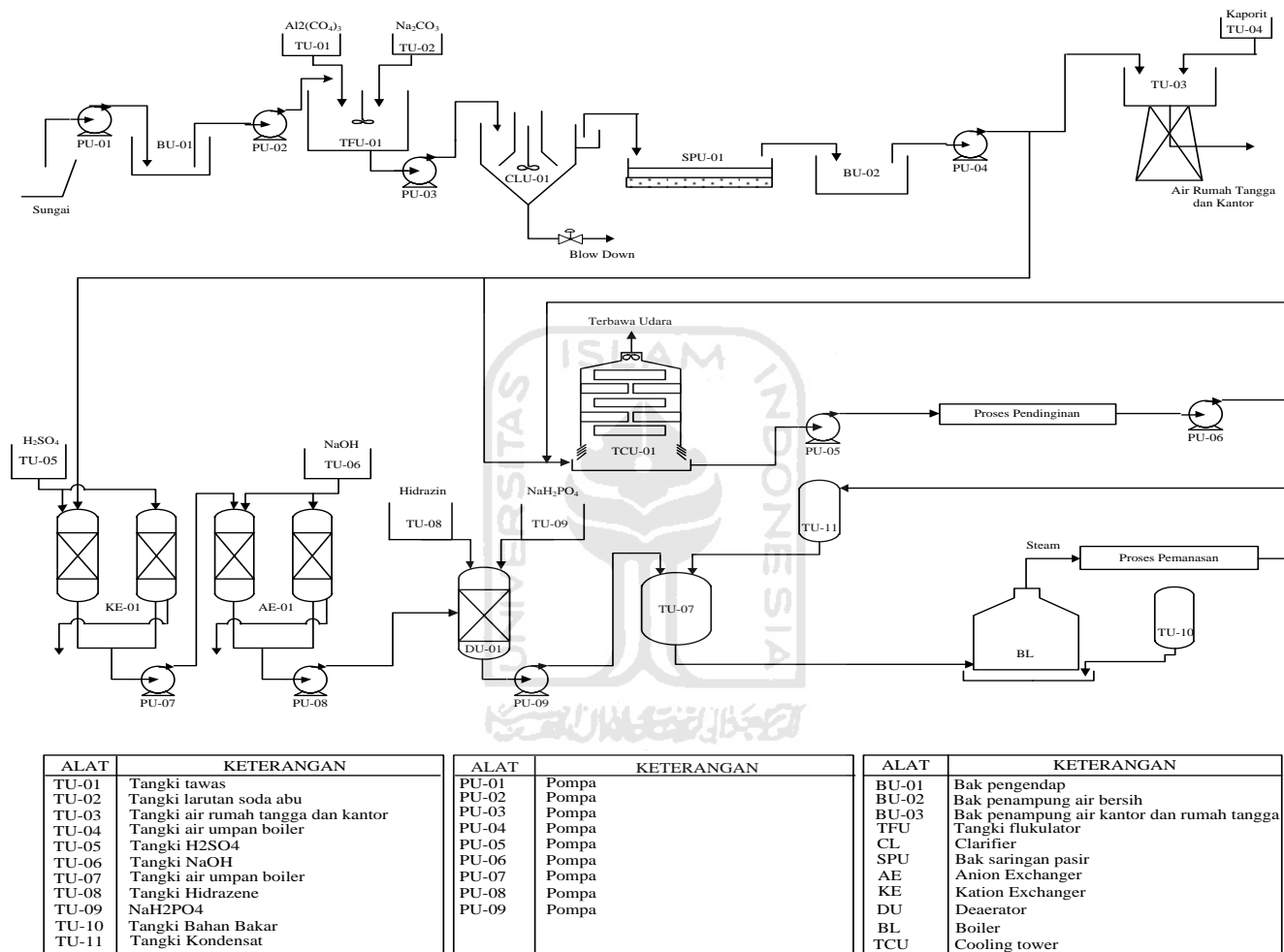
1. Alat-alat dengan daya > 100 HP dengan voltase 2,3 KV
2. Alat-alat dengan daya 5-100 HP dengan voltase 440 Volt, sehingga dipakai trafo *stepdown* dari tegangan 1,3 KV
3. Alat-alat dengan daya < 5 HP dengan voltase 220 Volt, sehingga dipakai trafo *stepdown* dari tegangan 1,3 KV
4. Alat-alat bengkel,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

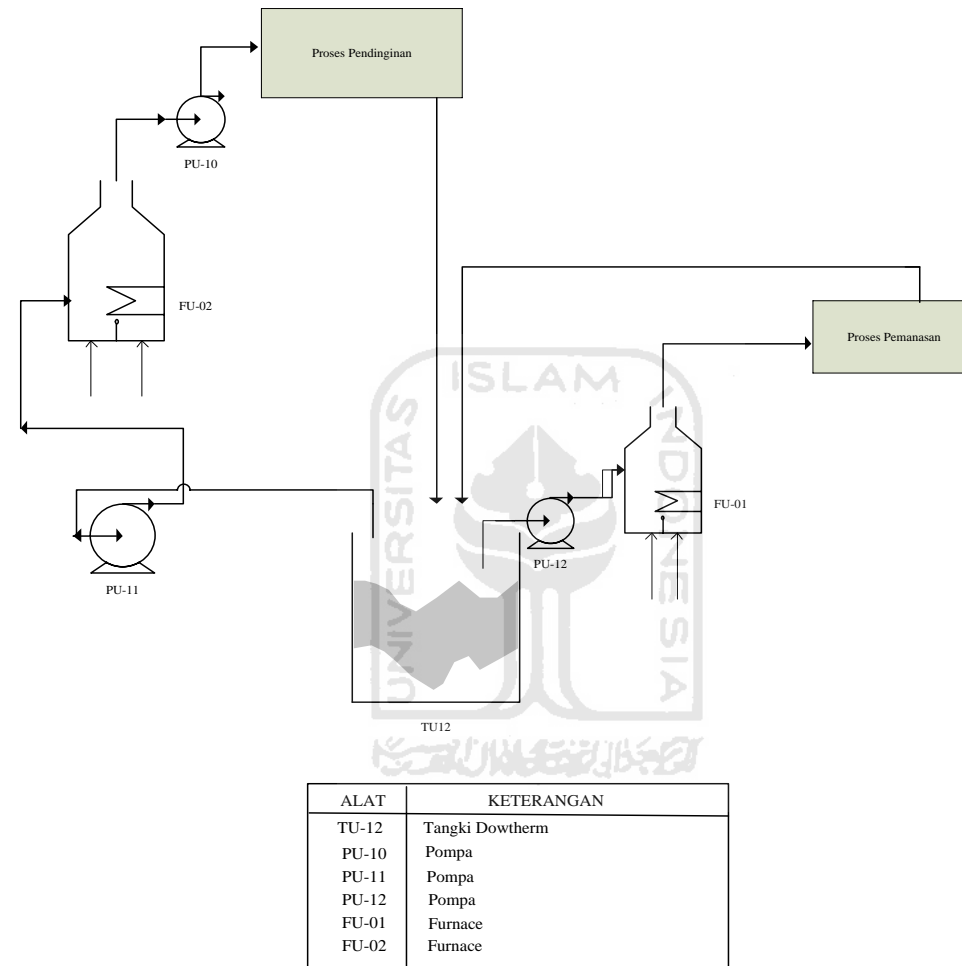
4.4.7 Kebutuhan *Refrigerant*

Dipakai refrigerant NH_3 (amoniak) sebagai *auto refrigerant* yang mampu mendinginkan hingga temperatur $-20\text{ }^\circ\text{C}$. Kapasitas refrigerant ialah kemampuan mesin refrigerasi selama 24 jam untuk menyerap panas yang dihasilkan selama pembekuan air pada $32\text{ }^\circ\text{C}$. Jadi tujuan penggunaan *refrigerant* pada tangki penyimpanan produk yaitu untuk menjaga agar suhu didalam tangki tetap stabil.





Gambar 4.5 Diagram Alir Pengolahan Air



Gb. 4.6 Diagram Alir Pengolahan Dowtherm

4.5 Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Umum Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Produksi : Metil klorida (CH_3Cl)

Kapasitas : 125.000 ton/tahun

Status Pemodalan : Penjualan Saham

Lokasi : Bontang, Kalimantan Timur

4.5.2 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 :

- a. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham
- b. Tanggung jawab terbatas pada pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- c. 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
- d. Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan

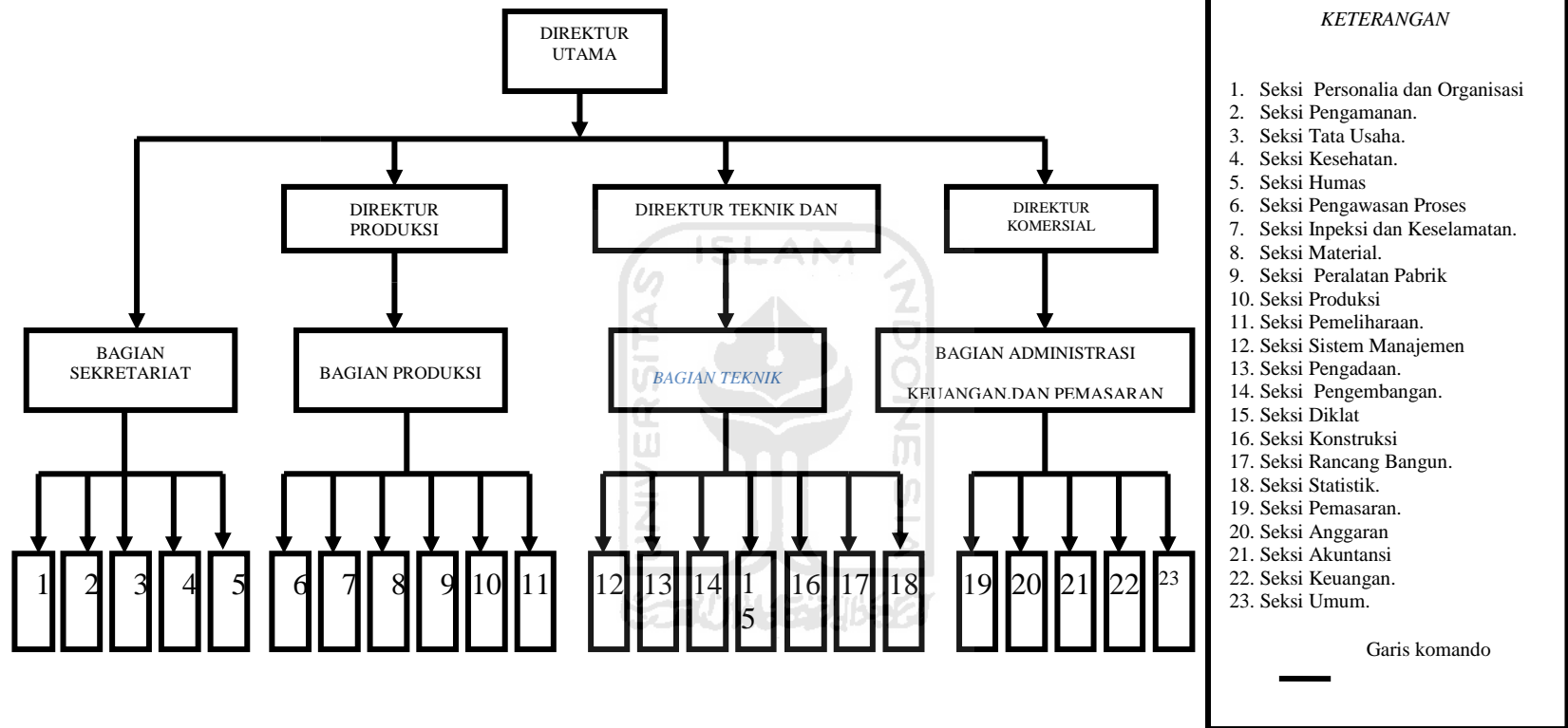
- e. Efisien dalam manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman
- f. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi
- g. Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik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

