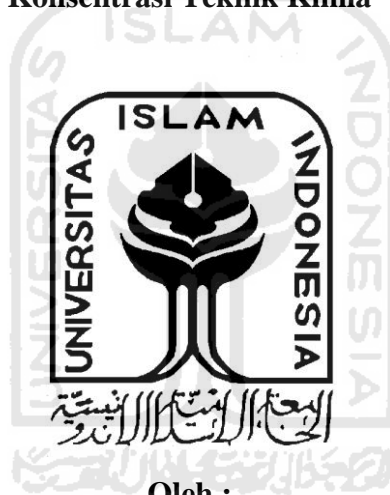


**PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI  
METANOL DAN ASAM KLORIDA  
DENGAN KAPASITAS 40.000 TON / TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Nur Afifah  
No. Mahasiswa : 12521066

Nama : Andika Dwi Cahaya J  
No. Mahasiswa : 12521108

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**2016**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI  
METANOL DAN ASAM KLORIDA  
DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/ TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Nur Afifah Nama : Andika Dwi Cahaya J  
No.Mahasiswa : 12521066 No.Mahasiswa : 12521108

Yogyakarta, 27 September 2016

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya 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 surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Nur Afifah



Andika Dwi Cahaya J

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI  
METANOL DAN ASAM KLORIDA  
DENGAN KAPASITAS 40.000 TON / TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

Oleh :

Nama : Nur Afifah

Nama : Andika Dwi Cahaya J

No. Mahasiswa : 12521066

No. Mahasiswa : 12521108

الجامعة الإسلامية  
Yogyakarta, 12 Oktober 2016

**Pembimbing I,**



**Dra. Kamariah Anwar, M.S.**

**Pembimbing II,**



**Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.**

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN ASAM KLORIDA DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/ TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Nur Afifah Nama : Andika Dwi Cahaya J  
No.Mahasiswa : 12521066 No.Mahasiswa : 12521108

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 27 September 2016

Tim Penguji,

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS  
Ketua

Dyah Retno Savitri, S. T., M. Eng.  
Anggota I

Ajeng Yulianti, S.T., M. Eng.  
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Faisal RM, Ir., Drs., MSIE., Ph.D

## KATA PENGANTAR



*Assalamu 'alaikum Wr., Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN ASAM KLORIDA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 40.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Faisal RM., Drs., Ir., MSIE., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., dan Ibu Lilis Kistriyani, ST., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan

pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

4. Ayahanda dan Ibunda yang tercinta. Kami sangat bangga menjadi anak ayah dan ibu yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan, semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
5. Bidadari Surga selama kuliah Rizki Khairunnisa, Nadia Budiman, Fitriana Rosida. Terima kasih atas semua tawa, dukungan, doa, perhatian dan kasih sayang selama ini yang selalu menjadi keluarga kami saat di kota perantauan ini.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2012 yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

*Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.*

Yogyakarta, 27 September 2016

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN

*Dwi,*

*Alhamdulillah Rabbil' alamin*

*Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidupku, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar dan yang selalu mengingatkanku akan kewajiban sebagai hamba-Nya serta memberikan nikmat yang begitu berharga dan tak terhingga. Kupersembahkan tulisan ini untuk,*

*Bapak Jumail Fathal dan Mamah Mardiana*

*Kedua orang tuaku yang tercinta yang selalu memberikan dukungan, perhatian dan kasih sayang tanpa batas serta pelajaran hidup yang sangat berharga. Kehadiran bapak dan mamah dalam hidupku telah memberikan kebahagiaan dan kekuatan yang tak terhingga.*

*Kak Dessy, Andi, Sheyla*

*Ketiga saudaraku yang juga selalu memberi dukungan padaku, doa untuk kesuksesanku*

*Na, Rk, Nb, Fr, Unun*

*Kelima sahabatku yang dari awal menemaniku merantau di kota orang, dimana kita saling menyemangati satu sama lain, dan sama-sama berjuang demi membanggakan kedua orangtua kita. Semoga suatu saat kita bisa bertemu lagi dalam keadaan sehat dan menjadi orang yang*

*sukses!*

## LEMBAR PERSEMBAHAN

*Nur Afifah,*

*Alhamdulillah Rabbi' alamin*

*Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepadaku.*

*Salawat serta salam senantiasa kujunjung tinggi untuk Nabi besar, Muhammad SAW,*

*sebagai suri tauladan untuk kita semua. Kupersembahkan tulisan ini untuk:*

*Bapak Sujono dan Ibu Siti Rahmah*

*Kedua orang tuaku yang telah membesarkanmu, menafkahkanmu, mendidikmu, menyayangimu,*

*mendukungmu sampai saat sekarang ini. Kehadiran Bapak dan Ibu dalam hidupmu,*

*memberikan kebahagiaan yang sangat besar bagiku.*

*Mas Aan, Mas Isa, Mba Shelma, Mba Andini, dan ponakan-ponakanku*

*Mas Aan dan Mas Isa sebagai mas-masuku, panutanmu untuk lebih berusaha, yang selalu*

*membayai dan mendukungmu juga selalu mengingatkanmu. Mba Shelma dan Mba Andini,*

*mba-mba iparku yang selalu mendoakanmu, mendukungmu. Ponakan-ponakan lucukmu yang*

*selalu membuatmu tertawa.*

*Adc, Rk, Nb, Fr, Andina, Arip, Ika*

*Adc, Rk, Nb, Fr, keempat sahabat selama masa kuliah. Yang selalu menyemangati,*

*mendukungmu, selalu ada di kala aku sedih dan senang. Andina sahabat dari SD-ku, Ika*

*sahabat dari SMP-ku, dan Arip sahabat sejak 3 tahun lalu, kalian bertiga yang selalu*

*menyemangati, mendukungmu juga. Sukses buat kita semua, sahabat-sahabatku!!*

*Aamiin!*



## LEMBAR MOTTO

**Berjuang untuk mendapatkan sesuatu, bukan menunggu untuk mendapatkannya**

**Pangkal dari semua kebaikan di dunia maupun di akhirat adalah takwa kepada Allah SWT (Abu Sulaeman Addarani)**

**Jadilah kamu manusia yang pada kelahiranmu semua orang tertawa bahagia, tetapi hanya kamu sendiri yang menangis; dan pada kematianmu semua orang menangis sedih, tetapi hanya kamu sendiri yang tersenyum (Mahatma Gandhi)**

**Janganlah senang menjadi sukses dengan pikiran orang lain, tetapi senanglah saat menatap kesuksesan atas usaha yang telah dilakukan dengan pikiran sendiri**



## DAFTAR ISI

Lembar judul tugas akhir pra rancangan pabrik .....	i
Lembar pernyataan keaslian pra rancangan pabrik .....	ii
Lembar pengesahan dosen pembimbing .....	iii
Lembar pengesahan penguji .....	iv
Kata pengantar .....	v
Lembar persembahan .....	vii
Lembar motto .....	ix
Daftar isi .....	x
Daftar tabel .....	xiii
Daftar gambar .....	xv
Intisari .....	xvi
<i>Abstract</i> .....	xvii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Tinjauan Pustaka .....	7
1.2.1 Proses Klorinasi Metana .....	7
1.2.2 Proses Reaksi Metanol-Asam Klorida .....	8
1.2.3 Mekanisme Reaksi .....	10
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Produk .....	12
2.2 Spesifikasi Bahan .....	13
2.2.2 Spesifikasi Bahan Utama .....	13

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	14
2.3 Pengendalian Kualitas .....	15
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	15
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.....	15
 <b>BAB III PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1 Uraian Proses .....	18
3.2 Spesifikasi Alat Proses .....	21
3.3 Perencanaan Produksi .....	48
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku .....	48
3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses .....	49
 <b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK</b>	
4.1 Lokasi Pabrik .....	50
4.2 Tata Letak Pabrik .....	52
4.3 Tata Letak Alat Proses .....	54
4.4 Aliran Proses dan Material .....	58
4.4.1 Neraca Massa .....	58
4.4.2 Neraca Panas .....	62
4.5 Pelayanan Teknik ( <i>Utilitas</i> ) .....	66
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment System</i> ) .....	66
4.5.2 Unit Penyediaan <i>Steam (Steam Generation System)</i> .....	67
4.5.3 Unit Penyediaan Listrik ( <i>Power Plant System</i> ) .....	67
4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	68

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan .....	68
4.7 Organisasi Perusahaan .....	72
4.7.1 Bentuk Perusahaan .....	72
4.7.2 Struktur Organisasi .....	72
4.6.3 Tugas dan Wewenang .....	75
4.7.4 Catatan .....	80
4.7 Evaluasi Ekonomi .....	85
4.7.1 Harga <i>Index</i> .....	86
4.7.2 Harga Alat .....	88
4.7.3 <i>Capital Investment</i> .....	89
4.7.4 <i>Manufacturing Cost</i> .....	95
4.7.5 <i>General Expense</i> .....	102
4.7.6 Total <i>Capital Investment</i> .....	104
4.7.7 Total Biaya Produksi .....	104
4.7.8 Analisa Keuntungan .....	104
4.7.9 Analisa Kelayakan .....	105
 BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan .....	111
5.2 Saran .....	112
DAFTAR PUSTAKA .....	113
 LAMPIRAN	

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data impor metil klorida .....	3
Tabel 1.2. Perusahaan penghasil metil klorida di dunia.....	4
Tabel 3.1. Kebutuhan bahan baku.....	48
Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik .....	53
Tabel 4.2. Neraca massa total .....	58
Tabel 4.3. Neraca massa di V-01 .....	58
Tabel 4.4. Neraca massa di V-02.....	59
Tabel 4.5. Neraca massa di SP-01 .....	59
Tabel 4.6. Neraca massa di SP-02.....	60
Tabel 4.7. Neraca massa di R-01 .....	60
Tabel 4.8. Neraca massa di SP-03.....	61
Tabel 4.9. Neraca massa di MD-01 .....	61
Tabel 4.10. Neraca panas di V-01 .....	62
Tabel 4.11. Neraca panas di V-02 .....	62
Tabel 4.12. Neraca panas di R-01 .....	62
Tabel 4.13. Neraca panas di MD-01 .....	63
Tabel 4.14. Gaji karyawan .....	88
Tabel 4.15. Jadwal kerja masing-masing regu .....	84
Tabel 4.16. Harga indeks <i>Chemical Engineering Progress</i> (CEP) .....	86
Tabel 4.17. Harga indeks hasil regresi linier pada berbagai tahun .....	88
Tabel 4.18. Total biaya <i>Physical Plant Cost</i> .....	93
Tabel 4.19. <i>Fixed Capital Investment</i> .....	94

Tabel 4.20. Total <i>Direct Manufacturing Cost</i> .....	98
Tabel 4.21. Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i> .....	99
Tabel 4.22. Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i> .....	100
Tabel 4.23. Total <i>Manufacturing Cost</i> .....	100
Tabel 4.20. Total <i>Working Capital Investment</i> .....	102
Tabel 4.24. Total <i>General Expense (GE)</i> .....	103



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik penggunaan metil klorida .....	2
Gambar 1.2. Grafik data import metil klorida di indonesia .....	3
Gambar 4.1. <i>Plant layout</i> .....	56
Gambar 4.2. <i>Machines layout</i> .....	57
Gambar 4.3. Diagram alir kuantitatif pabrik metil klorida .....	64
Gambar 4.4. Diagram alir kualitatif pabrik metil klorida .....	65
Gambar 4.5. Diagram alir kebutuhan air domestik .....	69
Gambar 4.6. Diagram alir kebutuhan air pendingin .....	70
Gambar 4.7. Diagram alir kebutuhan <i>steam</i> .....	71
Gambar 4.8. Struktur organisasi .....	74
Gambar 4.9. Grafik regresi linier indeks .....	87
Gambar 4.10. Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah .....	110

## **INTI SARI**

*Kebutuhan Metil klorida makin meningkat seiring dengan peningkatan industri kimia di Indonesia. Metil klorida digunakan sebagai Refrigeran, solven, dan karet sintetis. Disamping itu juga dipergunakan sebagai intermediate dalam pembuatan Tetra metyl lead dan silikon. Pabrik Metil klorida dirancang dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dengan bahan baku Metanol 99,85 % dan asam klorida 33%. Pabrik direncanakan didirikan di Cilegon, Banten, karena telah tersedianya sarana penunjang dengan baik.*

*Reaktor yang digunakan adalah Fixed Bed Multitubular, dengan kondisi operasi : temperatur 300 °C dan tekanan 1,8 atm dengan katalisator Alumina. Reaksi berlangsung pada fase uap, bersifat eksotermis dan irreversible. Proses pembuatan Methyl klorida berlangsung dalam 3 tahap, yaitu : tahap penyiapan bahan baku, tahap reaksi dan tahap pemisahan dan pemurnian produk.*

*Kebutuhan utilitas : air secara kontinyu sebanyak 19.596,40 kg/jam, steam sebanyak 17.697,34 kg/jam, air pendingin sebanyak 177.468,98 kg/jam, air domestic sebanyak 1.750 kg/jam, listrik 377,26 Kwh dan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator sebesar 88,6210 lt/jam, sedangkan untuk boiler sebesar 346.809,42 lt/jam.*

*Pabrik direncanakan menempati tanah seluas 11.906 m<sup>2</sup> dengan total investasi Rp 1.095.611.057.566 meliputi modal tetap \$ 7.575.012 + Rp 100.558.291.290 dan modal kerja \$ 16.517.258 + Rp 219.266.602.091 dengan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 67.278.942.433 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 53.823.153.947. Berdasarkan analisa kelayakan diperoleh Break Event Point (BEP) 49,01 % (syarat BEP 40-60%), Shut Down Point (SDP) 38,53 % dan Discounted Cash Flow Rate 20,27%. Sementara itu, Return on Investment sebelum pajak (ROI<sub>b</sub>) sebesar 66,9% (syarat ROI<sub>b</sub> pabrik beresiko tinggi > 44%) dan Return on Investment sesudah pajak (ROI<sub>a</sub>) sebesar 53,5%, Pay Out Time sebelum pajak (POT<sub>b</sub>) sebesar 1,30 tahun (syarat POT<sub>b</sub> untuk pabrik beresiko tinggi < 2 tahun) dan Pay Out Time sesudah pajak (POT<sub>a</sub>) sebesar 1,5 tahun*

*Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik Metil klorida dari Metanol dan Asam Klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini cukup layak untuk didirikan.*



## **ABSTRACT**

*The needs of Methyl chloride keeps increasing followed by the growth of chemical industry in Indonesia. Methyl chloride be used as Refrigerants, solvent and syntethic rubber. Also, be used as intermediate in the making of Tetra methyl lead and silicon. Methyl cloride Factory was designed with capacity of 40.000 ton/year with 99,85% raw material Methanol and 33% of hydrochloric acid. It has been planned that the factory is going to take place in Cilegon, Banten, because of the very well availability support and facilities.*

*Fixed Bed Multitubular is the reactor will be used, with operation condition : 300 degree celcius temperature, and with 1,8 atm pressure of alumina catalyst. The reaction take place in the vapour phase, has the properties of exothermic and irreversible. Methyl chloride manufacturing process take place in 3 phases, that is : the stage of preparation of raw materials, the reaction phase, separation phase and last the stage of purification products.*

*The utility requirements are : water flows continuously as 19.596,40 kg/hour, steam 17.697,34 kg/hour, cooling water as much as 177.468,98 kg/hour, domestic water as 1.750 kg/hour, electricity as 377,26 Kwh and fuel that is going to be used for generator as big as 88,6210 lt/hour, whereas for boiler as big as 346.809,42 lt/hour.*

*The factory was planned to occuppies at a land with 11.906 m<sup>2</sup> large with total investment of Rp Rp 1.095.611.057.566 include fixed capital \$ 7.575.012 + Rp 100.558.291.290 and working capital \$ 16.517.258 + Rp 219.266.602.091 with profit before tax of Rp Rp 67.278.942.433, and profit after tax of Rp 53.823.153.947. Based on feasibility analysis obtained Break Event Point (BEP) 49,01% (BEP requirement 40-60%), Shut Down Point (SDP) 38,53 % and Discounted Cash Flow Rate 20,27 %. Meanwhile, Return on Investment before tax (ROI) as big as 66,9 % (ROI requirement, factory high risk plant > 44%) and Return on Investment after task (ROI), as big as 53,5%, Pay Out Time before tax (POT) as 1,30 years (POT requirement, for factory with high risk plant < 2 years) and Pay Out Time after tax (POT) as 1,5 years.*

*Based on the results of an economic evaluation, it has to the conclusion that methyl chloride plant design from methanol and hydrochloric acid with capacity of 40.000 ton/year is quite feasible to build.*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

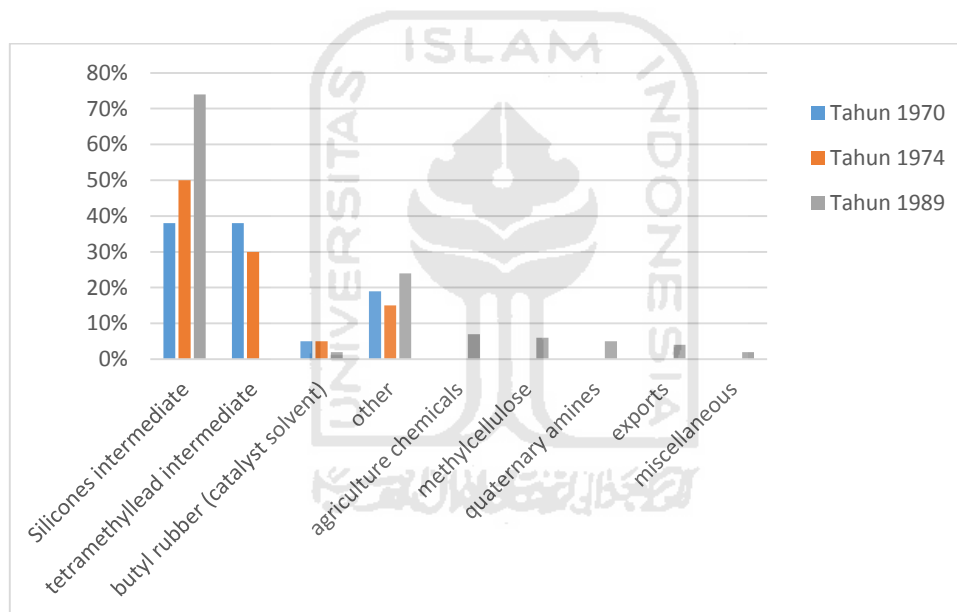
Indonesia merupakan salah satu negara yang sedang berkembang. Kebutuhan bahan-bahan kimia untuk industri-industri di Indonesia juga semakin meningkat. Namun, sedikitnya pabrik kimia di Indonesia, menyebabkan peningkatan impor bahan-bahan kimia di Indonesia. Salah satunya adalah bahan kimia berupa metil klorida.

Metil klorida yang sering disebut *mono chloromethane* dengan rumus molekul  $\text{CH}_3\text{Cl}$ . Metil klorida adalah senyawa hidrokarbon yang termasuk dalam industri petrokimia yang dapat digunakan secara luas baik sebagai bahan baku maupun bahan penunjang di dalam industri kimia, contohnya pada industri silikon, karet sintetis, industri pertanian, dan kosmetik. Bahan kimia ini berfase gas dengan titik didih  $-23,8\text{ }^\circ\text{C}$ .

Metil klorida murni diproduksi pertama kali oleh Du, As, dan Peligot pada tahun 1835 dengan cara menggunakan pemanasan "*Wood Spirit*" yaitu *crude methyl alcohol* direaksikan dengan campuran asam sulfat dan *common salt*. Pada abad 19, metil klorida dibuat dengan skala kecil di Eropa untuk keperluan *refrigerant* dan karet sintesis. Produksi besar mulai dilakukan di USA tahun 1920. Kerajaan Inggris pada tahun 1943 mulai memproduksi yang cenderung lebih besar ketika metil klorida sebagai bahan *intermediate* untuk industri silikon dan

*refrigerant flourinasi*, kemudian diproduksi lebih besar lagi setelah perang dunia kedua yang mencapai  $3,6 \cdot 10^8 - 4,5 \cdot 10^8$  kg/tahun.

Sekitar tahun 1979-1988, pertumbuhan rata—rata untuk metil klorida sebesar 1.7% setiap tahunnya. Diperkirakan pada tahun 1993, pertumbuhan mencapai 1-2% per tahunnya atau dengan perkiraan permintaan sebesar 264.000 ton. Penggunaan metil klorida lebih banyak pada industri silikon. Berikut penggunaan metil klorida dapat dilihat pada Gambar 1.1.



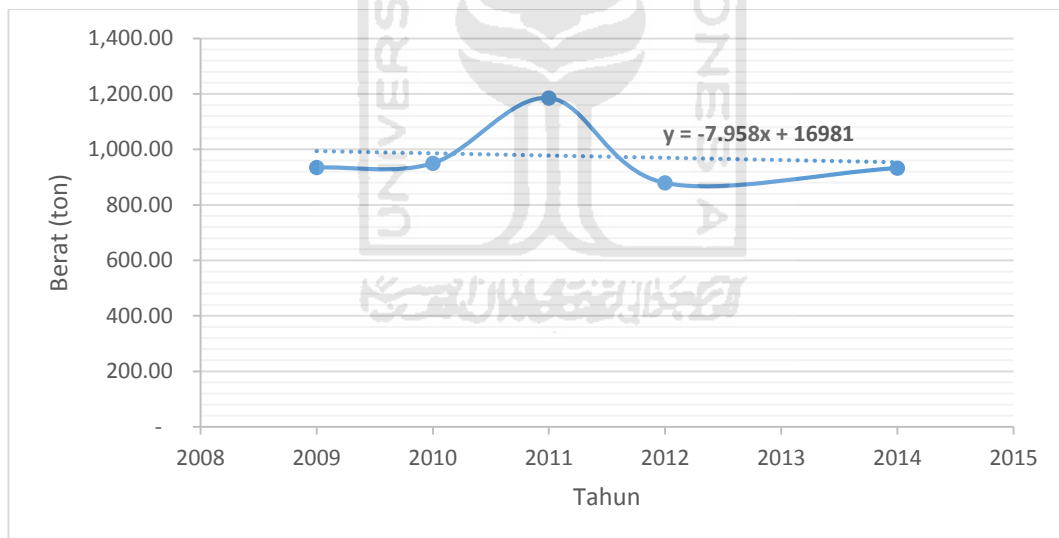
Gambar 1.1. Grafik Penggunaan Metil Klorida di Dunia (Kirk-Othmer, Vol. 5, 4<sup>th</sup> edition, 1993)

Berdasarkan situs Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, tingkat kebutuhan metil klorida cenderung meningkat, terutama pada tahun 2009-2011. Sedangkan pada tahun 2012 terjadi penurunan tingkat impor metil klorida dan meningkat lagi

pada tahun 2014. Data impor metil klorida di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1. Data Impor Metil Klorida di Indonesia (www.bps.go.id)

Tahun	Berat (ton)
2009	934,42
2010	949,88
2011	1.185,32
2012	878,94
2014	932,76



Gambar 1.2. Grafik Data Impor Metil Klorida di Indonesia

Berdasarkan sumber di atas, diperlukan produksi metil klorida di Indonesia. Selain itu, harga bahan baku pembuatan metil klorida yang murah dan mudah didapatkan di Indonesia menjadi salah satu pendorong untuk dibangunnya pabrik

metil klorida ini. Di dunia, ada beberapa pabrik yang memproduksi metil klorida dengan jumlah yang cukup besar. Berikut beberapa nama-nama perusahaan yang menghasilkan metil klorida di dunia, dapat dilihat pada tabel 1.4.

Tabel 1.2. Perusahaan Penghasil Metil Klorida di Dunia (www.icis.com)

<b>Pabrik</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
Dow Chemical, Freeport, Tex	38.549
Dow Chemical, Plaquemino, La	117.914
Dow Corning, Carrolton, ky	204.082
Dow Corning, Midland, Mich	90,.703
GE Plastics Waterford, N.Y	74.830
Vulcan Chemicals, Geismar, La	77.098
Vulcan Chemicals, Wichita, KS	40.816

Berdasarkan pabrik-pabrik penghasil metil klorida yang ada di dunia, maka penentuan kapasitas pabrik yang akan dirancang akan mengacu pada kapasitas minimal dari pabrik penghasil metil klorida di dunia, yaitu pada Pabrik Dow Chemical, Freeport, Tex dengan kapasitas 38.549 ton/tahun. Pada pra rancangan pabrik metil klorida, kapasitas yang akan dirancang adalah 40.000 ton/tahun dan direncanakan akan beroperasi pada tahun 2021.

### 1.1.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik memiliki bisa memiliki efek yang sangat krusial dalam keuntungan proyek dan kesempatan untuk memperluas proyek ke depannya. Banyak faktor-faktor yang mempengaruhi dalam menentukan lokasi pabrik yang sesuai. Untuk lokasi pabrik metil klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun rencana akan dibangun di lokasi Cilegon, Banten. Lokasi tersebut dipilih berdasarkan faktor-faktor sebagai berikut.

#### 1. Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan metil klorida adalah metanol dan asam klorida. Metanol sendiri tidak perlu diimpor karena di Indonesia memiliki pabrik metanol, yaitu PT. Kaltim Methanol Indonesia yang berlokasi di Kalimantan Timur. Sedangkan untuk bahan baku asam klorida, diperoleh dari produk samping PT. Asahimas, Banten. Dari pertimbangan ini, lokasi Cilegon sesuai untuk pembangunan pabrik metil klorida.

#### 2. Pemasaran

Metil klorida dapat digunakan sebagai bahan baku atau bahan penunjang dalam suatu industri dan Cilegon merupakan kawasan industri. Sehingga, untuk pemasarannya cukup mudah. Selain itu, Cilegon dekat dengan pelabuhan, sehingga pemasaran metil klorida ke daerah-daerah lain di dalam negeri mau pun di luar negeri cukup mudah.

#### 3. Transportasi

Cilegon merupakan kawasan industri yang letaknya dekat dengan pelabuhan dan jalan raya, sehingga baik pengiriman bahan baku atau pun

pengiriman produk dari produsen ke konsumen dapat dilakukan dengan lancar.

#### 4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Dengan adanya pendirian pabrik metil klorida, dapat menyerap tenaga kerja di Indonesia, terutama di sekitar lokasi pendirian pabrik. Selain itu, di Pulau Jawa merupakan salah satu pulau dengan jumlah penduduk yang cukup padat, sehingga dapat menyerap tenaga kerja yang belum memiliki pekerjaan, baik tenaga kerja yang terdidik dan belum terdidik. Apabila tenaga kerja belum terdidik, akan diberikan *training* terlebih dahulu.

#### 5. Utilitas

Kebutuhan utilitas di pabrik berupa air, bahan bakar dan listrik. Di lokasi Cilegon, kebutuhan untuk utilitas dapat terpenuhi, karena dekat dengan sumber air dan listrik diperoleh dari PLN.