4.5.3 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



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

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

4.5.3.1 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

4.5.3.2 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

4.5.3.3 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.

4.5.3.4 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.

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

4.5.3.5 Kepala shift

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 2 golongan non-shift (harian) dan karyawan shift

1. Jam kerja karyawan non-shift dibagi menjadi :

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 : 11.00 – 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

4.5.4 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	56 orang	1.700.000,-	95.200.800,-
Operator	40 orang	1.200.000,-	34.000.000,-
Lain-lain	10 orang	900.000,-	5.000.000,-
Jumlah	145 orang		361.200.000,-

Sehingga total gaji karyawan dalam setahun adalah Rp 4.334.400.000,-

4.6 Evaluasi Ekonomi

4.7.1 Indeks Harga

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)

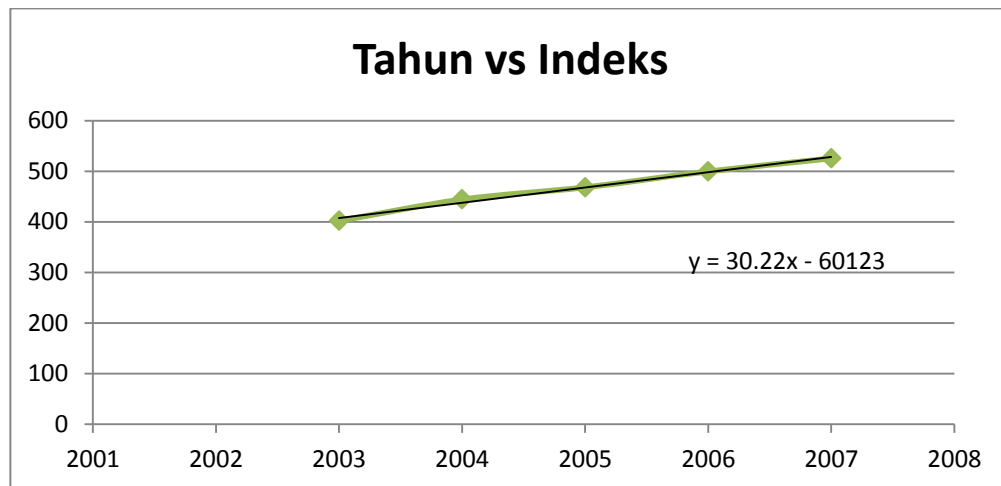
2003	402	1
2004	444,2	2
2005	468,2	3
2006	499,6	4
2007	525,4	5

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2015. Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan : $y = 30,22 x - 60.123$

Tabel 4.4 Harga index hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun	index
2008	558,76
2009	588,98
2010	619,20
2011	649,42
2012	679,64
2013	709,86
2014	740,08
2015	770,30

Jadi harga index pada tahun 2015 = 770,30



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.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

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

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana:

- Ea : Harga alat a
- Eb : Harga alat b
- Ca : Kapasitas alat a
- Cb : Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan :

- a. Kapasitas produksi : 125.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 9.100
- e. Tahun evaluasi : 2015
- f. Untuk buruh asing : \$ 20/*manhour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 10.000/*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.

4.7.3.1 Fixed Capital Investment

Physical Plant Cost (PPC)

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

a. Harga alat proses = \$ 3.491.487,39

b. Harga alat Utilitas = \$ 990.847,80 +

Total PEC = \$ 4.482.335,19

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC) = $0,15 \times \$ 4.482.335,19$
= \$ 672.350,28

Biaya administrasi dan pajak (10% PEC) = $0,1 \times \$ 4.482.335,19$
= \$ 448.233,52

Total DEC = \$ 672.350,28 + \$ 448.233,52
= \$ 1.120.583,80

3. Instalasi

Material (11%. PEC) = $0,11 \times \$ 4.482.335,19$
= \$ 493.056,87

Labor (32% PEC) = $0,32 \times \$ 4.482.335,19$
= \$ 1.434.347,26

▪ Buruh Asing = $0,05 \times \$ 1.434.347,26$

$$= \$ 71.717,36$$

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$1.434.347,26 \times 2 \text{ man hour indonesia}}{\$ 20} \times 10.000$
 1 man hour asing
 = \$ 149.739,55

Total Biaya Instalasi = \$ 493.056,87 + \$ 71.717,36 + \$ 149.739,55
 = \$ 714.513,78

4. Pemipaan

Material (49% PEC) = $0,49 \times \$ 4.482.335,19$
 = \$ 2.196.344,24

Buruh (37% PEC) = $0,37 \times \$ 4.482.335,19$
 = \$ 1.658.464,02

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 1.658.464,02$
 = \$ 82.923,20

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$ 1.658.464,02}{\$ 20} \times 2 \text{ man hour indonesia} \times 10.000$
 1 man hour asing
 = Rp. 1.575.540.820
 = \$ 173.136,35

Total Biaya Pemipaan = \$ 173.136,35 + \$ 82.923,20 + \$ 2.196.344,24
 = \$ 2.452.403,80

5. Instrumentasi

Material (24% PEC) = $0,24 \times \$ 4.482.335,19$
 = \$ 1.075.760,45

Labor (6% PEC) = $0,06 \times \$ 4.482.335,19$

$$= \$ 268.940,11$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 268.940,11$

$$= \$ 13.447,01$$

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 268.940,11 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times 10.000$

$$\$ 20 \quad 1 \text{ man hour asing}$$

$$= \text{Rp. } 255.493.105,88$$

$$= \$ 28.076,17$$

$$\text{Total Biaya Instrumentasi} = \$ 28.076,17 + \$ 13.447,01 + \$ 1.075.760,45$$

$$= \$ 1.117.283,62$$

6. Isolasi

$$\text{Labor (5\% . PEC)} = 0,05 \times \$ 4.482.335,19$$

$$= \$ 224.116,76$$

$$\text{Material (3\% PEC)} = 0,03 \times \$ 4.482.335,19$$

$$= \$ 134.470,06$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 134.470,06$

$$= \$ 11.205,84$$

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 134.470,06 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times \text{Rp. } 10.000$

$$\$ 20 \quad 1 \text{ man hour asing}$$

$$= \text{Rp } 212.910.921,57$$

$$= \$ 23.396,80$$

$$\text{Total Biaya Isolasi} = \$ 23.396,80 + \$ 11.205,84 + \$ 134.470,06$$

$$= \$ 169.072,70$$

7. Listrik

$$\begin{aligned}\text{Biaya listrik (15 \% . PEC)} &= 0,15 \times \$ 4.482.335,19 \\ &= \$ 672.350,28\end{aligned}$$

8. Bangunan

$$\begin{aligned}\text{Luas bangunan} &= 61.900 \text{ m}^2 \\ \text{Harga bangunan} &= \text{Rp. } 500.000 / \text{m}^2 \\ \text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp. } 500.000 / \text{m}^2 \times 61.900 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 30.950.000.000,- \\ &= \$ 3.401.098,90\end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}\text{Luas tanah} &= 70.000 \text{ m}^2 \\ \text{Harga tanah} &= \text{Rp. } 300.000 / \text{m}^2 \\ \text{Biaya tanah} &= \text{Rp. } 300.000 / \text{m}^2 \times 70.000 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 21.000.000.000,- \\ &= \$ 2.307.692,90\end{aligned}$$

Tabel.4.5 Total biaya *physical plant cost*

Jenis	Biaya (\$)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	4.482.335,19
<i>Delivered Equipment Cost</i>	1.120.583,80
Instalasi	714.513,78
Pemipaan	2.452.403,80
Instrumentasi	1.117.283,62
Isolasi	169.072,70
Listrik	672.350,28
Bangunan	3.401.098,90
<i>Land & Yard Improvement</i>	2.307.692,90
Total	16.437.334,37
	Rp 149.579.742.793,58

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1000,000 - US\$ 5000,000, Engineering and Construction 25 % PPC and PPC > US\$ 5000,000 = 20 % PPC

- Dollar = $0,20 \times \$ 16.437.334,37$
= \$ 3.287.466,87
- Rupiah = $\$ 3.287.466,87 \times \text{Rp } 9.100$
= Rp 29.915.948.558,72

Direct Plant Cost (DPC)

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

- Dollar = \$ 16.437.334,37 + \$ 3.287.466,87
= \$ 19.724.801,25
- Rupiah = \$ 19.724.801,25 x Rp 9.100
= Rp 179.949.569.135,23

Indirect Plant Cost (IPC)