#### 6. Perizinan

Karena Cilegon merupakan kawasan industri, sehingga memudahkan dalam melakukan perizinan dengan pemerintah dan masyarakat setempat.

#### 7. Perluasan

Daerah Cilegon merupakan daerah tidak padat penduduk, sehingga untuk perluasan pabrik, dapat dilakukan ke depannya.

## 1.2. Tinjauan Pustaka

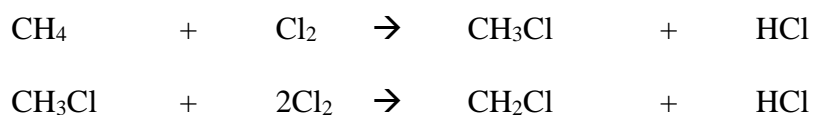
Secara umum, ada dua proses utama yang sering digunakan dalam industri metil klorida, yaitu:

1. Proses klorinasi metana
2. Proses reaksi metanol-asam klorida (hidroklorinasi metanol)

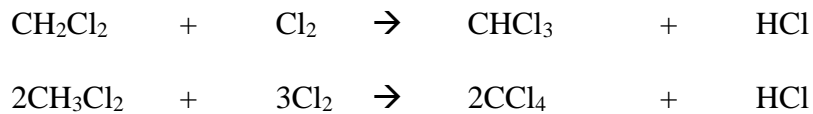
### 1.2.1. Proses Klorinasi Metana

Klorinasi metana adalah metode yang paling sulit dilakukan karena harus menghilangkan sifat nyala. Langkah pertama dari reaksi ini adalah disosiasi panas dari molekul klorin yang mana memiliki energi aktivasi sebesar 84 kJ/mol (20 kcal/mol), dan 33 kJ (8 kcal) lebih tinggi daripada klorinasi katalitik. Disosiasi ini dapat terjadi dengan cepat pada suhu sekitar 400-500 °C. Atom klorin bereaksi dengan metana untuk membentuk hidrogen klorida (asam klorida) dan *methyl radical*. *Methyl radical* bereaksi dengan molekul klorin untuk membentuk metil klorida dan atom klorin lain yang dapat melanjutkan reaksi tersebut.

Pada proses klorinasi metana ini, metil klorida bukan merupakan produk tunggal, karena terbentuk produk lain seperti karbon tetraklorida dan kloroform. Pada klorinasi metana digunakan klorin dan metana sebagai bahan baku, dengan reaksi berjalan eksotermis. Berikut reaksi yang berjalan pada proses klorinasi metana:







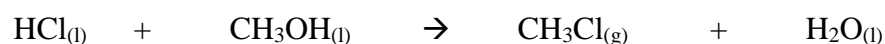
Proses klorinasi metana memerlukan tekanan sedikit diatas tekanan atmosferis dan menghendaki kemurnian metana tinggi, sehingga diperlukan alat *cryogenic* destilasi untuk treatment gas alam, yang investasi peralatan ini cukup mahal, *yield* proses klorinasi metana 80-85% (Kirk Othmer, Vol 5, 1993).

### 1.2.2. Proses Reaksi Metanol-Asam Klorida (Hidroklorinasi Metanol)

Pada hidroklorinasi adalah suatu proses dengan atom halogen yang berasal dari asam klorida bergabung dengan senyawa organik. Metil klorida dihasilkan oleh reaksi antara metanol dan asam klorida dengan bantuan katalis. Pada proses hidroklorinasi metanol, terbagi menjadi dua proses, yaitu proses hidroklorinasi metanol pada fase cair dan gas.

#### 1. Proses Hidroklorinasi Metanol Fase Cair

Campuran liquid metanol-HCl memiliki yield walaupun pada suhu 0<sup>0</sup>C. Proses dengan tipe ini, caranya dengan mengontakkan alkohol dengan HCl pada suhu 70-160<sup>0</sup>C dan tekanan 0,1-1 MPa (15-150 psig) dengan menggunakan katalis seperti *zinc chloride*, *quaternary amines*, atau tidak dengan katalis sama sekali. 0,5-3% metanol dikonversikan menjadi dimetil eter. Produk metil klorida dikeluarkan dari reaktor berupa uap dan dikondensasikan. Dimetil eter dan air (residu) dihilangkan, kemudian metil klorida yg terbentuk dikondensasikan (Kirk Othmer, Vol 5, 4<sup>th</sup> edition).



## 2. Proses Hidroklorinasi Metanol Fase Gas

Hidroklorinasi metanol fase gas banyak digunakan di Eropa dan Jepang dibandingkan di US, walaupun ada literturnya. Prosesnya: menguapkan metanol dan HCl, dicampur secara equimolar, dipanaskan terlebih dahulu pada suhu 180-200<sup>0</sup>C. Reaksi melewati *corverter packed* dengan 1,68-2,38 mm (8-12 mesh) *alumina gel* pada suhu 350<sup>0</sup>C. Produk didinginkan, dibersihkan dengan air, and dicairkan. Konversi metanol bisa mencapai lebih dari 95%. Gamma-alumina digunakan sebagai katalis pada suhu 295-340<sup>0</sup>C untuk memperoleh *yield* metil klorida sebesar 97,8%. katalis lain dapat digunakan, contoh *cuprous* atau *zinc chloride* pada alumina aktif, karbon, *silica*, atau *pumice*; *silica aluminas*; *zeolites*, *attapulgus clay*; atau karbon. *Space velocities* bisa mencapai 300<sup>h-1</sup> dengan volume gas pada kondisi STP per jam volume *catalyst space* (Kirk Othmer, Vol 5, 4<sup>th</sup> edition). Reaksi yang terjadi:



Proses yang kami gunakan pada pembuatan metil klorida ini yaitu menggunakan proses **Hidroklorinasi Metanol Fase Gas** dengan pertimbangan sabagai berikut :

1. Temperatur dan tekanan operasi yang digunakan lebih rendah dibandingkan proses klorinasi metana sehingga mudah dalam pengontrolan. (Mc. Ketta, 1990)

2. Yield pada proses hidroklorinasi metanol fase gas dapat mencapai lebih dari 97,8% sedangkan proses Klorinasi metana sebesar 80-85%. (Kirk Othmer, vol.5, 4th edition)
3. Produk yang dihasilkan mempunyai kemurnian yang tinggi, sehingga dapat dijual dengan harga yang layak

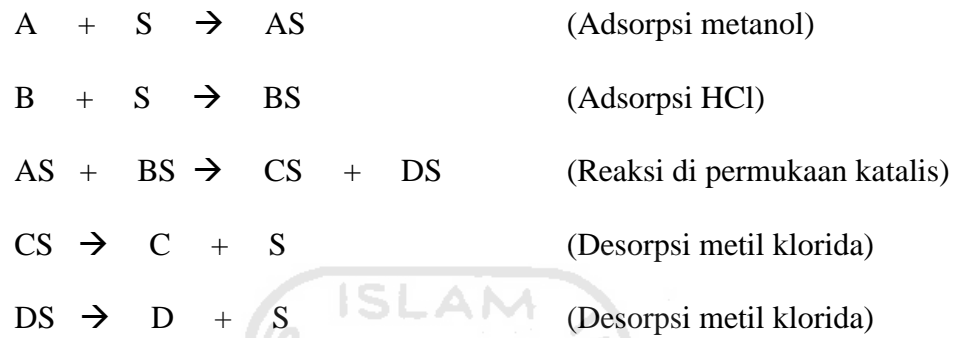
### 1.2.3. Mekanisme Reaksi

Reaksi katalitis dengan zat reaktan metanol dan HCl berbentuk gas menggunakan katalisator alumina berbentuk padatan, berlangsung menurut mekanisme sebagai berikut :

1. a. Difusi gas reaktan dari fase gas ke permukaan luar (*interface*) katalis
  - b. Difusi reaktan dari permukaan luar katalis melewati pori-pori ke permukaan dalam pori katalis (difusi molekuler)
2. Adsorpsi reaktan pada permukaan dalam katalis
3. Reaksi :
 
$$\text{CH}_3\text{OH}_{(g)} + \text{HCl}_{(g)} \rightarrow \text{CH}_3\text{Cl}_{(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(g)}$$
4. Desorpsi hasil reaksi dari permukaan dalam katalis
5. a. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan dalam katalis ke permukaan luar katalis
  - b. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan luar katalis (*interface*) ke fase gas

(Fogler, 1999)

Pada mekanisme reaksi katalitis di atas, tahap difusi dan adsorpsi berlangsung sangat cepat, sedangkan reaksi pada permukaan katalis berlangsung paling lambat. Sehingga kecepatan reaksi katalitis secara keseluruhan dikontrol oleh reaksi permukaan. Mekanisme reaksi :



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Produk

##### 2.1.1. Produk Utama

###### 1. Metil Klorida

Bentuk	: Cair
Kemurnian	: 99,9% berat
Warna	: Tak Berwarna
Densitas	: 2,3045 g/L
Berat Molekul	: 50,48806
Titik Beku (C)	: -97,7
Titik Didih (C)	: -23,73
Temperatur Kritis(C)	: 143,1
Tekanan Kritis	: 6679,2 kPa
Volume Kritis (K)	: 2,833 cm <sup>3</sup> /g

(Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology*, ed.4)

##### 2.1.2. Produk Samping

###### 1. Air (H<sub>2</sub>O)

Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 18,015
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	: 998 (pada 293)

Titik beku (C)	:	0
Titik didih (C)	:	100
Temperature kritis (C):		647,3
Tekanan kritis	:	218,3074 atm
Volume kritis	:	57,1 cm <sup>3</sup> /mol

(Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology*, ed.4)

## 2.2. Spesifikasi Bahan

### 2.2.1. Spesifikasi Bahan Utama

#### 1. Metanol (CH<sub>3</sub>OH)

Bentuk	:	Cair
Kemurnian	:	99,85 % berat
Warna	:	Tak Berwarna
Densitas (25°C)	:	0,7866 g/ml
Berat Molekul	:	32,042 g/mol
Titik Beku (C)	:	-97,8
Titik Didih (C)	:	64,70
Temperatur Kritis (C)	:	239,43
Tekanan Kritis	:	8096 kPa
Volume Kritis	:	118 mL/mol

(Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology*, ed.4)

## 2. Asam Klorida (HCl)

Bentuk	: Cair
Kemurnian	: 33 % berat
Densitas	: 0,796 g/ml
Berat Molekul	: 36,461 g/ mol
Warna	: Tak Berwarna
Titik Beku (C)	: -114,22
Titik Didih (C)	: -85,05
Temperatur Kritis(C)	: 51,54
Tekanan Kritis	: 8,316 MPa
Volume Kritis	: 0,069 L/mol

(Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology*, ed.4)

### 2.2.2. Bahan Pembantu

#### 1. Katalis Alumina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ )

Bentuk	: Padat silinder
Warna	: Putih
Diameter	: 3,969 mm
Bulk Density	: 1,8429 g/ml
Porositas	: 0,36
Luas permukaan	: 200 m <sup>2</sup> /g
Umur	: 2 tahun

([www.silika-alumina-gel-china.com](http://www.silika-alumina-gel-china.com))

### **2.3. Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik metil klorida ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

#### **2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa metanol dan HCl. Selain itu juga dilakukan pengujian kualitas terhadap bahan-bahan pembantu katalis alumina dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji densitas, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

#### **2.3.2. Pengendalian Proses Produksi**

Pengendalian proses produksi pabrik metil klorida ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.



### 2.3.2.1. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan indikator, meliputi level indikator dan *control, temperature indicator control, pressure control, flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

### 2.3.2.2. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

### 2.3.2.3. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar

yang ada maka di lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.



## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1. Uraian Proses

Proses pembuatan metil klorida dengan menggunakan bahan baku metanol dan asam klorida menggunakan metode hidroklorinasi metanol fase gas. Bahan baku asam klorida dengan kondisi 30 °C dan tekanan 1 atm, diumpankan ke *vaporizer* (V-01) dengan jenis *shell and tube* untuk diuapkan pada suhu 94,04 °C dan tekanan 1,8 atm. Setelah itu gas HCl yang telah terbentuk dipisahkan menggunakan *separator* (SP-01). Kemudian hasil bawah berupa *liquid* yang tidak teruapkan dari *separator* di-*recycle* kembali ke *vaporizer* sedangkan hasil atas berupa uap dari *separator* dipanaskan di *heater* (HE-01), dengan suhu umpan masuk 94,04 °C dan keluar dari *heater*, suhu meningkat menjadi 300°C dengan tekanan 1,8 atm. Kemudian, bahan baku metanol dengan kondisi suhu 30 °C dan tekanan 1,8 atm, juga diumpankan ke *vaporizer* (V-02) untuk diuapkan pada kondisi operasi 80,38 °C dan tekanan 1,8 atm. Setelah itu gas metanol yang telah terbentuk dipisahkan menggunakan *separator* (SP-02). Kemudian hasil bawah berupa *liquid* yang tidak teruapkan dari *separator* di-*recycle* kembali ke *vaporizer* sedangkan hasil atas berupa uap dari *separator* dipanaskan di *heater* (HE-02) dari suhu 80,38 °C menjadi suhu 300 °C. Kedua bahan baku dengan komposisi reaktan berbanding 1:1, kemudian diumpankan ke reaktor (R-01) dengan jenis reaktor *fixed bed multitube* dan menggunakan katalis padat berupa alumina. Reaksi yang terjadi di reaktor berada pada kondisi operasi 300 °C dan tekanan 1,8 atm,

dimana reaksi bersifat eksotermis, non-adiabatis, dan non-isotermal. Konversi reaksi metanol sebesar 95%, dimana reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Keluar dari reaktor, komposisi yang dihasilkan berupa produk utama metil klorida dalam bentuk gas dan hasil samping berupa air dalam bentuk gas. Selain itu, terdapat sisa reaktan metanol dan asam klorida dalam bentuk gas. Kemudian, produk keluaran reaktor dengan suhu 317,7 °C dan didinginkan menggunakan *cooler* (CL-01) sehingga suhu turun menjadi 187,3 °C. Setelah dari CL-01, produk yang berupa gas tersebut dinaikkan tekanannya menjadi 2,5 atm menggunakan alat *compressor* (C-01) dan menjadi kenaikan suhu menjadi 200,4 °C. Lalu, produk gas tersebut diumpankan ke *condenser* (CD-01) untuk mengubah fase produk dari gas menjadi cair dengan suhu keluaran produk yang telah berubah menjadi cair sebesar 164,98 °C. Kemudian, produk diumpankan ke *separator* (SP-03), terjadi pemisahan antara produk dengan atas dan bawah, dimana hasil atas berupa uap dan dialirkan ke MD-01, sedangkan produk bawah berupa cairan di alirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL) melalui *expansion valve* (EV-01) dan *cooler* (CL-02). Produk atas SP-03 yang berupa uap. Kemudian dikondensasikan untuk diubah menjadi fasa cair dan kemudian diumpankan ke menara distilasi (MD-01) dengan suhu 108,53 °C untuk memisahkan metil klorida, HCl, metanol dan air, sehingga menghasilkan produk utama metil klorida dengan kemurnian 99,9% pada hasil atas MD-01. Pada MD-01 dengan kondisi operasi dengan tekanan 10 atm, hasil atas yang dihasilkan berupa produk utama metil klorida sebesar 5.050,32 kg/jam dalam bentuk gas dan HCl sebesar 0,18 kg/jam dalam bentuk gas. Sedangkan untuk

hasil bawah dari MD-01, menghasilkan metanol sebesar 152,53 kg/jam dalam bentuk cair, metil klorida sebesar 8,34 kg/jam, HCl sebesar 181,84 kg/jam dan air sebesar 7.988,33 kg/jam dalam bentuk cair. Hasil atas MD-01 kemudian dikondensasikan di *condenser* (CD-02) dan mengubah produk metil klorida dari fase gas menjadi fase cair. Produk metil klorida cair kemudian diumpankan ke *accumulator* (ACC-01) dan kemudian sebagian produk ada yang di refluks, dan sebagian besar diumpankan ke *cooler* (CL-02) untuk didinginkan dari suhu 46,17 °C menjadi suhu 30 °C. Sebelum produk diumpankan ke dalam tangki penyimpanan produk utama metil klorida (T-03), produk melewati *expansion valve* (EV-02) untuk menurunkan tekanannya yang awalnya sebesar 10 atm, menjadi 6,5 atm. Sedangkan hasil bawah MD-01, yang sebagian besar berupa air, metanol dan HCl, diumpankan ke *reboiler* (RB-01) dengan jenis *kettle reboiler* parsial. Keluaran metanol dari RB-01 yang masih berupa gas, akan direfluks ke MD-01, dan metanol yang berupa cairan selanjutnya akan dialirkan menuju *cooler* (CL-03) untuk diturunkan suhunya dari 179,77 °C menjadi 30 °C, lalu kemudian dialirkan menuju UPL.

### 3.2. Spesifikasi Alat

#### 1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Asam Klorida (T-01)

Tugas	: Menyimpan bahan baku asam klorida selama 14 hari sebanyak 11.769,30 kg/jam
Jenis	: Tangki silinder tegak dengan <i>conical head</i>
Fase	: Cair

Kondisi Operasi	: Tekanan	= 1 atm
	Suhu	= 30 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 27,43 m
	Tinggi	= 10,97 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 0,1875 in
	Tebal <i>Head</i>	= 0.1875 in
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-240 grade C</i>	
Harga	: \$ 839.845,30	

## 2. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metanol (T-02)

Tugas	: Menyimpan bahan baku methanol selama 14 hari sebanyak 3.418,33 kg/jam	
Jenis	: Tangki silinder tegak, <i>flat bottom, conical head</i>	
Fase	: Cair	
Kondisi Operasi	: Tekanan	= 1 atm
	Suhu	= 30 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 19,48 m
	Tinggi	= 7,3 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 0,1875
	Tebal <i>Head</i>	= 0.3125 in
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: <i>Carbon Steel 285 grade C</i>	

Harga : \$ 279.948,43

### 3. Tangki Penyimpanan Produk Metil Klorida (T-03)

Tugas : Menyimpan produk metil klorida selama 14 hari  
sebanyak 5.050,51 kg/jam

Jenis : Tangki silinder horizontal dan *torispherical head*

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 10,9 atm

Suhu = 30 °C

Spesifikasi : Diameter = 7,2315 m

Panjang = 36,1576 m

Tebal *Shell* = 0.25 in

Tebal *Head* = 0,3125 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel 240 Grade C*

Harga : \$ 419.922,65

### 4. Vaporizer (V-01)

Tugas : Memanaskan dan menguapkan asam klorida  
sebanyak 14.711,62 kg/jam sebagai umpan  
*separator*

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 18.009.838,5 kJ/jam

Luas transfer panas : 1.588,84 ft<sup>2</sup>

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

*Shell Side*

- Fluida dingin : asam klorida dan air

Ukuran :

- ID : 13,25 in (0,3365 m)

- *Baffle space* : 3,3125 in (0,0841 m)

- *Pass* : 1

*Tube Side*

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 506

- OD; BWG : 0,75 in (0,019 m); 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 2

*Dirt Factor min* : 0,005 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,007 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Catatan : *Vaporizer* memenuhi syarat, karena *Rd available* >  
*Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 16.656,38



### 5. Vaporizer (V-02)

Tugas : Memanaskan dan menguapkan metanol sebanyak  
4.272,91 kg/jam sebagai umpan *separator*

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 4.137.458,165 kJ/jam

Luas transfer panas : 342,26 ft<sup>2</sup> (6,07 m<sup>2</sup>)

Panjang : 16 ft (4,8769 m)

#### *Shell Side*

- Fluida dingin : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 12 in (0,3048 m)

- *Baffle space* : 3 in (0,0762 m)

- *Pass* : 1

#### *Tube Side*

- Fluida panas : *steam*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 109

- OD; BWG : 0,75 in (0,019 m); 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,005 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,006 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Catatan	: <i>Vaporizer</i> memenuhi syarat, karena $Rd$ <i>available</i> > $Rd$ min.
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 12.859,95

### 6. Separator (SP-01)

Tugas	: Memisahkan campuran uap-cair HCl yang keluar dari <i>vaporizer-01</i>
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 94.04 °C
Spesifikasi	: Diameter = 0,9144 m Tinggi = 2,8421 m Tebal <i>Shell</i> = 0,1875 in (0,0048m)
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 7,270.54

### 7. Separator (SP-02)

Tugas	: Memisahkan campuran uap-cair metanol yang keluar dari <i>vaporizer-02</i>
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm

	Suhu	= 80,5382 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 0,7620 m
	Tinggi	= 2,0875 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 0,1875 in (0,0048m)
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>	
Harga	: \$ 7,270.54	

### 8. Reaktor

Tugas	: Tempat berlangsungnya reaksi hidroklorinasi metanol fase gas dan menghasilkan produk metil klorida sebanyak 5.050,51 kg/jam	
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube</i>	
Fase	: Gas	
Kondisi Operasi	: Eksotermis	
	Tekanan	= 1,8 atm
	Suhu	= 300 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 161 in (4,1054 m)
	Tinggi	= 467 in (11,8620 m)
	Tebal <i>Shell</i>	= 7/16 in (0,4375 in)
	Tebal <i>Head</i>	= 3/8 in (0,375 in)
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Harga	: \$ 20.531, 86	

### 9. Separator (SP-03)

Tugas	: Memisahkan campuran uap-cair produk yang keluar dari reaktor
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Kondisi Operasi	: Tekanan = 10 atm Suhu = 164,98 °C
Spesifikasi	: Diameter = 0,9144 m Tinggi = 2,2310 m Tebal <i>Shell</i> = 0,5 in (0,0127 m)
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 7,270.54



### 10. Menara Distilasi

Tugas	: Memisahkan dan memurnikan produk metil klorida sebanyak 5.050,51 kg/jam dengan kemurnian 99,9%
Jenis <i>Plate</i>	: <i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	: - Puncak Menara : Tekanan = 10 atm Suhu = 46,18 °C - Umpan : Tekanan = 10 atm

	Suhu	= 108,53 °C
- Dasar Menara	: Tekanan	= 10 atm
	Suhu	= 149,31 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 2,7028 m
	Tinggi	= 14,0683 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 1 1/8 in (0,0285 m)
	Tebal <i>Head</i>	= 1 in (0,0254 m)
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Harga	: \$ 491,11	

### 11. *Heater (HE-01)*

Tugas : Memanaskan umpan HCl dari *separator-01* menuju reaktor *fixed bed multitube* sebanyak 11.769,30 kg/jam

Jenis : *Shell and tube*

Beban Panas : 3.561.264 kJ/jam

Luas transfer panas : 810,72 ft<sup>2</sup>

Panjang : 10 ft (3,0480 m)

#### *Shell Side*

- Fluida Panas : *steam*

Ukuran :

- ID : 25 in (0,635 m)

- *Baffle space* : 12,5 in (0,3175 m)

- *Pass* : 1

*Tube Side*

- Fluida dingin : *gasses* keluar *separator*

Ukuran :

- Jumlah tube : 413

- OD; BWG : 0,75 in (0,0190 m) ; 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,01 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,02 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

Catatan : HE 01 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 14.137,40

**12. Heater (HE-02)**

Tugas : Memanaskan umpan metanol dari *separator-02* menuju reaktor *fixed bed multitube* sebanyak 3.418,33 kg/jam

Jenis : *Shell and tube*

Beban Panas : 1.245.709 kJ/jam

Luas transfer panas : 342,34 ft<sup>2</sup>

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

*Shell Side*

- Fluida Panas : *steam*

Ukuran :

- ID : 15,3 in (0,3886 m)

- *Baffle space* : 7,6 in (0,1930 m)

- *Pass* : 1

*Tube Side*

- Fluida dingin : *gasses keluar separator*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 109

- OD; BWG : 0,75 in (0,0190 m)

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,0115 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,0209 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

Catatan : HE 02 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 9.378,27

### 13. Cooler (CL-01)

Tugas : Mendinginkan produk yang keluar dari reaktor  
sebanyak 15.187,62 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 3.253.465 kJ/jam

Luas transfer panas : 372,18 ft<sup>2</sup>

Panjang : 12 ft (4,5696 m)

#### *Shell Side*

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 19,25 in (0,4889 m)

- *Baffle space* : 9,6 in (0,2438 m)

- Pass : 1

#### *Tube Side*

- Fluida panas : *gasses*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 158

- OD; BWG : 0,75 in (0,0190 m) ; 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,0115 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,0365 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu



Catatan : Cooler 1 memenuhi syarat, karena  $Rd_{available} > Rd_{min}$ .

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 10.917,99

#### 14. Cooler (CL-02)

Tugas : Mendinginkan hasil bawah *separator-03* menuju menara distilasi sebanyak 1.806,08 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 3.666.171 kJ/jam

Luas transfer panas : 474,26 ft<sup>2</sup>

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

##### *Shell Side*

- Fluida Panas : *steam*

Ukuran :

- ID : 15,3 in (0,3886 m)

- *Baffle space* : 7,6 in (0,1930 m)

- *Pass* : 1

##### *Tube Side*

- Fluida dingin : *gasses keluar separator*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 151

- OD; BWG : 0,75 in (0,0190 m)

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- Pass : 1

*Dirt Factor min* : 0,001 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,002 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

Catatan : HE 02 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 9.378,27

### 15. Cooler (CL-03)

Tugas : Mendinginkan produk yang keluar dari *accumulator* sebanyak 5.050,51 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 138.006 kJ/jam

Luas transfer panas : 206,11 ft<sup>2</sup>

Panjang : 15 ft (4,5720 m)

*Shell Side*

- Fluida panas : *light organic/fluid*

Ukuran :

- ID : 12 in (0,3048 m)

- *Baffle space* : 6 in (0,1524 m)

- Pass : 1

*Tube Side*

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 70

- OD; BWG : 0,75 in (0,019 m); 18

- ID : 0,65 in (0.016 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,0100 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,0110 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Catatan : *Cooler 2* memenuhi syarat, karena *Rd available* >  
*Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 8.678,40

**16. Cooler (CL-04)**

Tugas : Mendinginkan hasil bawah dari *reboiler* sebanyak  
8.331,04 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 6.778.943 kJ/jam

Luas transfer panas : 521,17 ft<sup>2</sup>

Panjang : 15 ft (4,5720 m)

*Shell Side*

- Fluida panas : *light organic/fluid*

Ukuran :

- ID : 17,25 in (0,4381 m)

- *Baffle space* : 8,6 in (0,2184 m)

- *Pass* : 1

*Tube Side*

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 177

- OD; BWG : 0,75 in (0,019 m); 18

- ID : 0,65 in (0,016 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,0005 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,0007 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Catatan : *Cooler 3* memenuhi syarat, karena *Rd available* >  
*Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 8.678,40

### 17. *Condensor 01*

Tugas : Mengembunkan gas produk yang keluar dari  
*compressor* sebanyak 15.187,62 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 25.995.305 kJ/jam

Luas transfer panas : 1.888,46 ft<sup>2</sup>

Panjang : 20 ft (6,096 m)

*Shell Side*

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 27 in (0,6858 m)

- *Baffle space* : 13,5 in (0,3429 m)

- *Pass* : 1

*Tube Side*

- Fluida panas : *gasses*

Ukuran :