11. *Contractor Fee (10 % DPC)*
 - Dollar = 0,1 x \$ 19.724.801,25
= \$ 1.972.480,12
 - Rupiah = \$ 1.972.480,12 x Rp 9.100
= Rp 17.949.569.135,23
12. *Contingency (25 % DPC)*
 - Dollar = 0,25 x \$ 19.724.801,25
= \$ 4.931.200,31
 - Rupiah = \$ 4.931.200,31 x Rp 9.100
= Rp. 44.873.922.838,07

Tabel.4.6 Tabel *fixed capital investment*

<i>Fixed Capital</i>	Biaya, \$
<i>Direct Plant Cost</i>	19.724.801,25
<i>Contractor's fee</i>	1.972.480,12
<i>Contingency</i>	4.931.200,31
Jumlah	26.628.481,68

4.7.3.2 Working Capital Investment

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

$$= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku}$$

$$= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 1.185.721.395.147$$

$$= \text{Rp } 107.792.854.104,28$$

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

$$= (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total manufacturing cost})$$

$$= (1/330) \times (0,5 \times \text{Rp. } 1.610.230.949.196)$$

$$= \text{Rp } 2.439.743.862,42$$

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

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

$$= (15/330) \times \text{Rp. } 1.610.230.949.196$$

$$= \text{Rp } 73.192.315.872,54$$

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

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 2.400.125.000.000$$

$$= \text{Rp } 109.096.590.909,09$$

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

$$= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

$$= (30/330) \times \text{Rp. } 1.610.230.949.196$$

$$= \text{Rp } 146.384.631.745,08$$

Tabel.4.7 Total *working capital investment*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Raw material inventory</i>	107.792.854.104,28
<i>Inprocess Inventory</i>	2.439.743.862,42
<i>Produk inventory</i>	73.192.315.872,54
<i>Extended credit</i>	109.096.590.909,09
<i>Available cash</i>	146.384.631.745,08
Total WCI	438.906.136.493

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

4.7.4.1 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

1. Bahan Baku :
 - a. Metanol
 Harga = Rp 7.475/kg

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= 10.594,29 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= 83.906.799,4 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= \text{Rp } 7.475/\text{kg} \times 83.906.799,4 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp } 627.257.865.249\end{aligned}$$

b. Asam klorida

$$\text{Harga} = \text{Rp } 5.915/\text{kg}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= 11.455,48 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= 90.727.367,1 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= \text{Rp } 5.915/\text{kg} \times 90.727.367,1 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp } 536.652.376.155\end{aligned}$$

c. Alumina gel

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 364/\text{kg}$$

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

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= \text{Rp. } 440/\text{kg} \times 59.920.752 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp } 21.811.153.743\end{aligned}$$

Total biaya bahan baku :

$$= \text{Rp } 627.257.865.249 + \text{Rp } 536.652.376.155 + \text{Rp } 21.811.153.743$$

$$= \text{Rp } 1.185.721.395.147$$

2. Produk

Metil klorida

Harga = Rp. 19.201 /kg

Produksi = 125.000.000 kg/tahun

$$\begin{aligned} \text{Annual Penjualan} &= \text{Rp. } 19.201 \text{ /kg} \times 125.000.000 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp } 2.400.125.000.000 \end{aligned}$$

3. Gaji karyawan

Total Gaji karyawan = Rp 361.200.000 /bulan

$$\begin{aligned} \text{Total Gaji karyawan per tahun} &= \text{Rp } 361.200.000 \text{ /bulan} \times 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp } 4.334.400.000,- \end{aligned}$$
4. *Supervision* (25% Gaji karyawan)

= 0,25 x Rp 4.334.400.000,-

= Rp 1.083.600.000

5. *Maintenance* (10 % FCI)

= 0,10 x Rp 484.638.366.651,19

= Rp 48.463.836.665

6. *Plant Suplies* (15% Maintenance)

= 0,15 x Rp 48.463.836.665

= Rp 7.269.575.499,77

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

= 0.01 x Rp 2.400.125.000.000

= Rp 24.001.125.000

8. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas

= Rp 30.489.964.219.21

Tabel.4.8 Total *direct manufacturing cost*

Komponen	Biaya (Rp)
Bahan baku	1.185.721.395.147
Gaji karyawan	4.334.400.000
<i>Supervision</i>	1.083.600.000
<i>Maintenance</i>	48.463.836.665
<i>Plant supplies</i>	7.269.575.499,77
<i>Royalty dan patent</i>	24.001.125.000
Kebutuhan untuk utilitas	30.489.964.219.21
Total DMC	1.301.364.021.531,20

4.7.4.2 *Indirect Manufacturing Cost*

1. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)
2. Laboratorium (20% Gaji karyawan)
3. *Plant Overhead* (100% Gaji karyawan)
4. *Packing and shipping* (10% penjualan)

Tabel.4.9 Total *indirect manufacturing cost*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Payroll overhead</i>	650.160.000
Laboratorium	866.880.000
<i>Plant overhead</i>	4.334.400.000
<i>Packing and shipping</i>	240.012.500.000
Total IMC	245.863.940.000

4.7.4.3 Fixed Manufacturing Cost

1. Depresiasi (10% FCI)
2. *Property Tax* (2% FCI)
3. Asuransi (1% FCI)

Tabel.4.10 Total *fixed manufacturing cost*

Komponen	Biaya (Rp)
Depresiasi	48.463.836.665,12
<i>Property tax</i>	9.692.767.333
Asuransi	4.846.383.667
Total FMC	63.002.987.665

Tabel.4.11 Total *manufacturing cost (MC)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	1.301.364.021.531,20
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	245.863.940.000
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	63.002.987.665
Total MC	1.610.230.949.196

4.7.5 General Expense

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

- a. Administrasi (6% MC)
- b. Penjualan (22% MC)
- c. *Research* (8% MC)
- d. *Finance* (4% WCI+FCI)

Tabel.4.12 Total *general expense*

Komponen	Biaya (Rp)
Administrasi	96.613.856.951,75
Penjualan	354.250.808.823,09
<i>Research</i>	128.818.475.935,67
<i>Finance</i>	18.470.890.062,89
Total GE	598.154.031.773

4.7.6 Total *Capital Investment*

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investment} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 484.638.366.651,19 + \text{Rp } 438.906.136.493 \\
 &= \text{Rp } 932.544.503.144,60
 \end{aligned}$$

4.7.7 Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp } 2.208.384.980.969
 \end{aligned}$$

4.7.8 Analisa Keuntungan

- a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\text{Total Penjualan} = \text{Rp } 2.400.125.000.000$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp } 2.208.384.980.969$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\
 &= \text{Rp. } 2.400.125.000.000 - \text{Rp } 2.208.384.980.969 \\
 &= \text{Rp } 191.740.019.031
 \end{aligned}$$

Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak (50\% keuntungan)} &= 0,5 \times \text{Rp. } 191.740.019.031 \\
 &= \text{Rp } 95.870.009.515
 \end{aligned}$$

Keuntungan sesudah pajak

$$\begin{aligned}
 &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\
 &= \text{Rp } 191.740.019.031 - \text{Rp. } 95.870.009.515 \\
 &= \text{Rp } 95.870.009.515
 \end{aligned}$$

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.

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

a. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI}_b &= \frac{\text{Profit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \\
 &= 40 \%
 \end{aligned}$$

Batasan = *Minimum High Risk*, $\text{ROI}_b = 44 \%$

Kesimpulan = Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

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

$$= 20 \%$$

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

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

$$= 2,02 \text{ tahun}$$

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

Kesimpulan = Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

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

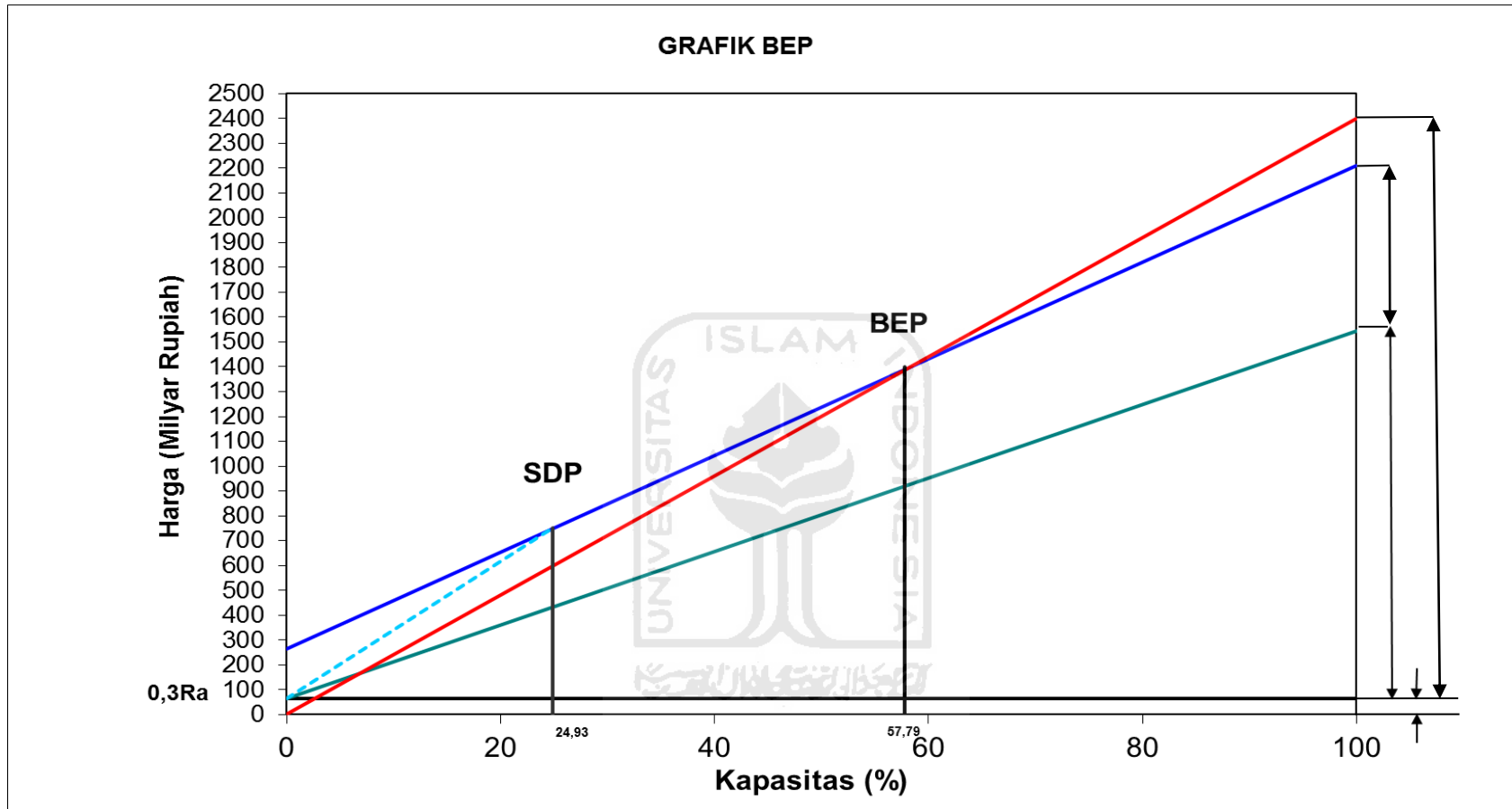
$$= 3,36 \text{ tahun}$$

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 per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 57,79\%$$





Gambar 4.9 Grafik *break even point* dan *shut down point*

a. Fa (*Fixed Annual Cost*)

Depresiasi	=	Rp	48.463.836.665
Proerty Taxes	=	Rp	9.692.767.333
Asuransi	=	Rp	4.846.383.667
<hr/>			
TOTAL Nilai Fa	=	Rp	63.002.987.665

b. Ra (*Regulated Cost*)

Gaji Karyawan	=	Rp	4.334.400.000
Payroll Overhead	=	Rp	650.160.000
Supervision	=	Rp	1.083.600.000
Plant Overhead	=	Rp	4.334.400.000
Laboratorium	=	Rp	866.880.000
General Expense	=	Rp	598.154.031.773
Maintenance	=	Rp	48.463.836.665
Plant Supplies	=	Rp	7.269.575.500
<hr/>			
TOTAL Nilai Ra	=	Rp	665.156.883.938

c. Va (*Variabel Cost*)

Raw Material	=	Rp	1.185.721.395.147
Packaging and Shipping	=	Rp	240.012.500.000
Utilities	=	Rp	30.489.964.219
Royalty & Patent	=	Rp	24.001.250.000
<hr/>			
TOTAL Nilai Va	=	Rp	1.480.225.109.366

d. Sa (Sales) = Rp 2.400.125.000.000

BEP : 57,82 %

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

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

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.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\ &= 24,93 \% \end{aligned}$$

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

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp 484.638.366.651,19

Working Capital Investment (WCI) = Rp 438.906.136.493

Salvage value (SV) = Depresiasi = Rp 48.463.836.665,12

*Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance
= Rp 162.804.736.243*

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

$$R = S$$

$$R = \text{Rp. } 4.528.853.025.239,27$$

$$S = \text{Rp. } 4.528.853.025.239,27$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 17,23 \%$

$$\text{DCFR} = 17,23 \%$$

$$\text{Bunga deposito} = 6,5 \%$$

$$\text{Batasan} = \textit{Minimum} \text{ Nilai DCFR}$$

$$= 1,5 \times \text{bunga deposito}$$

$$\text{Kesimpulan} = \text{Memenuhi syarat } (1,5 \times 6,5 \% = 9,75 \%)$$

BAB V

KESIMPULAN

Dalam pra rancangan pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan kapasitas 125.000 ton/tahun dapat disimpulkan bahwa pabrik dapat digolongkan beresiko rendah karena :

1. Proses yang digunakan :

- ☐ Tekanan operasi umumnya sedang (< 10 atm) : 1,3 atm
- ☐ Suhu operasi umumnya sedang (< 1000 K) : 340 – 350 °C

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 191.740.019.031/tahun.

Keuntungan setelah pajak : Rp 95.870.009.515/tahun

- ☐ *Return On Investment (ROI)* :

ROI sebelum pajak sebesar : 40 %

ROI setelah pajak sebesar : 20 %

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

☐ *Pay Out Time (POT)* :

POT sebelum pajak selama : 2,02 tahun

POT setelah pajak selama : 3,36 tahun

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

☐ *Break Event Point (BEP)* : 57,79 %

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

☐ *Shut Down Point (SDP)* : 24,93 %.

☐ *Discounted Cash Flow Ratio (DCFR)* : 17,23 %

Suku bunga deposito di bank saat ini adalah 6,5 %. Syarat minimum DCFR 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 125.000 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", 2nd 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", 3rd 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

LAMPIRAN – A

REAKTOR

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi Metanol dengan Asam

Klorida menjadi Metil Klorida

Tipe Alat : *Fixed Bed Multitube*

Kondisi :

- Temperatur 340 °C
- Tekanan 1,3 atm
- Sifat reaksi eksotermis
- Media pendingin pada reaktor dipilih *Downterm A*

Reaksi : $\text{CH}_3\text{OH} + \text{HCl} \longrightarrow \text{CH}_3\text{Cl} + \text{H}_2\text{O}$

Tabel. A.1 Neraca massa Reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam			Keluar, kg/jam
	SP 01	SP 02	Recycle SD-03	
HCl	11455.4757	-	1808.7593	1808.7593
CH ₃ Cl	-	-	79.7113	15942.2508
CH ₃ OH	-	10594.2929	2.6492	529.8471
H ₂ O	19505.2693	216.2101	127.5453	25509.0558
	30960.7450	10810.5029	2018.6651	
Total	43789.9130			43789.9130

A.1 Pembentukan Model matematis

A.1.1 Neraca massa pada elemen volume



Keterangan: F_A : Kecepatan massa methanol, Kgmol/s

V : Volume reactor

Δv : Penambahan volume, m^3

Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$F_A|_v - F_A|_{v+\Delta v} - r_A \Delta v = 0$$

$$F_A|_v - F_A|_{v+\Delta v} = r_A \Delta v$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{F_A|_v - F_A|_{v+\Delta v}}{\Delta v} = r_A$$

$$-\frac{dF_A}{dv} = r_A \quad \text{dimana} \quad : v = \frac{\pi d^2}{4} Z$$

$$dv = \frac{\pi d^2}{4} dZ$$

$$-\frac{dF_A}{dZ} = r_A \frac{\pi d^2}{4} \quad \text{dimana} \quad : F_A = F_{Ao}(1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{Ao} dX$$

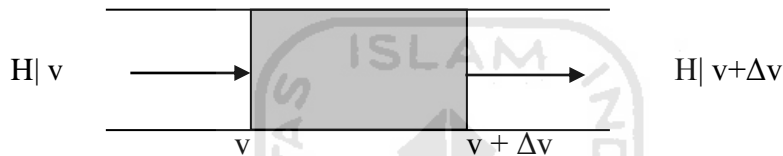
$$\frac{F_{Ao} dX}{dZ} = r_A \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\frac{dX}{dZ} = -rA \frac{\pi d^2}{4} \frac{1}{FAo}$$

Untuk Nt buah pipa :

$$\frac{dX}{dZ} = -rA Nt \frac{\pi d^2}{4} \frac{1}{FAo}$$

A.1.2 Neraca panas pada elemen volume



$$\text{panas masuk} - \text{panas keluar} - \text{panas reaksi} = \text{panas terakumulasi}$$

$$H|v - H_A|v + \Delta v - rA \Delta HR \Delta v = 0$$

Jika diambil $\Delta v = 0$

maka :

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{H|v - H|v + \Delta v}{\Delta v} = rA \Delta HR$$

$$-\frac{dH}{dv} = rA \Delta HR \quad \text{dimana} \quad : v = \frac{\pi d^2}{4} Z$$

$$dv = \frac{\pi d^2}{4} dZ$$

$$-\frac{dH}{\frac{\pi d^2}{4} dZ} = rA \Delta HR \quad \text{dimana} \quad : \Delta HR = U(T - T_{ref})$$

$$-\frac{dH}{dZ} = U(T - T_{ref}) rA \frac{\pi d^2}{4} \quad \text{dimana: } H = \sum F_i C_{pi}(T - T_{ref})$$

$$dH = d\Sigma F_i C_{pi}(T - t_{ref})$$

$$= \Sigma F_i C_{pi} dT$$

Berarti:

$$-\frac{\Sigma F_i C_{pi} dT}{dZ} = \Delta HR rA \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\frac{dT}{dZ} = -\frac{\left(\frac{\pi d}{4}\right)^2 rA \Delta HR}{\Sigma F_i C_{pi}}$$

Untuk Nt buah pipa

$$\frac{dT}{dZ} = -\frac{\left(\frac{\pi d}{4}\right)^2 rA \Delta HR + Ud \pi OD(T - T_p)Nt}{\Sigma F_i C_{pi}}$$

Dari neraca massa dan panas pada elemen volum didapat :

$$\frac{dX}{dZ} = -rA \frac{\pi d^2}{4} \frac{1}{FAo}$$

$$\frac{dT}{dZ} = -\frac{\left(\frac{\pi d}{4}\right)^2 rA \Delta HR}{\Sigma F_i C_{pi}}$$

Dimana :

H : Entalphi bahan, Kj/s

Cp : Kapasitas panas Kj/Kmol K

ΔHR : Panas reaksi, Kj/Kmol

rA : Kecepatn reaksi, Km³/m³s

A.1.3 Neraca pendingin pada elemen volum

$$\text{Rate of input} - \text{rate of output} = \text{rate of accumulation}$$

Pada keadaan steady state yang terakumulasi = 0

$$\Sigma W_s C_{ps} T_s|_z - U d \pi O d t N t \Delta Z (T - T_s) = \Sigma W_s C_{ps} T_s|_{z+\Delta Z}$$

$$\frac{\Sigma W_s C_{ps} T_s|_z - \Sigma W_s C_{ps} T_s|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{U d \pi O d t N t \Delta Z (T - T_s)}{\Delta Z}$$

Limit $\Delta Z \longrightarrow 0$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U d \pi O d t N t (T - T_s)}{W_s C_{ps}}$$

Dimana :

Ud : Koefisien perpindahan panas kotor

Odt : Diameter luar tube

Nt : Jumlah pipa

Cps : Kapasitas panas pendingin

Ws : Laju aliran pendingin

A.1.4 Pressure Drop (Dp)

Penurunan tekanan pada pipa yang berisi katalisator pada reaktor *fixed bed* digunakan persamaan 8.23 Wallas, P.194

$$fK = 1,75 + 150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{D_p G / \mu} \right)$$

$$\frac{dP}{\rho f dZ} = \frac{fK G_r^2}{D_p g c} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

$$\frac{dP}{\rho f dZ} = \frac{fK G_T^2}{D_p \rho f g_c} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Dimana :