- Jumlah *Tube* : 481

- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,0015 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,0031 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

Catatan : *Condensor 1* memenuhi syarat, karena *Rd available*  
> *Rd min.*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 21.900,91

**18. Condensor 02**

Tugas : Mengembunkan uap hasil atas SP-03 sebanyak  
13.381,54 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 18.755.135,61 kJ/jam

Luas transfer panas : 914,18 ft<sup>2</sup>

Panjang : 20 ft (4,8768 m)

*Shell Side*

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 21,3 in (0,54102 m)

- *Baffle space* : 10,6 in (0,2692 m)

- *Pass* : 1

*Tube Side*

- Fluida panas : *gasses*

Ukuran :

- Jumlah *Tube* : 234

- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 17

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- *Pass* : 8

*Dirt Factor min* : 0,0029 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,0015 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Catatan	: <i>Condensor 2</i> memenuhi syarat, karena <i>Rd available</i> > <i>Rd min.</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 15.991,16

### 19. *Condensor 03*

Tugas : Mengembunkan uap hasil atas menara distilasi  
sebanyak 5.050,51 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 1.489.109 kJ/jam

Luas transfer panas : 2.704,22 ft<sup>2</sup>

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

#### *Shell Side*

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 27 in (0,6858 m)

- *Baffle space* : 13,5 in (0,3429 m)

- *Pass* : 1

#### *Tube Side*

- Fluida panas : *gasses*

Ukuran :

- Jumlah *Tube* : 861

- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 17

- ID	: 0,62 in (0,0157 m)
- Pass	: 2
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,003 hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu (0,5283 s.m <sup>2</sup> .°C/kJ)
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,009 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu (0,5988 s.m <sup>2</sup> .°C/kJ)
Catatan	: <i>Condensor 2</i> memenuhi syarat, karena <i>Rd available</i> > <i>Rd min.</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 15.991,16

## 20. Reboiler 01

Tugas	: Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi sebanyak 8.331,04 kg/jam
Jenis	: <i>Kettle Reboiler</i>
Beban Panas	: 6.842.601 kJ/jam
Luas transfer panas	: 1.237,47 ft <sup>2</sup>
Panjang	: 16 ft (4,8768 m)
<i>Shell Side</i>	
- Fluida dingin	: <i>light organic</i>
Ukuran :	
- ID	: 25 in (0,635 m)
- <i>Baffle space</i>	: 12,5 in (0,3175 m)
- Pass	: 1
<i>Tube Side</i>	



- Fluida panas : *steam*

Ukuran :

- Jumlah *Tube* : 394

- OD; BWG : 1 in (0,0254 m); 16

- ID : 0,87 in (0,0221 m)

- *Pass* : 1

*Dirt Factor min* : 0,002 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Dirt Factor available* : 0,004 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Catatan : *Reboiler 2* memenuhi syarat, karena *Rd available* >

*Rd min*

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 6.422,85

## 21. Accumulator 01

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi sebanyak 5.050,51 kg/jam

Jenis : Tangki silinder Horizontal

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :

- Diameter = 27,55 in (0,6997 m)

- Panjang = 165,35 in (4,1998 m)

- Tebal *Shell* = 0,375 in (0,0095 m)

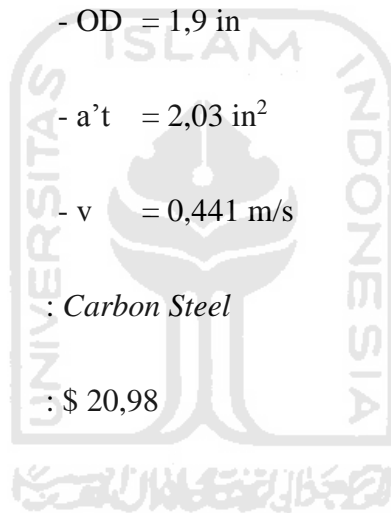
- Tebal *Head* = 0,375 in (0,0095 m)

Harga : \$ 5.844,18

### 22. Expansion Valve 01 (EV-01)

Tugas	: Menurunkan tekanan produk dari SP-03 sebanyak 1.806,08 kg/jam menuju UPL
Jenis	: <i>Globe Valve</i>
Debit	: 2,09 m <sup>3</sup> /jam
Spesifikasi	: - ID = 1,61 in

	- OD = 1,9 in
	- a't = 2,03 in <sup>2</sup>
	- v = 0,441 m/s
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 20,98



### 23. Expansion Valve 02 (EV-02)

Tugas	: Menurunkan tekanan produk dari <i>cooler-03</i> sebanyak 5.050,51 kg/jam menuju tangki produk
Jenis	: <i>Globe Valve</i>
Debit	: 5,52 m <sup>3</sup> /jam
Spesifikasi	: - ID = 1,939 in - OD = 2,375 in

$$- a't = 5,02 \text{ in}^2$$

$$- v = 5,09 \text{ m/s}$$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 20,18

#### 24. *Expansion Valve 03 (EV-03)*

Tugas : Menurunkan tekanan dari *reboiler-01* menuju *cooler-04* sebanyak 8.331,04 kg/jam

Jenis : *Globe Valve*

Debit : 10,72 m<sup>3</sup>/jam

Spesifikasi : - ID = 2,469 in

$$- \text{OD} = 2,875 \text{ in}$$

$$- a't = 5,79 \text{ in}^2$$

$$- v = 8,57 \text{ m/s}$$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 9.17

### 25. Compressor-01 (C-01)

Tugas	: Menaikkan tekanan gas dari 1,8 atm menjadi 10 atm
Jenis alat	: <i>Compressor centrifugal, 1 stage</i>
Kapasitas	: 14.362 kg/jam
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Daya	: 24,97 Hp
Harga	: \$ 34.993,55

### 26. Pompa (P – 01)

Tugas	: Mengalirkan larutan asam klorida dari tempat pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku T-01 sebanyak 11.769,30 kg/jam
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 65,58 gpm
Ukuran pipa	: - ID = 3,068 in - Sch N = 40 - NPS = 3 in
Total head	: 1,1466 m
Motor penggerak	: 0,25 Hp; 3500 rpm
Bahan penggerak	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>

Jumlah : 1 pompa  
 Harga : \$ 1.678,69

### 27. Pompa (P – 02)

Tugas : Mengalirkan bahan baku metanol dari pembelian menuju tangki penyimpanan T-02 sebanyak 3.418,33 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 22.82 gpm

Ukuran pipa : - ID = 2,067 in

- Sch N = 40

- NPS = 2 in

Total head : 1,1209 m

Motor penggerak : 0,13 Hp; 3500 rpm

Bahan penggerak : Carbon steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 pompa

Harga : \$ 1.399,74

### 28. Pompa (P – 03)

Tugas : Mengalirkan larutan asam klorida dari tangki penyimpanan bahan baku T-01 menuju *vaporizer* sebanyak 11.769,30 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 65,58 gpm

Ukuran pipa	: - ID	= 3,068 in
	- Sch N	= 40
	- NPS	= 3 in
Total <i>head</i>	:	1,1563 m
Motor penggerak	:	0,33 Hp; 3500 rpm
Bahan penggerak	:	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	:	1 pompa
Harga	:	\$ 1.678,69

#### 29. Pompa (P – 04)

Tugas	:	Mengalirkan bahan baku metanol dari tangki penyimpanan T-02 menuju <i>vaporizer</i> sebanyak 3.418,33 kg/jam
Jenis	:	Pompa sentrifugal
Kapasitas	:	22.82 gpm
Ukuran pipa	: - ID	= 2,067 in
	- Sch N	= 40
	- NPS	= 2 in
Total <i>head</i>	:	1,1259 m
Motor penggerak	:	0,13 Hp; 3500 rpm
Bahan penggerak	:	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	:	1 pompa
Harga	:	\$ 1.399,74

**30. Pompa (P – 05)**

Tugas	: Mengalirkan hasil bawah <i>separator</i> menuju UPL sebanyak 1.806,08 kg/jam
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 82.41 gpm
Ukuran pipa	: - ID = 4,026 in - Sch N = 40 - NPS = 4 in
Total head	: 1,1239 m
Motor penggerak	: 0,33 Hp, 3500 rpm
Bahan penggerak	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 pompa
Harga	: \$ 1.539,72

**31. Pompa (P – 06)**

Tugas	: Mengalirkan produk dari <i>accumulator</i> menuju <i>cooler-03</i> sebanyak 5.050,51 kg/jam
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 19,46 gpm
Ukuran pipa	: - ID = 2,067 in - Sch N = 40 - NPS = 2 in
Total head	: 1,0788 m

Motor penggerak	: 0,17 Hp; 3500 rpm
Bahan penggerak	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 pompa
Harga	: \$ 1.259,77

### 32. Pompa (P – 07)

Tugas : Mengalirkan produk  $\text{CH}_3\text{Cl}$  dari tangki penyimpanan T-03 menuju pemasaran sebanyak

5.050,51 kg/jam

Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 29,57 gpm
Ukuran pipa	: - ID = 2,067 in
	- Sch N = 40
	- NPS = 2 in

Total head	: 1,1595 m
Motor penggerak	: 0,17 Hp, 3500 rpm
Bahan penggerak	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 pompa
Harga	: \$ 1.469,73

### 33. Pompa (P – 08)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah keluaran *reboiler* menuju UPL sebanyak 8.331,04 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal



Kapasitas	:	51,72 gpm
Ukuran pipa	:	- ID = 3,068 in
		- Sch N = 40
		- NPS = 3 in
Total <i>head</i>	:	1,0916 m
Motor penggerak	:	0,25 Hp, 3500 rpm
Bahan penggerak	:	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	:	1 pompa
Harga	:	\$ 1.469,73



### 3.3. Perencanaan Produksi

#### 3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku metanol diperoleh dari pabrik metanol milik PT. Kaltim Methanol Indonesia yang berlokasi di Kalimantan Timur, sedangkan bahan baku HCl di peroleh dari PT. Asahimas, yang berlokasi di Banten.

Tabel 3.1 Kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan Bahan Baku (ton/tahun)	Rerata Ketersediaan Bahan Baku (ton/tahun)
Metanol (CH <sub>3</sub> OH) = 4.228,0919 kg/jam	33.486,4880	659.562,3411
Asam Klorida (HCl) = 8.784,3007 kg/jam	69.571,6615	82.000

Dari tabel di atas, dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku metanol dan HCl dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

### 3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses, maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1. Lokasi Pabrik**

Ketepatan pemilihan lokasi sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar.

Lokasi pabrik metil klorida direncanakan didirikan di daerah Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

##### **1. Penyediaan Bahan Baku**

Bahan baku untuk pembuatan metil klorida adalah metanol dan asam klorida. Metanol sendiri tidak perlu diimpor karena di Indonesia memiliki pabrik metanol, yaitu PT. Kaltim Methanol Indonesia yang berlokasi di Kalimantan Timur. Sedangkan untuk bahan baku asam klorida, diperoleh dari produk samping PT. Asahimas, Banten. Dari pertimbangan ini, Lokasi Cilegon sesuai untuk pembangunan pabrik metil klorida.

##### **2. Pemasaran**

Metil klorida dapat digunakan sebagai bahan baku atau bahan penunjang dalam suatu industri dan Cilegon merupakan kawasan industri. Sehingga, untuk pemasarannya cukup mudah. Selain itu, Cilegon dekat dengan

pelabuhan, sehingga pemasaran metil klorida ke daerah-daerah lain di dalam negeri mau pun di luar negeri cukup mudah.

### 3. Transportasi

Cilegon merupakan kawasan industri yang letaknya dekat dengan pelabuhan dan jalan raya, sehingga baik pengiriman bahan baku atau pun pengiriman produk dari produsen ke konsumen dapat dilakukan dengan lancar.

### 4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Dengan adanya pendirian pabrik metil klorida, dapat menyerap tenaga kerja di Indonesia, terutama di sekitar lokasi pendirian pabrik. Selain itu, di Pulau Jawa merupakan salah satu pulau dengan jumlah penduduk yang cukup padat, sehingga dapat menyerap tenaga kerja yang belum memiliki pekerjaan, baik tenaga kerja yang terdidik dan belum terdidik. Apabila tenaga kerja belum terdidik, akan diberikan *training* terlebih dahulu.

### 5. Utilitas

Kebutuhan utilitas di pabrik berupa air, bahan bakar dan listrik. Di lokasi Cilegon, kebutuhan untuk utilitas dapat terpenuhi, karena dekat dengan sumber air dan listrik diperoleh dari PLN.

### 6. Perizinan

Karena Cilegon merupakan kawasan industri, sehingga memudahkan dalam melakukan perizinan dengan pemerintah dan masyarakat setempat.

## 7. Perluasan

Daerah Cilegon merupakan daerah tidak padat penduduk, sehingga untuk perluasan pabrik, dapat dilakukan ke depannya.

Dengan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Cilegon layak dijadikan pabrik metil klorida di Indonesia.

### 4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan saran lain seperti utilitas, taman, dan tempat parkir. Secara garis besar, *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, antara lain :

#### 1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

#### 2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses.

#### 3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

#### 4. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

<b>Lokasi</b>	<b>Panjang, m</b>	<b>Lebar, m</b>	<b>Luas, m<sup>2</sup></b>
Kantor utama	40	14	560
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	15	12	180
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	70	35	2450

<b>Lokasi</b>	<b>Panjang, m</b>	<b>Lebar, m</b>	<b>Luas, m<sup>2</sup></b>
Control Room	30	10	300
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	150	20	3000
<b>Luas Tanah</b>			<b>11.906</b>
<b>Luas Bangunan</b>			<b>6.506</b>
<b>Total</b>	<b>575</b>	<b>331</b>	<b>11.906</b>

#### 4.3. Tata Letak Alat Proses/Mesin (*Machines Layout*)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain :

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.



### 3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

### 4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

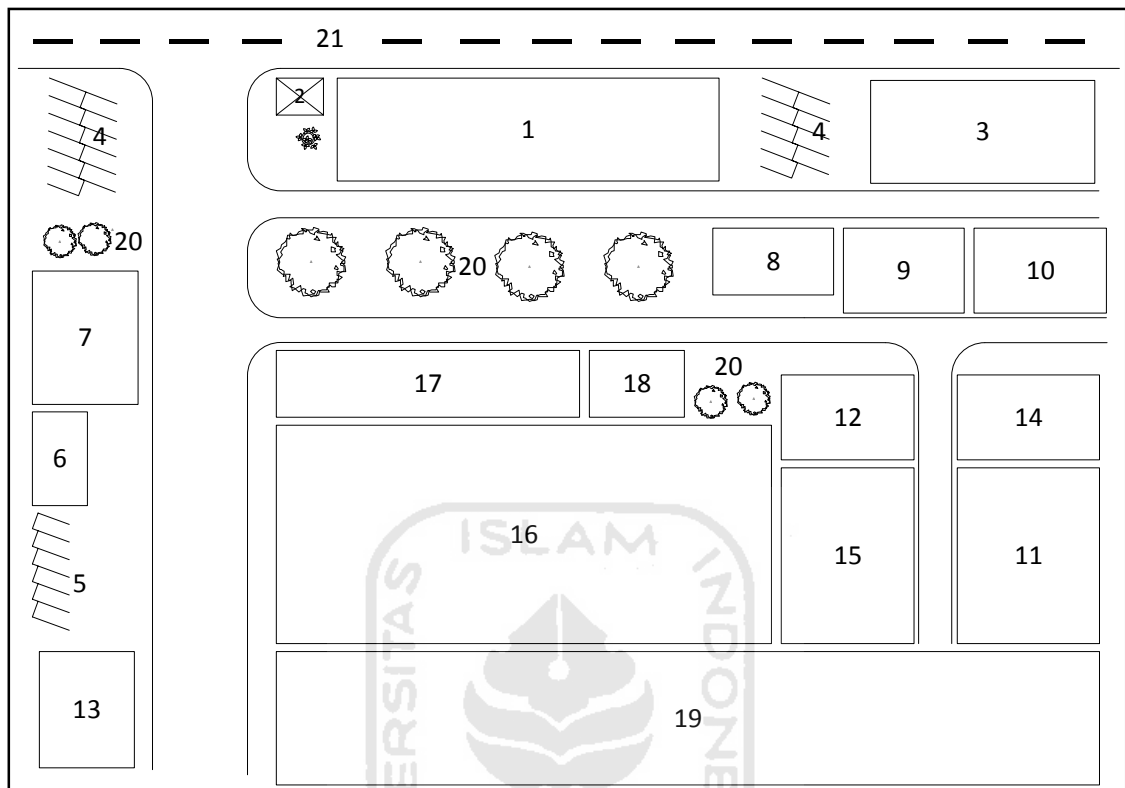
Dalam perancangan *layout* peralatan proses, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

### 5. Pertimbangan ekonomi

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

### 6. Jarak antar alat proses

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

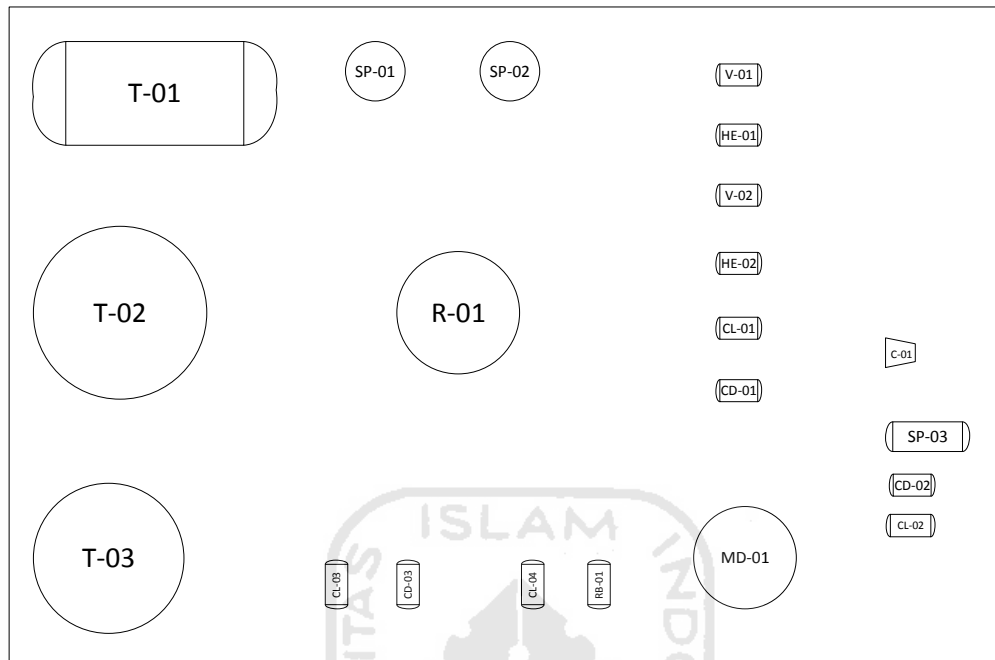
**PLANT LAYOUT**

Keterangan :

- |                               |                            |                      |
|-------------------------------|----------------------------|----------------------|
| 1. Kantor utama               | 8. Klinik                  | 15. Utilitas         |
| 2. Pos keamanan               | 9. Masjid                  | 16. Area proses      |
| 3. Mess                       | 10. Kantin                 | 17. Ruang kontrol    |
| 4. Parkir tamu                | 11. Bengkel                | 18. Kontrol utilitas |
| 5. Parkit truk                | 12. Unit pemadam kebakaran | 19. Perluasan pabrik |
| 6. Ruang timbang truk         | 13. Gudang alat            | 20. Taman            |
| 7. Kantor teknik dan produksi | 14. Laboratorium           | 21. Jalan            |

Gambar 4.1. *Plant layout*

### ***MACHINES LAYOUT***



Keterangan :

T-01	: Tangki bahan baku HCl	C-01	: <i>Compressor</i> 01
T-02	: Tangki bahan baku metanol	CD-01	: <i>Condenser</i> produk reaktor
T-03	: Tangki produk metil klorida	SP-03	: <i>Separator</i> produk reaktor
V-01	: <i>Vaporizer</i> HCl	HE-03	: <i>Heater</i> produk <i>separator</i>
V-02	: <i>Vaporizer</i> metanol	MD-01	: Menara distilasi
SP-01	: <i>Separator</i> HCl	CD-02	: <i>Condenser</i> MD
SP-02	: <i>Separator</i> metanol	CL-02	: <i>Cooler</i> produk top MD
HE-01	: <i>Heater</i> HCl	ACC-01	: <i>Accumulator</i> produk top MD
HE-02	: <i>Heater</i> metanol	RB-01	: <i>Reboiler</i> MD
R-01	: Reaktor	CL-03	: <i>Cooler</i> produk bottom MD
CL-01	: <i>Cooler</i> produk reaktor		

Gambar 4.2. *Machines layout*

#### 4.4. Alir Proses dan Material

##### 4.4.1. Neraca Massa

##### 4.4.1.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2. Neraca massa total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Produk	Limbah
CH <sub>3</sub> OH	3.413,20	-	170,66
HCl	3.883,87	0,18	194,01
H <sub>2</sub> O	7.890,56	-	9.713,62
CH <sub>3</sub> Cl	-	5.050,32	58,82
		5.050,51	10.137,12
<b>TOTAL</b>	15.187,62	15.187,62	

##### A. Vaporizer HCl (V-01)

Tabel 4.3. Neraca massa di V-01

Komp.	Masuk V-01		Keluar V-01	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
HCl	4.854,83	133,15	4.854,83	133,15
H <sub>2</sub> O	9.856,78	547,13	9.856,78	547,13
<b>TOTAL</b>	14.711,62	680,28	14.711,62	680,28

## B. Vaporizer Metanol (V-02)

Tabel 4.4. Neraca massa di V-02

Komp.	Masuk V-02		Keluar V-02	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	4.266,50	133,15	4.266,50	133,15
H <sub>2</sub> O	6,41	0,36	6,41	0,36
<b>TOTAL</b>	<b>4.272,91</b>	<b>133,51</b>	<b>4.272,91</b>	<b>133,51</b>

## C. Separator HCl (SP-01)

Tabel 4.5. Neraca massa di SP-01

Komp.	Masuk SP-01		Keluar SP-01, 80% (Top)		Keluar SP-01, 20% (Bottom)	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
HCl	4.854,83	133,15	3.883,87	106,52	970,97	26,63
H <sub>2</sub> O	9.856,78	547,13	7.885,43	437,71	1.971,36	109,43
<b>TOTAL</b>	<b>14.711,62</b>	<b>680,28</b>	<b>11.769,30</b>	<b>544,23</b>	<b>2.942,32</b>	<b>136,06</b>

Arus keluar SP-01 *bottom* merupakan arus *recycle*, dimana akan dikembalikan ke umpan awal sebelum masuk V-01, sehingga untuk *fresh feed* yang masuk selanjutnya sebesar 11.769,30 kg/jam.

## D. Separator Metanol (SP-02)

Tabel 4.6. Neraca massa di SP-02

Komp.	Masuk SP-02		Keluar SP-02, 80% (Top)		Keluar SP-02, 20% (Bottom)	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	4.266,50	133,15	3.413,20	106,52	853,30	26,63
H <sub>2</sub> O	6,41	0,36	5,13	0,28	1,28	0,07
<b>TOTAL</b>	<b>4.272,91</b>	<b>133,51</b>	<b>3.418,33</b>	<b>106,81</b>	<b>854,58</b>	<b>26,70</b>

Arus keluar SP-02 *bottom* merupakan arus *recycle*, dimana akan dikembalikan ke umpan awal sebelum masuk V-02, sehingga untuk *fresh feed* yang masuk selanjutnya sebesar 3.418,33 kg/jam.

## E. Reaktor (R-01)

Tabel 4.7. Neraca massa di R-01

Komp.	Masuk R-01		Keluar R-01	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	3.413,20	106,52	170,66	5,33
HCl	3.883,87	106,52	194,19	5,33
H <sub>2</sub> O	7.890,56	437,99	9.713,62	539,19
CH <sub>3</sub> Cl	-	-	5.109,15	101,20
<b>TOTAL</b>	<b>15.187,62</b>	<b>651,03</b>	<b>15.187,62</b>	<b>651,03</b>

## F. Separator (SP-03)

Tabel 4.8. Neraca massa di SP-03

Komp.	Masuk SP-03		Keluar SP-03 (Top)		Keluar SP-03 (Bottom)	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	170,66	5,33	152,53	4,76	18,13	0,57
HCl	194,19	5,33	182,02	4,99	12,17	0,33
H <sub>2</sub> O	9.713,62	539,19	7.988,33	443,42	1.725,29	95,77
CH <sub>3</sub> Cl	5.109,15	101,20	5.058,66	100,20	50,49	1,00
<b>TOTAL</b>	<b>15.187,62</b>	<b>651,03</b>	<b>13.381,54</b>	<b>553,37</b>	<b>1.806,08</b>	<b>97,67</b>

## G. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.9. Neraca massa di MD-01

Komp.	Masuk SP-03		Keluar SP-03 (Top)		Keluar SP-03 (Bottom)	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kg/jam
CH <sub>3</sub> OH	170,66	5,33	-	-	152,53	4,76
HCl	194,19	5,33	0,18	0,005	181,84	4,99
H <sub>2</sub> O	9.713,62	539,19	-	-	7.988,33	443,42
CH <sub>3</sub> Cl	5.109,15	101,20	5.050,32	100,03	8,34	0,17
<b>TOTAL</b>	<b>15.187,62</b>	<b>651,03</b>	<b>5.050,51</b>	<b>100,04</b>	<b>8.331,04</b>	<b>453,33</b>

#### 4.1.2. Neraca Panas

##### A. Vaporizer HCl (V-01)

Tabel 4.10. Neraca panasdi V-01

Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas masuk	= 282.193,18	Panas keluar	= 2.312.827,19
Beban Panas	= 2.030.634,01		
<b>TOTAL</b>	<b>= 2.312.827,19</b>	<b>TOTAL</b>	<b>= 2.312.827,19</b>

##### B. Vaporizer Metanol (V-02)

Tabel 4.11. Neraca panasdi V-02

Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas masuk	= 54.510,69	Panas keluar	= 404.570,73
Beban Panas	= 350.060,04		
<b>TOTAL</b>	<b>= 404.570,73</b>	<b>TOTAL</b>	<b>= 404.570,73</b>

##### C. Reaktor (R-01)

Tabel 4.12. Neraca panasdi R-01

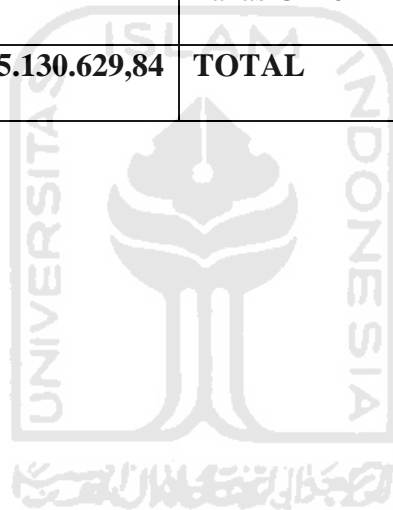
Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas masuk	= 6.570.543,05	Panas keluar	= 6.999.527,67
Panas reaksi	= -22.128.783,55	Beban panas	= -22.557.768,18
<b>TOTAL</b>	<b>= -15.558.240,51</b>	<b>TOTAL</b>	<b>= -15.558.240,51</b>