G_T : Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm²J

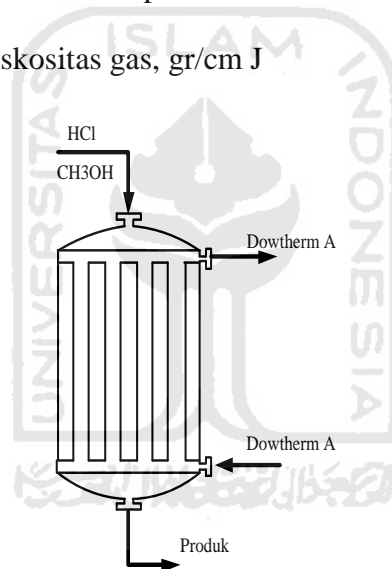
ρ : Densitas gas, g/cm³

D_p : Diameter partikel katalisator, cm

g_c : Gaya grafitasi, cm/dtk

ε : Porositas tumpukan katalisator

μ : Viskositas gas, gr/cm J



Gb.A-1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Tabel A-2 Data Reaktor

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

Tabel A-3 Data-data Katalis

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)

A.2 Kecepatan reaksi (r_A)

A.2.1 Menentukan C_{Ao}

Persamaan Reaksi :



$$r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

dengan :

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

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A, \text{ perbandingan stoikiometri } C_{A0} : C_{B0} = 1 : 1$$

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

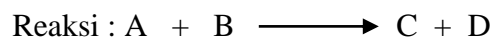
$$C_{A0} = \frac{N_{A0}}{V}, V = \frac{N_t RT}{P_t}$$

$$C_{A0} = \frac{N_{A0} P_t}{N_t RT}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} r_A &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \\ &= k \cdot C_{A0}^2 (1 - X_A)^2 \\ &= k \left(\frac{N_{A0} \cdot P_t}{N_t \cdot RT} \right)^2 (1 - X_A)^2 \end{aligned}$$

A.2.2 Menentukan konstanta kecepatan reaksi :



Kondisi operasi dari data literature (Chemical Process Equipment, selection and Design, Stanley M Walas) :

$$\theta = 275 \text{ GHSV} = \frac{1}{275} \text{ jam} = 3,6364 \times 10^{-3} \text{ jam} = 13,09 \text{ detik}$$

$$T_1 = 340^\circ\text{C} = 613 \text{ K}$$

$$T_2 = 350^\circ\text{C} = 623 \text{ K}$$

Untuk RAP mengikuti persamaan :

$$\begin{aligned} \theta &= C_{A0} \int \frac{dX_A}{(-r_A)} \\ &= C_{A0} \int \frac{dx_A}{k C_{A0}^2 (1 - X_A)^2} \\ &= \frac{1}{k C_{A0}} \int \frac{d_{x_A}}{(1 - X_A)^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k &= \frac{1}{\theta \cdot C_{A0}} \int \frac{dx_A}{(1 - X_A)^2} \\ &= 21.569,27237 \text{ m}^3/\text{kgmol jam} \end{aligned}$$

Setiap kenaikan 10°C maka kecepatan reaksi menjadi dua kali lipatnya

$$T_1 = 340^\circ\text{C} \longrightarrow k_1 = 21.569,27237 \text{ m}^3/\text{kgmol jam}$$

$$T_2 = 350^\circ\text{C} \longrightarrow k_2 = 150.984,9006$$

Dengan persamaan Archenius :

$$k = Ae^{\left(\frac{-E}{RT}\right)}$$

atau

$$\begin{aligned}\ln k &= \ln A - \frac{E}{RT} \\ &= \ln A + \frac{B}{T}\end{aligned}$$

$$B = \frac{-E}{R}$$

Dimana :

E = Energi aktivasi

R = Konstanta gas ideal

T = Suhu absolut

Maka :

$$\ln k_1 = \ln A + \frac{B}{T_1}$$

$$\ln k_2 = \ln A + \frac{B}{T_2}$$

$$\ln(k_1 - k_2) = \left(\frac{B}{T_1} - \frac{B}{T_2}\right)$$

$$\ln\left(\frac{k_1}{k_2}\right) = \left(\frac{B}{T_1} - \frac{B}{T_2}\right) = B\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$B = \frac{\ln \frac{k_1}{k_2}}{\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)}$$

$$B = \frac{\ln \frac{21569,2724}{150984,9066}}{\left(\frac{1}{613} - \frac{1}{623} \right)}$$

$$B = -23.156,33077$$

$$B = \frac{-E}{R}$$

$$-E = B \cdot R$$

$$= -23.156,33077 \times 82,056$$

$$= 46.011,6925 \text{ Kkal/kmol}$$

$$E = 46.011,6925 \text{ Kal/gmol}$$

$$\ln k_1 = \ln A + \frac{B}{T_1}$$

$$\ln 21.569,2724 = \ln A + \left(\frac{-23.156,33077}{613} \right)$$

$$\ln A = 11,9249 + 37,7754$$

$$\ln A = 49,700$$

$$A = 3,84 \cdot 10^{21}$$

A.3 Langkah-langkah Perancangan

A.3.1 Menghitung Laju Volumetrik Umpan.

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

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

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_r)^{1,6}}$$

(Pers.3-61, *Smith & Van Ness*, ed. 6, hal. 102)

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_r)^{4,2}}$$

(Pers.3-62, *Smith & Van Ness*, ed. 6, hal. 102)

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^0 + \omega.B^1$$

(Pers.3-59, *Smith & Van Ness*, ed. 6, hal. 102)

$$Z = 1 + \left[\frac{B.P_c}{R.T_c} \right] \left[\frac{P_r}{T_r} \right]$$

(Pers.3-58, *Smith & Van Ness*, ed. 6, hal. 102)

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

Tabel A-4 Laju Volumetrik Umpan

Komponen	BM	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	y_i	ω_i
CH ₃ Cl	50.488	1.579	79.711	0.001	0.153
CH ₃ OH	32.042	330.720	10596.942	0.184	0.566
HCl	36.461	363.792	13264.235	0.202	0.132
H ₂ O	18.015	1101.805	19849.025	0.613	0.345
Σ		1797.897	43789.913	1.000	

Tabel A4 Laju Volumetrik Umpan

$y_i \cdot B M_i$	T_{ci} (K)	P_{ci} (bar)	T_{ri}	P_{ri}	B^0
0.044	416.250	66.790	1.473	0.020	-0.144
5.894	512.580	80.960	1.196	0.016	-0.234
7.378	324.650	83.090	1.889	0.016	-0.070
11.040	647.130	220.550	0.947	0.006	-0.377
24.356	5.505	0.058			

Tabel A-4 Laju Volumetrik Umpan

B ¹	BPc/RTc	Z	V (m ³)	yi.V
0.105	-0.128	0.998	60.197	0.053
0.058	-0.201	0.997	12596.712	2317.146
0.127	-0.053	1.000	13888.217	2810.188
-0.077	-0.404	0.997	41974.374	25723.160
			68519.499	30850.546

Laju Volumetrik umpan Reaktor = 30.850,5461 m³/jam

A.3.2 Menghitung Densitas Produk

Tabel A-5 Densitas Produk

Komponen	BM	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	yi	ωi
CH ₃ Cl	50.488	315.763	15942.251	0.176	0.153
CH ₃ OH	32.042	16.536	529.847	0.009	0.566
HCl	36.461	49.608	1808.759	0.028	0.132
H ₂ O	18.015	1415.990	25509.056	0.788	0.345
Σ		1797.897	43789.913	1.000	

Tabel A-5 Densitas Produk

T _{ci} (K)	P _{ci} (bar)	Tri	Pri	B ⁰	B ¹
416.25	66.79	1.473	0.020	-0.144	0.105
512.58	80.96	1.196	0.016	-0.234	0.058
324.65	83.09	1.889	0.016	-0.070	0.127
647.13	220.55	0.947	0.006	-0.377	-0.077
Σ		5.505	0.058		

Tabel A-5 Densitas Produk

BP _c /RT _c	Z	V (m ³)	y _i .V
-0.128	0.998	12039.322	2114.456
-0.201	0.997	629.836	5.793
-0.053	1.000	1893.848	52.256
-0.404	0.997	53943.539	42484.914
			44657.419

Berat Molekul umpan Reaktor = 24,5163

$$\text{Densitas umpan} = \rho = \frac{m}{v} = \frac{43.789,9310}{44.657,4185}$$

$$= 0,9806 \text{ kg/m}^3$$

A.4 Menghitung Viskositas Umpan

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

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

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

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

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

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

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

Tabel A-6 Viskositas Umpan

Komponen	yi	μ_{gas} micropoise	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} lb/ft.jam
CH ₃ Cl	0.001	217.177	0.0000217	0.078	0.053
CH ₃ OH	0.184	200.898	0.0000201	0.072	0.049
HCl	0.202	289.449	0.0000289	0.104	0.070
H ₂ O	0.613	220.125	0.0000220	0.079	0.053
Σ	1.000				

Tabel A-6 Viskositas Umpan

yi.μgas (kg/jam.m)	yi.μgas lb/ft.jam	yi.μgas micropoise
0.00007	0.00005	0.191
0.013	0.009	36.955
0.021	0.014	58.568
0.049	0.033	134.899
0.083	0.056	230.613

Viskositas umpan Reaktor = 0.08302 kg/m. jam

A.5 Menghitung Konduktivitas Umpan

Harga k_{campuran} dihitung dengan persamaan sebagai berikut,

$$k_{\text{campuran}} = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i k_i}{\sum_{j=1}^n Y_j \Phi_{ij}}$$

(Pers. 8.3-17, *Bird*, hal 258)

$$k = \left(C_p + \frac{5}{4} \frac{R}{BM} \right) \mu$$

(Pers. 8.3-15, *Bird*, hal 257)

Tabel A-7 Konduktivitas Umpan

Komponen	y_i	k_{gas} W/m.K	$y_i.k_{gas}$ W/m.K
CH ₃ Cl	0.001	0.038	0.00003
CH ₃ OH	0.184	0.055	0.01014
HCl	0.202	0.029	0.00577
H ₂ O	0.613	0.048	0.02944
Σ	1.000		0.04538

Konduktivitas umpan Reaktor = 0,0454 W/m K
= 0,0390 kkal/jam m K

A.6 Menghitung Jumlah dan Susunan Tube

Tabel A-8 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

$$N_{Re} = 2100$$

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

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

Dimana:

$$\begin{aligned} \mu &= \text{Viskositas umpan} \\ &= 0,08302 \text{ kg/m jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_p &= \text{Diameter partikel} \\ &= 0,3448 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \text{Bilangan Reynolds} \\ &= 2100 \end{aligned}$$

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

$$G_t = \frac{(0,08302)(2100)}{0,3448}$$

$$= 1,40467 \text{ g/(cm}^2 \cdot \text{detik)}$$

Menentukan jumlah tube:

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

$$A_t = \frac{12.163,8647}{1.7310}$$

$$= 7026,9524 \text{ cm}^2$$

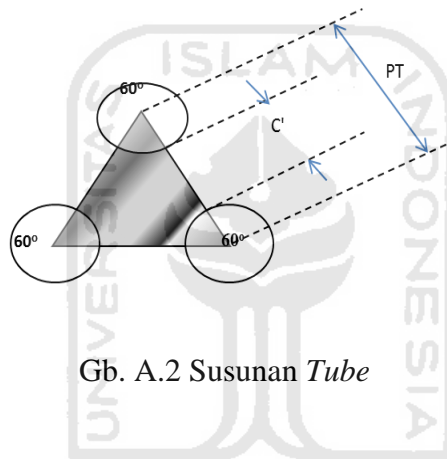
$$N_t = \frac{A_t}{A_o}$$

$$N_t = \frac{7.026,9524}{5,5742}$$

$$= 1.260,6248 \text{ buah}$$

Diambil jumlah *tube* 1261 buah.

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



Gb. A.2 Susunan *Tube*

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

$$= (1,25)(1,32)$$

$$= 1,65 \text{ inch}$$

$$C' = 1,65 - 1,32$$

$$= 0,33 \text{ inch}$$

A.7 Menghitung Diameter *Shell*

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

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

$$\begin{aligned}
 \text{Luas seluruh segitiga} &= (\text{Luas segitiga}) \times \left(\frac{\sum Tube}{3} \right) \\
 &= (1,1788 \text{ inch}^2) \times \left(\frac{1261}{3} \right) \\
 &= 495,4889 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas lubang segitiga} &= (1/2)(\pi/4)(OD^2) \times \left(\frac{\sum tube}{3} \right) \\
 &= (1/2)(3,14/4)(1,32^2)(1261/3) \\
 &= 287,4626 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tanpa lubang} &= 495,4889 \text{ inch}^2 - 287,4626 \text{ inch}^2 \\
 &= 208,0263 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Shell} &= \text{Luas tanpa lubang} + [(\pi/4)(OD^2)(\sum tube)] \\
 &= 208,0263 + (3,14/4)(1,32^2)(1261) \\
 &= 1932,8019 \text{ inch}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Inside diameter shell} = \sqrt{\frac{4.0,866.Nt.Pt^2}{\pi}}$$

$$= 156,3145 \text{ cm}$$

$$= 1,5631 \text{ m}$$

Tabel A-9 Konduktivitas Umpan

Spesifikasi reaktor		
1. Shell side	Dowtherm A	
IDs	15,631	cm
Baffle spacing (Bs)	390,786	inch
μ D	0,08302	kg/ m. jam
Cps	0,2986	kal/ g.K
ρ s	0,9806	g/cm ³
ks	0,3930	kJ/ m.jam.K
2. Tube side	Feed Reaktor	
IDt	1,049	inch
ODt	1,32	inch
Dp (diameter katalis)	0,3448	cm
PT	1,65	inch
k	0,0390	kkal/jam.m.K)
μ	0,00023	g/(cm.det)
Gt	13,980	g/cm ² .det
Nt	1261	buah

A.8 Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

A.8.1 *Shell side*

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

$$a_s = \frac{ID_s C' B_s}{P_T}$$

(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*

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{(15,631) (0,33) (390,786)}{(1,65)} \\ &= 480,9890 \text{ inch}^2 \\ &= 3103,1488 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

Dimana,

G_s = *Kecepatan massa pendingin Reaktor*

W_s = *Laju alir pendingin Reaktor* = 8421,4054

a_s = *cross flow area*

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{30.228,3491}{3103,1488} \\ &= 9,7412 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{dtk} \\ &= 350.682,6917 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{Jam} \end{aligned}$$

Untuk desain *triangular pitch*:

$$D_e = \frac{4 \left[(0,5 P_T - 0,86 P_T) - 0,5\pi \frac{ODt}{4} \right]}{0,5\pi \times ODt}$$

(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

$$Re = \frac{350.682,6917 \times 0,0549}{1,24238}$$

$$= 15.494,3862$$

$J_H = 40$ (Fig. 28, *Kern*, hal. 838)

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

Dimana:

h_o = Koefisien perpindahan panas di *shell*

J_H = *factor for heat transfer*

KD = Konduktivitas pendingin

D_e = Diameter ekivalen

$$h_o = 40 \times \frac{0,3938}{0,0549} \sqrt[3]{3,9439}$$

$$= 453,4497 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

A.8.2 *Tube side*

Menghitung koefisien perpindahan panas umpan masuk reaktor untuk pemanasan,

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

$$h_i = J_H \frac{K}{D} \sqrt[3]{Pr}$$

(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)

$$h_i = 25 \times \frac{0,1634}{(2,6645/100)} \sqrt[3]{0,8921}$$

$$= 147,5777 \text{ KJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Mengoreksi harga h_i ,

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

(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*

$$\begin{aligned} h_{io} &= 147,5777 \frac{3,3528}{2,6645} \\ &= 117,2795 \text{ kj/jam.m}^2\text{K} \end{aligned}$$

Menghitung U_c ,

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

(Pers. 6.7, *Kern*, hal. 112)

Dimana:

U_c = *Clean Overall Coefficient*

h_{io} = Koefisien perpindahan panas terkoreksi

h_o = Koefisien perpindahan panas di *shell*

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{(117,2795 \times 453,4497)}{(117,2795 + 453,4497)} \\ &= 93,1797 \text{ Kj/jam.m}^2\text{.K} \end{aligned}$$

Menghitung U_D ,

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D}$$

(Pers. 6.13, *Kern*, hal. 108)

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

Dimana:

U_D = *Dirty Overall Coefficient*

U_C = *Clean Overall Coefficient*

R_d = *Total Dirty Factor*

Dirty Factor di shell maupun di tube,

$$R_{Do} = 0,001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

(Tabel 12, *Kern*, hal. 845)

$$R_{Di} = 0,0005 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

(Tabel 12, *Kern*, hal. 845)

$$R_{Dtotal} = 0,0015 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

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

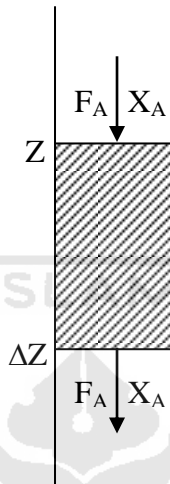
$$U_D = \frac{1}{(93,1797)} + 7,33239E - 05$$

$$= 92,5474 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

A.8.3 Menghitung Tinggi *Bed* Reaktor dan Suhu Keluar Reaktor

A.8.3.1 Menentukan persamaan profil perubahan konversi terhadap panjang reaktor.

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



Gb. A.3 Profil aliran gas dalam *tube*

Asumsi keadaan reaktor dalam keadaan steady state maka 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 :

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

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

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

Dari ketiga persamaan diatas didapat persamaan sebagai berikut :

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

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

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

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

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

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

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 :

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

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

dimana :

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

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

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

$$\begin{aligned} C_A &= 0,04578(1 - 0,95) \\ &= 0,00228 \end{aligned}$$

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

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

A.8.3.2 Menentukan konstanta kecepatan reaksi

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

$$\begin{aligned} k &= 1,0673E+21 \times \exp(-46.011,6292/623) \\ &= 0,0769 \end{aligned}$$

$$F_{A0} = \text{Umpan methanol}$$

$$= 330,72 \text{ kmol/jam}$$

$$P = \text{Tekanan total}$$

$$= 1,3 \text{ atm}$$

$$ID_t = \text{Diameter dalam tube}$$

$$= 1,049 \text{ in}$$

$$= 2,6645 \text{ cm}$$

ρ_B = Massa jenis katalis

$$= 3,9800 \text{ gr/cm}^3$$

N_t = Jumlah *tube*

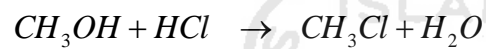
$$= 1261 \text{ tube}$$

Z = Panjang *tube* dihitung dari atas reaktor

X_A = Konversi *methyl chlorida*

ε = Porositas katalis = 0,38

Reaksi pembentukan Metil klorida :



$$X_1 = X_A = 0,95$$

A.8.3.3 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*, maka :

Panas Masuk + Panas yang Dihasilkan = Panas Keluar

$$H_{in} - H_{out} + Q = 0 \quad (10)$$

jika :

$$\Delta Q = U (T - T_s) \Delta A \quad (11)$$

$$\Delta H = \Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X_A \quad (12)$$

$$\Delta A = \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t \cdot \Delta Z \quad (13)$$

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

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

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

$$[\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T]_z - [\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T]_{z+\Delta z} = [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \Delta X]_z - [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \Delta X]_{z+\Delta z} - U(T - T_s) \Delta A$$

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

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

Untuk semua *tube* :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_{rT}) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U (T - T_s) \pi \cdot D_{or} \cdot N_t}{\Sigma(F_i \cdot Cp_i)} \quad (14)$$

dimana :

$$\Delta H_r = \Delta H_{f, 298}^o + \Delta H_{548} = \Delta H_{f, 298}^o + \Sigma(\Delta H_{produk(548)} - \Delta H_{reaktan(548)})$$

Dari neraca panas reaktor :

$$\Delta H_{f, 298}^o = -34.650 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{298} + \Delta H_{Produk} + \Delta H_{reaktan}$$

$$= -8196,7621 \text{ kkal/jam}$$

Dengan :