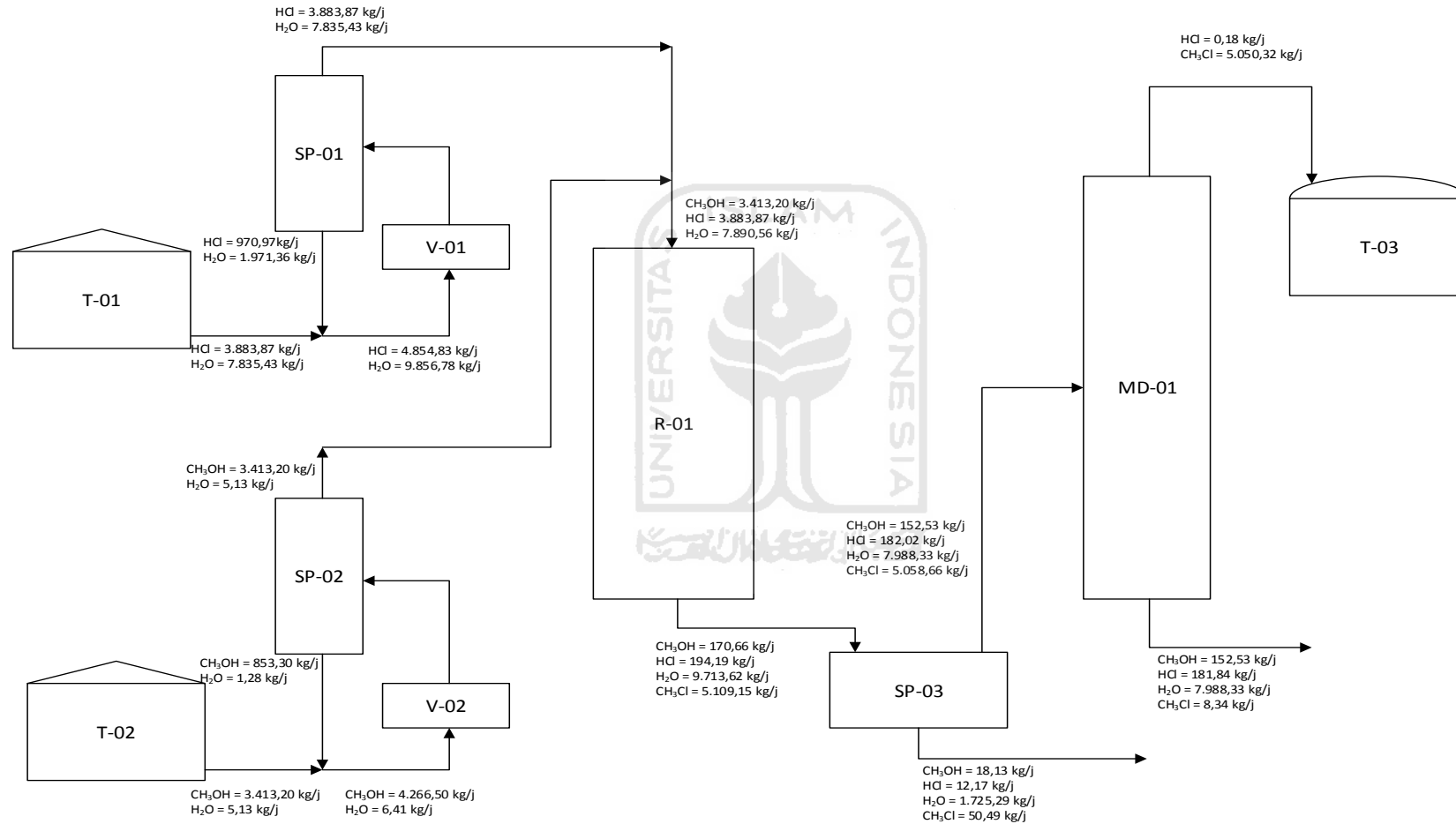


## D. Menara Distilasi (MD-01)

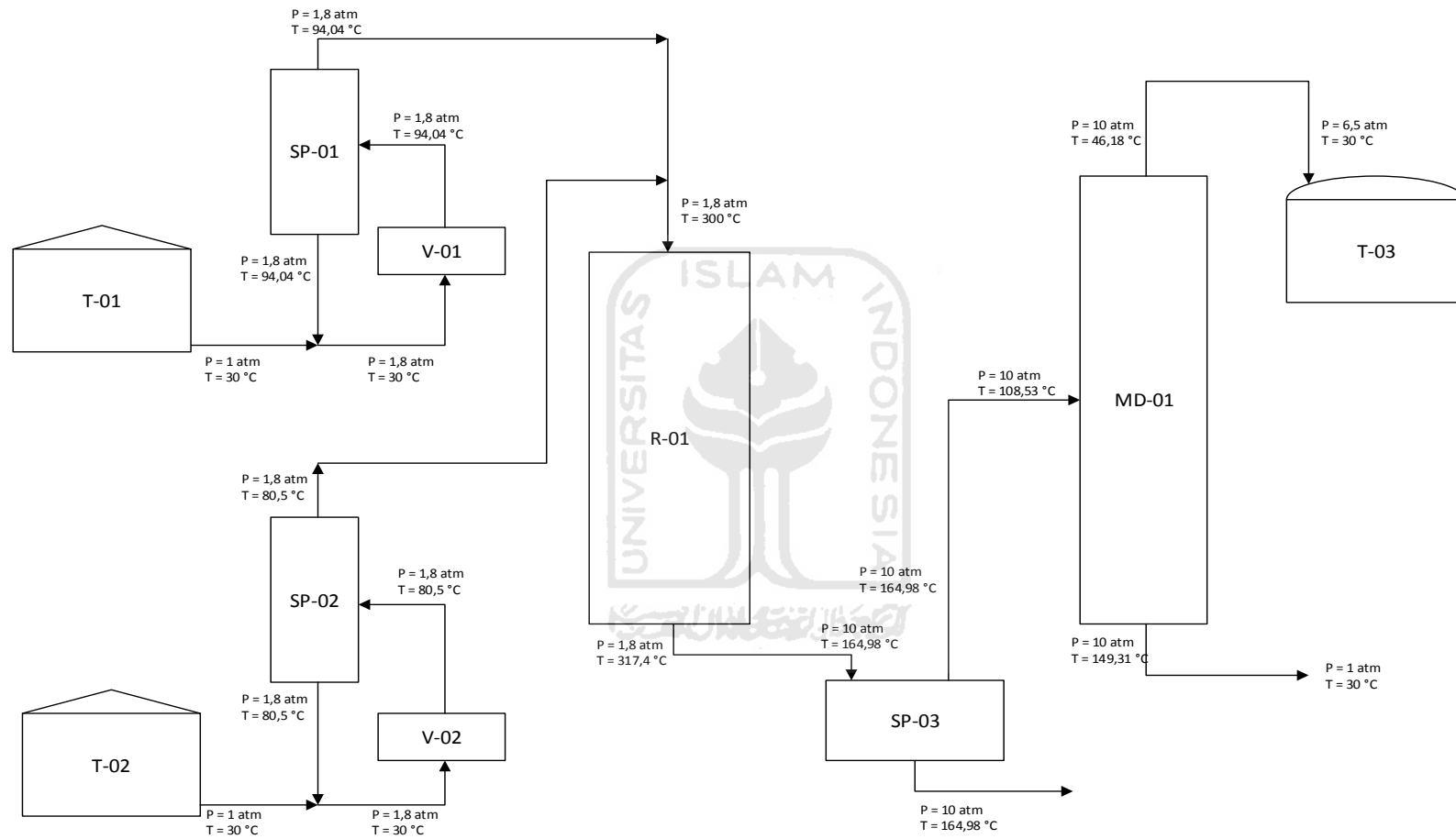
Tabel 4.13. Neraca panasdi MD-01

Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas umpan		Hasil atas	
(F*HF) = 8.288.028,64		(D*HD) = 360.870,76	
Panas RB-01 = 6.842.601,21		Hasil bawah	
		(B*HB) = 13.280.649,86	
		Panas CD-02 = 1.489.109,22	
<b>TOTAL = 15.130.629,84</b>		<b>TOTAL = 15.130.629,84</b>	





Gambar 4.3. Diagram alir kuantitatif pabrik metil klorida



Gambar 4.4. Diagram alir kualitatif pabrik metil klorida

#### 4.5. Pelayanan Teknik Utilitas

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik metil klorida, terdiri dari :

1. Unit pengolahan air
2. Unit penyediaan *steam*
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara

##### 4.5.1. Unit Pengolahan Air

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 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 = 14.306,93 kg/jam

b. Air umpan *boiler* = 3.539,47 kg/jam

c. Air untuk keperluan rumah tangga = 1.750 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinu sebesar 19.596,40 kg/jam

#### 4.5.2. Unit Penyediaan *Steam*

Kebutuhan *steam* untuk penguapan di *vaporizer* dan *reboiler* sebanyak 17.607,34 kg/jam. Kebutuhan *steam* ini dipenuhi oleh *boiler* utilitas. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadiahannya, 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.

#### 4.5.3. Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

a. Listrik untuk keperluan alat proses = 196,55 kWatt

b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 35,61 kWatt

c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 11,61 kWatt

d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 58,04 kWatt

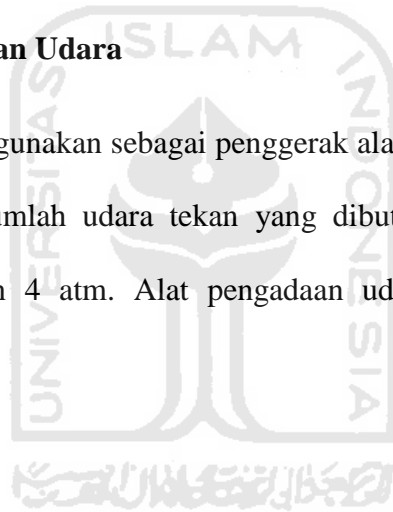
Total kebutuhan listrik adalah 301,81 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 377,26 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

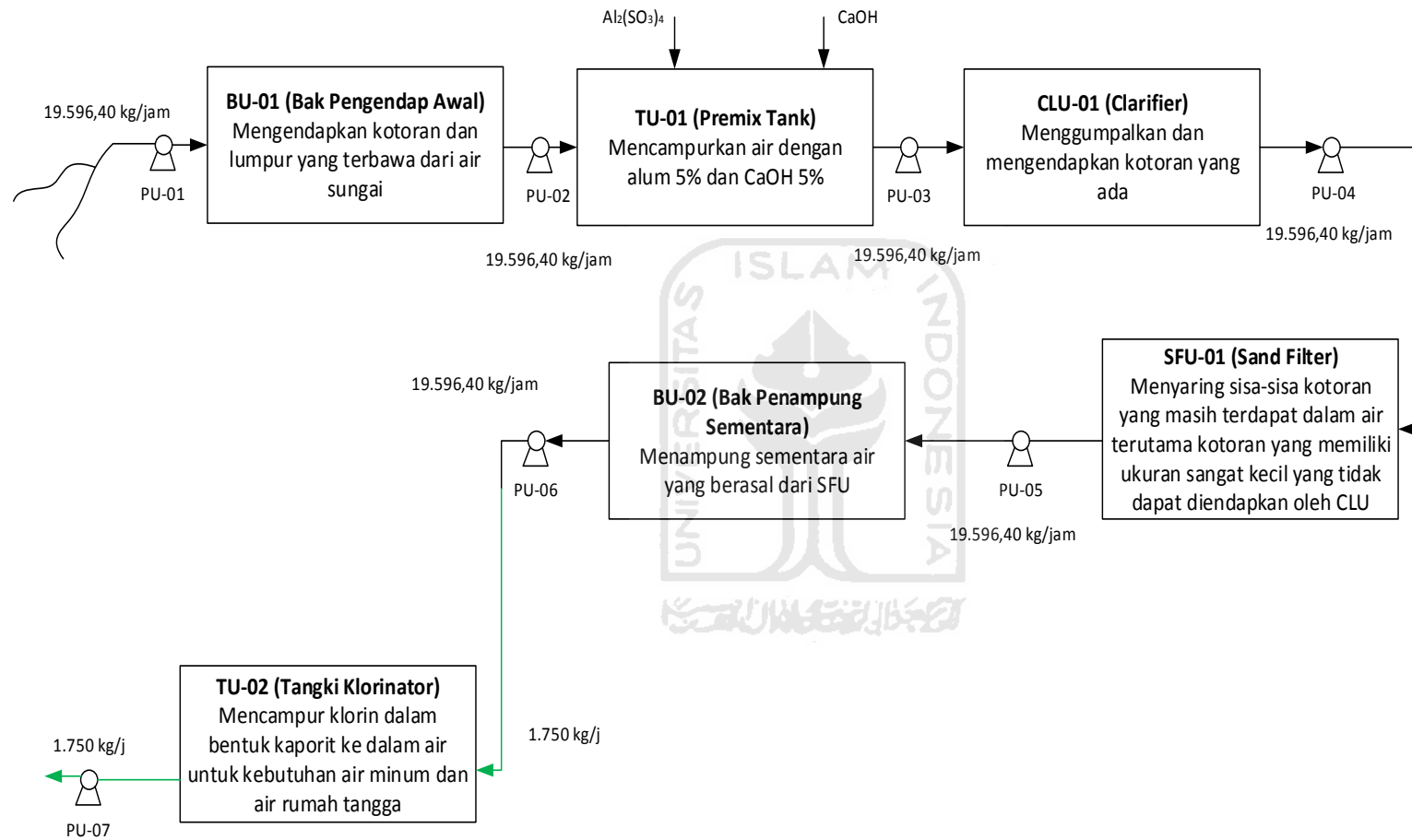
#### 4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan *diesel* untuk generator pembangkit listrik. Bahan baku *boiler* menggunakan *fuel oil* sebanyak 2.002,41 kg/jam. Bahan bakar *diesel* menggunakan minyak solar sebanyak 75.3190 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 2.077,73 kg/jam.