Z = Tebal tumpukan katalis

F_{A0} = Laju aliran Methanol

$$= 330,72 \text{ kmol/jam}$$

U_d = Koefisien perpindahan panas *overall*

$$= 92,54 \text{ Kj/ jam m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

T = Suhu reaktor

T_s = Suhu pendingin

OD_t = Diameter luar *tube*

$$= 1,049 \text{ in}$$

$$= 2,6645 \text{ cm}$$

N_t = Jumlah *tube* dalam reaktor

$$= 1261 \text{ tube}$$

A.8.3.4 Menentukan persamaan profil perubahan temperatur pendingin terhadap panjang reaktor

Untuk keadaan steady state,

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

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

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

Dimana :

W_s = jumlah pendingin

$$= 30.228,3491 \text{ gr/dtk}$$

Cp_s = kapasitas panas pendingin

$$= 0,2986 \text{ kal/gr.K}$$

U_d = koefisien perpindahan panas *overall*

$$= 92,5474 \text{ Kj/ jam m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

OD_t = diameter luar *tube*

$$= 1,049 \text{ in} = 2,6645 \text{ cm}$$

N_t = jumlah *tube* dalam reaktor

$$= 1261 \text{ tube}$$

T = suhu reaktor

T_s = suhu pendingin

Z = tebal tumpukan katalis

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

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

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

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

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

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

Tabel A-10 Nilai konversi terhadap panjang tube

z	X	TG	TC	P	X	CH ₃ OH	HCl	H ₂ O
0.00	0.0000	613.0000	550.0000	1.3000	0.0000	0.2623	0.2885	0.8738
0.10	0.2197	613.0131	548.9757	1.3000	0.2197	0.2047	0.2309	0.8738
0.20	0.3671	613.0262	547.0479	1.3000	0.3671	0.1660	0.1922	0.8738
0.30	0.4709	613.0946	545.1161	1.3000	0.4709	0.1388	0.1650	0.8738
0.40	0.5473	613.1632	543.1800	1.3000	0.5473	0.1187	0.1450	0.8738
0.50	0.6054	613.2320	541.2397	1.3000	0.6054	0.1035	0.1297	0.8738
0.60	0.6510	613.3010	539.2949	1.3000	0.6510	0.0915	0.1178	0.8738
0.70	0.6877	613.3702	537.3459	1.2999	0.6877	0.0819	0.1081	0.8738
0.80	0.7177	613.4394	535.3925	1.2999	0.7177	0.0740	0.1003	0.8738
0.90	0.7426	613.5088	533.4347	1.2999	0.7426	0.0675	0.0937	0.8738
1.00	0.7637	613.5783	531.4724	1.2999	0.7637	0.0620	0.0882	0.8738
1.10	0.7818	613.6479	529.5057	1.2999	0.7818	0.0572	0.0835	0.8738
1.20	0.7974	613.7175	527.5345	1.2999	0.7974	0.0531	0.0794	0.8738
1.30	0.8110	613.7872	525.5587	1.2999	0.8110	0.0496	0.0758	0.8738
1.40	0.8230	613.8569	523.5784	1.2999	0.8230	0.0464	0.0727	0.8738
1.50	0.8336	613.9267	521.5936	1.2999	0.8336	0.0436	0.0699	0.8738
1.60	0.8431	613.9966	519.6041	1.2999	0.8431	0.0412	0.0674	0.8738
1.70	0.8516	614.0665	517.6099	1.2999	0.8516	0.0389	0.0652	0.8738
1.80	0.8592	614.1364	515.6111	1.2999	0.8592	0.0369	0.0631	0.8738
1.90	0.8662	614.2064	513.6075	1.2998	0.8662	0.0351	0.0613	0.8738
2.00	0.8725	614.2764	511.5992	1.2998	0.8725	0.0334	0.0597	0.8738

Lanjutan Tabel A-10 Nilai konversi terhadap panjang tube

2.10	0.8783	614.3464	509.5861	1.2998	0.8783	0.0319	0.0581	0.8738
2.20	0.8836	614.4165	507.5682	1.2998	0.8836	0.0305	0.0567	0.8738
2.30	0.8885	614.4866	505.5455	1.2998	0.8885	0.0292	0.0555	0.8738
2.40	0.8930	614.5568	503.5178	1.2998	0.8930	0.0281	0.0543	0.8738
2.50	0.8972	614.6270	501.4853	1.2998	0.8972	0.0270	0.0532	0.8738
2.60	0.9011	614.6972	499.4477	1.2998	0.9011	0.0259	0.0522	0.8738
2.70	0.9048	614.7674	497.4052	1.2998	0.9048	0.0250	0.0512	0.8738
2.80	0.9081	614.8377	495.3577	1.2998	0.9081	0.0241	0.0503	0.8738
2.90	0.9113	614.9079	493.3050	1.2998	0.9113	0.0233	0.0495	0.8738
3.00	0.9143	614.9783	491.2473	1.2997	0.9143	0.0225	0.0487	0.8738
3.10	0.9171	615.0486	489.1844	1.2997	0.9171	0.0217	0.0480	0.8738
3.20	0.9197	615.1190	487.1163	1.2997	0.9197	0.0211	0.0473	0.8738
3.30	0.9222	615.1894	485.0431	1.2997	0.9222	0.0204	0.0466	0.8738
3.40	0.9245	615.2598	482.9645	1.2997	0.9245	0.0198	0.0460	0.8738
3.50	0.9267	615.3302	480.8807	1.2997	0.9267	0.0192	0.0454	0.8738
3.60	0.9288	615.4007	478.7915	1.2987	0.9288	0.0187	0.0449	0.8738
3.70	0.9308	615.4712	476.6969	1.2977	0.9308	0.0181	0.0444	0.8738
3.80	0.9327	615.5417	474.5969	1.2967	0.9327	0.0176	0.0439	0.8738
3.90	0.9345	615.6122	472.4914	1.2957	0.9345	0.0172	0.0434	0.8738
4.00	0.9362	615.6827	470.3804	1.2947	0.9362	0.0167	0.0430	0.8738

Lanjutan Tabel A-10 Nilai konversi terhadap panjang tube

4.10	0.9379	615.7533	468.2639	1.2936	0.9379	0.0163	0.0425	0.8738
4.20	0.9394	615.8239	466.1417	1.2926	0.9394	0.0159	0.0421	0.8738
4.30	0.9409	615.8945	464.0140	1.2916	0.9409	0.0155	0.0417	0.8738
4.40	0.9423	615.9651	461.8805	1.2906	0.9423	0.0151	0.0414	0.8738
4.50	0.9435	616.0358	459.7413	1.2896	0.9435	0.0148	0.0410	0.8738
4.60	0.9447	616.1065	457.5963	1.2886	0.9447	0.0145	0.0407	0.8738
4.70	0.9458	616.1772	455.4455	1.2886	0.9458	0.0142	0.0404	0.8738
4.80	0.9469	616.2479	453.2888	1.2886	0.9469	0.0139	0.0402	0.8738
4.90	0.9479	616.3187	451.1262	1.2886	0.9479	0.0137	0.0399	0.8738
5.00	0.9489	616.3894	450.7210	1.2886	0.9489	0.0134	0.0396	0.8738
5.10	0.9499	616.4602	450.3145	1.2886	0.9499	0.0131	0.0394	0.8738
5.20	0.9508	616.5310	449.9068	1.2885	0.9508	0.0129	0.0391	0.8738

Dari perhitungan di atas, diperoleh :

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

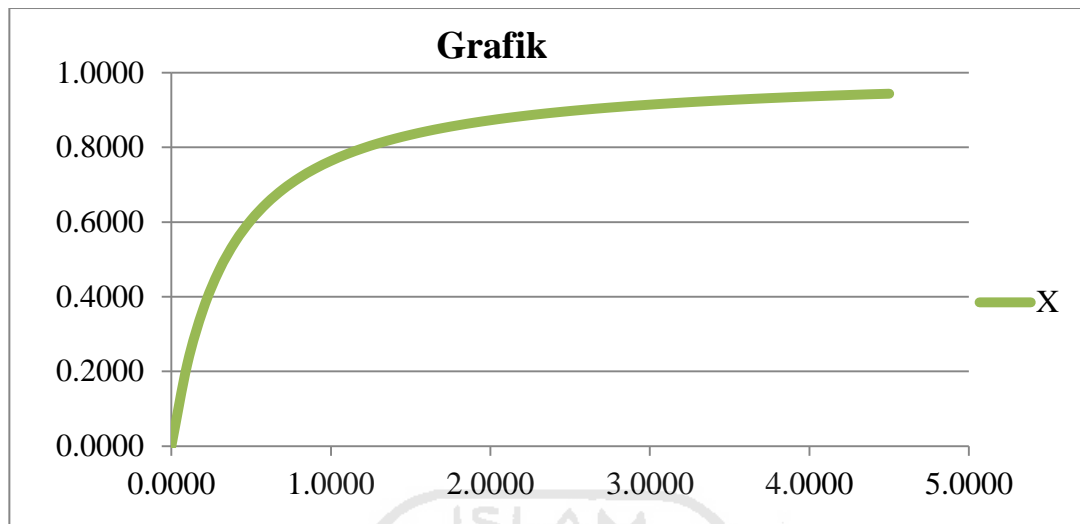
$$TC \text{ in} = 550 \text{ K} = 277 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$X = 0,9508$$

$$Tc \text{ Out} = 449,90 \text{ K} = 176,90 \text{ C}$$

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

Dengan grafik sebagai berikut :



Gb. A.4 Grafik Hubungan Antara Konversi dan Panjang Tube

A.9 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*

$$= 3,9800 \text{ g/cm}^3$$

N_t = Jumlah *tube*

$$= 1261 \text{ buah}$$

ID = Diameter dalam *tube*

$$= 1,32 \text{ inch}$$

$$= 3,3528$$

Z = panjang *tube*

$$= 5,2 \text{ m} = 520 \text{ cm}$$

$$\varepsilon = 0,38$$

$$\begin{aligned} w &= (3,9800)(1261)(3,14/4)(3,3528)^2 * 520(1-0,38) \\ &= 14.278.353,97 \text{ gr} \\ &= 14.278,35 \text{ kg} \end{aligned}$$

A.10 Menghitung Volume Bed

$$\begin{aligned} \text{Volume katalis} &= \frac{w}{\rho_B} \\ &= \frac{14.278.353,97}{3,9800} \\ &= 3.587.526,123 \text{ cm}^3 \\ \text{Volume bed} &= \frac{\text{vol. katalis}}{1-\varepsilon} \\ &= \frac{3.587.526,123}{1-0,38} \\ &= 5786332,45 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

A.11 Menghitung Residence Time

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{V_t}{V_g} \\ &= \frac{222.999,57}{6.460.427,59} \\ &= 0,0345 \text{ detik} \end{aligned}$$

A.12 Menghitung tebal dinding reaktor

a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi (hc)

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

- b. Menentukan koefisien panas secara radiasi (hr)

$$hr = 0,1713x$$

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

Dimana :

ts = 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 :

$$\begin{aligned} F &= 12650 \text{ psi} \\ &= 860,7819 \text{ atm} \quad (\text{Peters, 1960}) \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} r &= 30,7705 \text{ inch} \\ &= 78,1570 \text{ cm} \end{aligned}$$

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

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

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

$$\text{Tekanan operasi} = 1,3 \text{ atm}$$

$$= 19,11 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{22,932 \times 30,7705}{(12650)(0,80) - (0,6)(22,932)} + 0,125 \\
 &= 0,1948 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal *shell* standar = 1/4 in

(Tabel 5.7, *Brownell & Young*, hal. 89)

A.13 Menghitung Diameter Luar Shell

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

Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2.t_s \\
 &= 61,5412 + 2(0,25) \\
 &= 62,0412 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell* pada OD = 66 in didapatkan :

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

$$\begin{aligned}
 r &= 60 \text{ in} \\
 &= 152,4 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.7, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 90})
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung tebal *head* digunakan rumus :

$$t_h = \frac{P \text{ ID}_s}{2 f E - 0,2 P} + C$$

(Pers. 13.10, *Brownell & Young*, hal. 256)

Dimana:

t_h = Tebal *head*

P = Tekanan perancangan

= 22,932 psi

$$\begin{aligned}
 f &= \text{Tegangan maksimum yang diijinkan} \\
 &= 12650 \text{ psi} \\
 &= 860,7819 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= \text{Efisiensi pengelasan maksimum} \\
 &= 0,80
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C &= \text{Faktor korosi} \\
 &= 0,125
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{(22,932)(61,5412)}{(2)(12650)(0,80) - (0,2)(22,932)} + 0,125 \\
 &= 0,1948 \text{ in} \\
 &= 0,4947 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal *head* standar $1/4 \text{ in} = 0,635 \text{ cm}$

A.14 Menghitung Tinggi *Head*

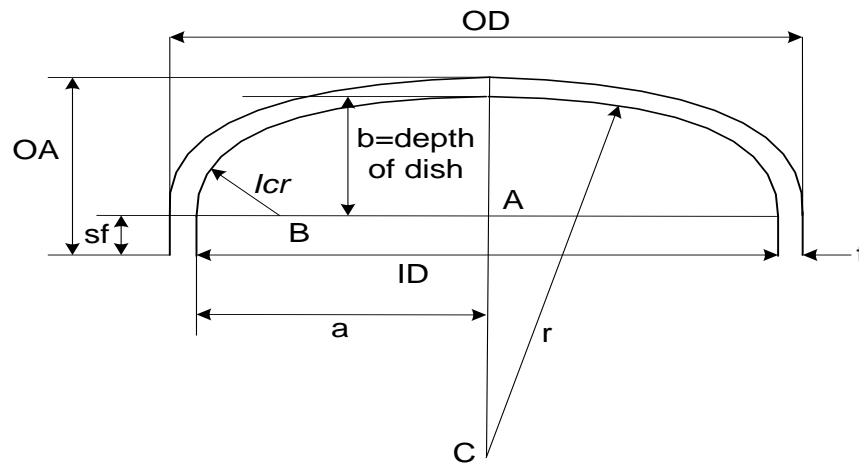
$$OD = 66 \text{ inch}$$

Dari Tabel 5.6 – *Brownell* untuk tebal *head* $1/4 \text{ in}$ didapatkan data sebagai berikut,

$$\begin{aligned}
 i_{cr} &= 3,6250 \text{ in} \\
 &= 9,2075 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

(Tabel 5.6 , *Brownell & Young*, hal. 88)

$$sf = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm}$$



$$AB = ID/2 - i_{cr}$$

$$= 62,0412/2 - 3,6250$$

$$= 27,1456 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr}$$

$$= 60 - 3,6250$$

$$= 56,3750 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$= 60 - \sqrt{(56,3750^2 - 27,1456^2)}$$

$$= 10,5909 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= 0,1948 + 10,5909 + 2$$

$$= 12,7857 \text{ in}$$

$$= 32,48 \text{ cm}$$

A.15 Menghitung Tinggi Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{Panjang tube} + 2 \times \text{tinggi head}$$

$$= 204,7245 + 2 \times (12,7857)$$

$$= 230,2959 \text{ in}$$

$$= 5,8495 \text{ m}$$

A.16 Menghitung Volume Reaktor

$$\begin{aligned} \text{a. } \text{Volume head (VH)} &= 0.000049 \text{ IDs}^3 \\ &= 11,4207 \text{ ft}^3 \\ &= 0,3234 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. } \text{Volume shell (VS)} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= 608.655,0050 \text{ ft}^3 \\ &= 9,9741 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. } \text{Volume reaktor (VR)} &= \text{Volume shell} + (2 \times \text{Volume head}) \\ &= 10,6209 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

A.17 Spesifikasi Nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$\text{Dopt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.211, eq 5.14)

$$\begin{aligned} G &= \text{Umpan masuk} \\ &= 12,1639 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \text{Densitas gas} \\ &= 1,4194 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dopt} &= 293 \times 12,1639^{0,53} \times 1,4194^{-0,37} \\ &= 967,5522 \text{ mm} \\ &= 0,5857 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson 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

$$D_{opt} = 75W_m^{0,5} \rho^{-0,35}$$

$$W_m = \text{Kec aliran pendingin}$$

$$= 30,2283 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{Densitas pendingin}$$

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

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 75 \times 30,2283^{0,5} \times 0,8325^{-0,35} \\
 &= 39,1863 \text{ mm} \\
 &= 2,0130 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

$$ID = 2,469 \text{ in}$$

$$OD = 2,88 \text{ in}$$

A.18 Perhitungan *plate* penyangga pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Berat pipa} &= 2,17 \text{ lb/ft} \\
 &= 82,0244 \text{ gr/in} \quad (\text{Perry and Green, 1984})
 \end{aligned}$$

$$BB1 = W_{kat} \cdot 9,81 / 3,14 D_s^2 / 4 / N_t$$

$$BB2 = P_{T0} \cdot 101300$$

$$BB3 = 2,17 \cdot 0,4355 / 0,3048 \cdot Z \cdot 9,81 / (3,14 \cdot D_s^2 / 4)$$

$$BB = (BB1 + BB2 + BB3) / 1000000!$$

$$TPP = (BB \cdot D_i \cdot 1,1 / (4 \cdot f) + C / 25,4$$

TPP = Tebal penyangga katalis, in

D_i = Diameter dalam pipa, mm

BB1 = Beban karena katalisator, N/m^2

BB2 = Beban karena tekanan, N/m^2

BB3 = Beban karena pipa, N/m^2

BB = Total beban, N/mm^2

P_{T0} = Tekanan sistem, atm

Wkat = Berat katalis, kg

$$W_{kat} = 10.384.479,8600 \text{ gr}$$

$$= 10.384,4798 \text{ kg}$$

$$D_s = 60 \text{ in}$$

$$N_t = 1261$$

$$P_t = 1,65 \text{ in}$$

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

$$= 204,7237 \text{ in}$$

$$I_{dt} = 1,049 \text{ in}$$

$$BB1 = W_{kat} \cdot 9,81 / 3,14 D_s^2 / 4 / N_t$$

$$= 0,001784 \text{ N/m}^2$$

$$BB2 = P_{T_0} \cdot 101300$$

$$= 167.145 \text{ N/m}^2$$

$$BB3 = 2,17 \cdot 0,4355 / 0,3048 \cdot Z \cdot 9,81 / (3,14 \cdot D_s^2 / 4)$$

$$= 83,2878 \text{ N/m}^2$$

$$BB = (BB1 + BB2 + BB3) / 1000000$$

$$= 16,7228 \text{ kg}$$

$$TPP = (BB \cdot D_1 \cdot 1,1 / (4 \cdot f) + C / 25.4$$

$$= 9,6612 \text{ m}$$

A.19 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 = Suhu umpan masuk

$$= 613 \text{ K}$$

T2 = Suhu keluar reaktor

$$= 616,5310 \text{ K}$$

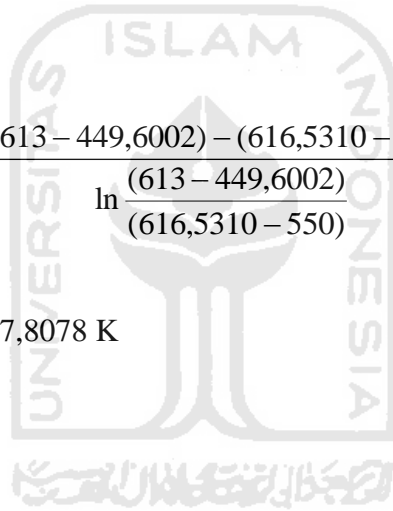
t1 = Suhu pendingin masuk

$$= 550 \text{ K}$$

t2 = Suhu pendingin keluar

$$= 449,6002 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(613 - 449,6002) - (616,5310 - 550)}{\ln \frac{(613 - 449,6002)}{(616,5310 - 550)}}$$
$$= 107,8078 \text{ K}$$



Ringkasan Reaktor (R-01):		
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi antara Methanol dan Asam Klorida menjadi Metil Klorida dan Air	
Tipe	Fixed bed multitube	
Jumlah	1 buah	
Berat katalis	14.278.353,97 gr	
Waktu tinggal	0,0345 detik	
Tinggi reaktor	5,84 m	
Kondisi	Non Isotermal, non Adiabatis	
	Tekanan	1,3 atm
	Suhu masuk	613 K
	Suhu keluar	616,5310 K
	Fase	Gas
Spesifikasi tube	Jumlah tube	1261 buah
	Panjang	5,2 m
	OD	1,32 inch
	ID	1,049 inch
	Pitch	1,65 inch
Spesifikasi shell	ID	66 inch
	Ds	60 inch