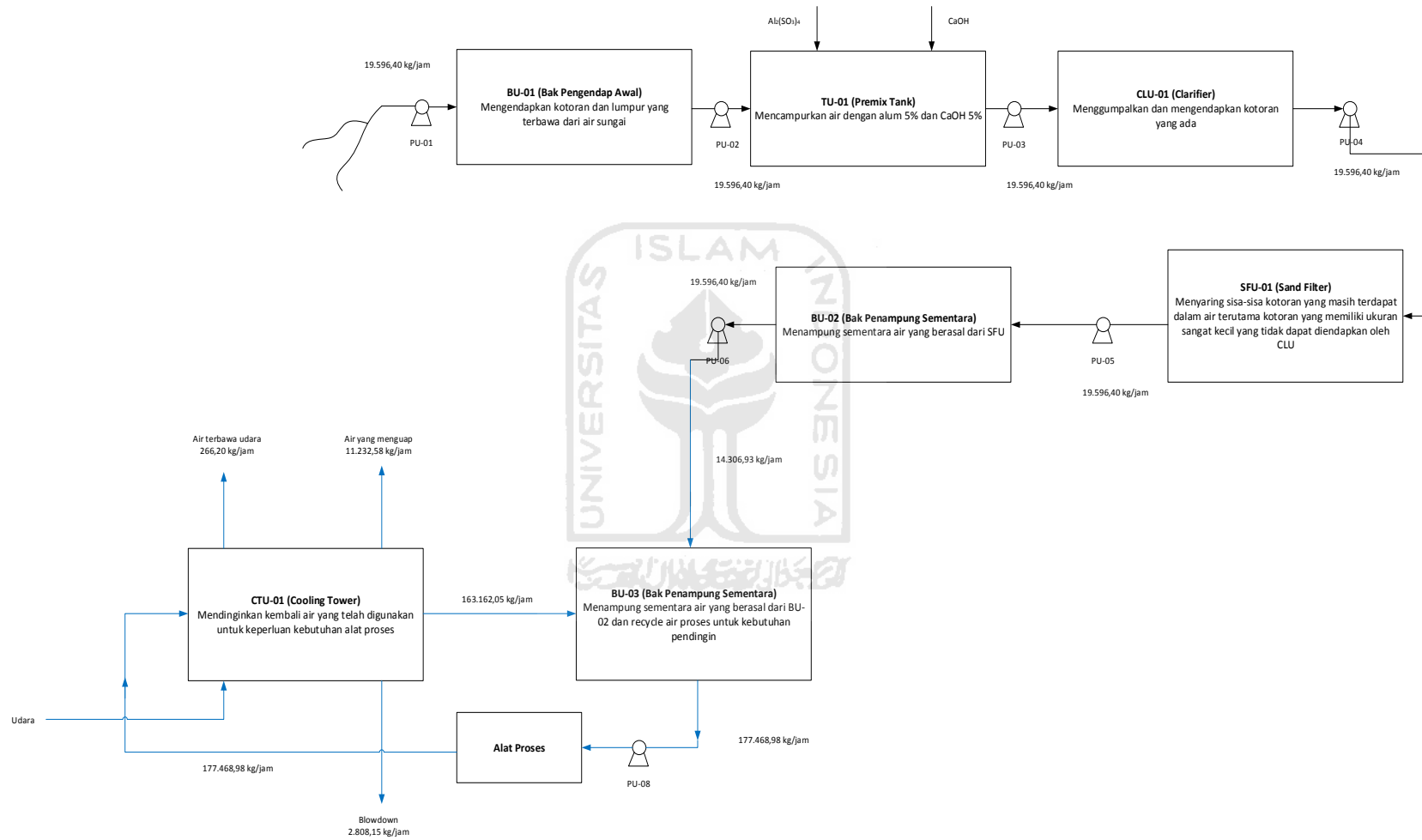
#### 4.5.5. Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 500 kg/jam pada tekanan 4 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor*.



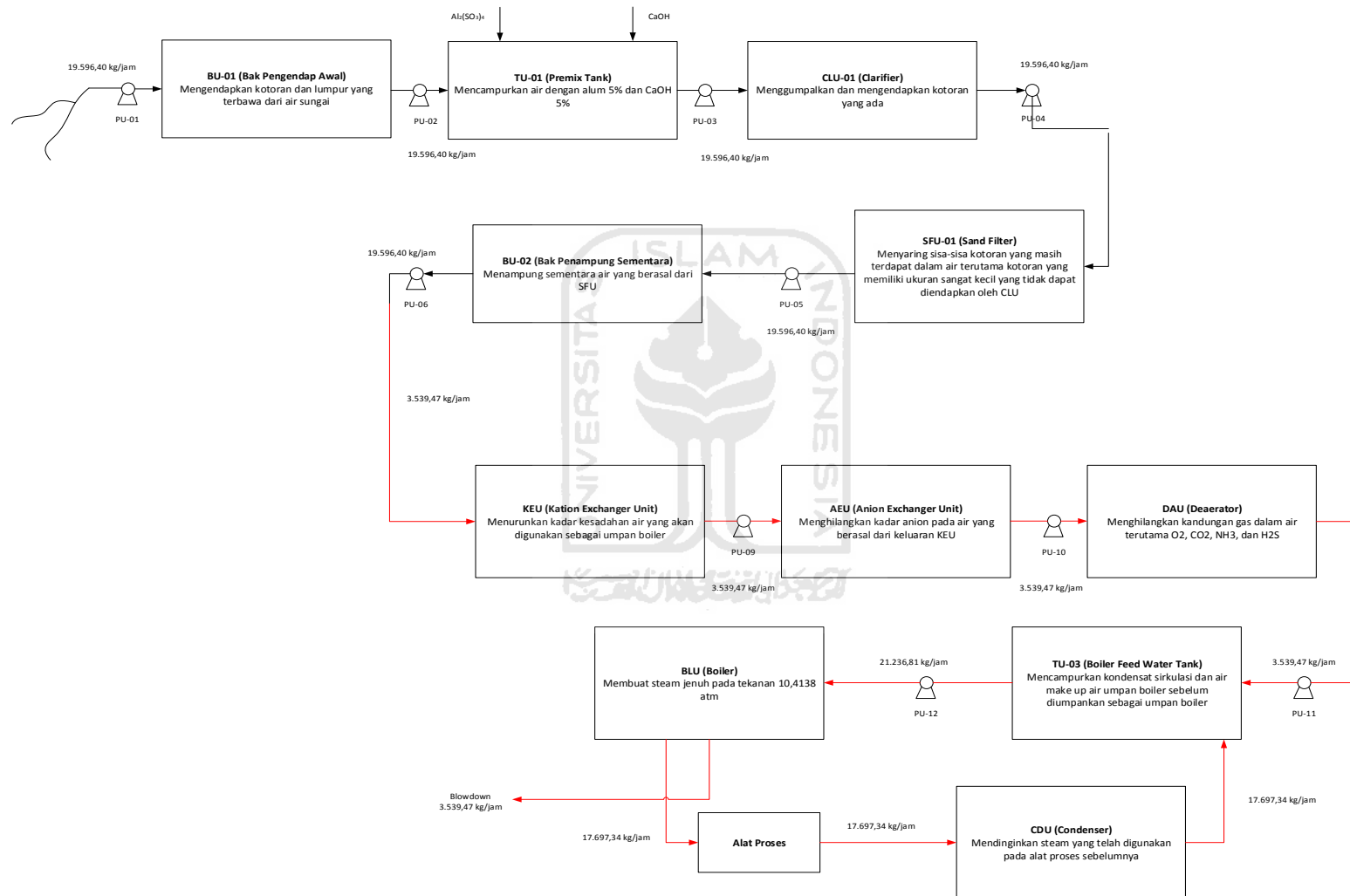


Gambar 4.5. Diagram alir kebutuhan air domestik



Gambar 4.6. Diagram alir kebutuhan air pendingin





Gambar 4.7. Diagram alir kebutuhan steam

## **4.6. Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1. Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik dimetil eter ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

### **4.6.2. Struktur Organisasi**

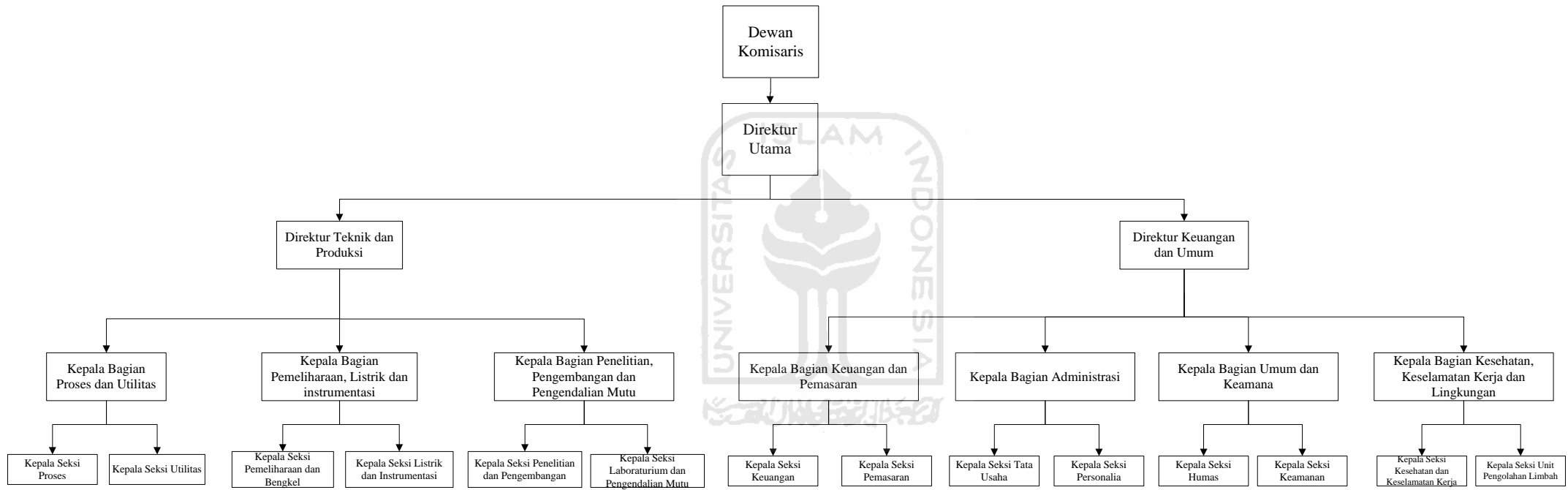
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.





Gambar 4.8. Struktur organisasi

### **4.6.3. Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1. Pemegang saham**

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

#### **4.6.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

#### **4.6.3.3. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

#### **4.6.3.4. Kepala Bagian**

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian

dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

**4.6.3.4.1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas

**4.6.3.4.2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi

**4.6.3.4.3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu

**4.6.3.4.4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan

**4.6.3.4.5. Kepala Bagian Administrasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan

**4.6.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan

#### **4.6.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan

#### **4.6.3.5. Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

##### **4.6.3.5.1. Kepala Seksi Proses**

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi

##### **4.6.3.5.2. Kepala Seksi Utilitas**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi

##### **4.6.3.5.3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya

##### **4.6.3.5.4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi



**4.6.3.5.5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan**

Tugas : Mengkoordinas kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

**4.6.3.5.6. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu**

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembuatan, produk, dan limbah.

**4.6.3.5.7. Kepala Seksi Keuangan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

**4.6.3.5.8. Kepala Seksi Pemasaran**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

**4.6.3.5.9. Kepala Seksi Tata Usaha**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

**4.6.3.5.10. Kepala Seksi Personalia**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

**4.6.3.5.11. Kepala Seksi Humas**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

#### **4.6.3.5.12. Kepala Seksi Keamanan**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

#### **4.6.3.5.13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

#### **4.6.3.5.14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

#### **4.6.4. Catatan**

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari libur nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

c. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

d. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.



Tabel 4.14. Gaji karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000
Kepala Bagian	6	20.000.000	120.000.000
Kepala Seksi	13	15.000.000	195.000.000
Karyawan Proses	40	4.000.000	160.000.000
Karyawan lain	55	4.000.000	220.000.000
Karyawan Keamanan	6	2.500.000	15.000.000
Sekretaris	5	5.000.000	25.000.000
Medis	2	3.500.000	7.000.000
Paramedis	3	3.300.000	9.900.000
Sopir	6	3.000.000	18.000.000
Cleaning Service	5	2.000.000	10.000.000
<b>Total</b>	<b>145</b>		<b>909.900.000</b>

e. Jam Kerja Karyawan

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

1) Jam kerja karyawan non-*shift*

- Senin – Kamis

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

- Jumat

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

- Hari Sabtu dan Minggu libur

2) Jam kerja karyawan *shift*

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

- *Shift* Pagi : 07.00 – 15.00

- *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

- *Shift* Malam : 23.00 – 07.00

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 4.15., sebagai berikut :

Tabel 4.15. Jadwal kerja masing-masing regu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P
3	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S
4	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M

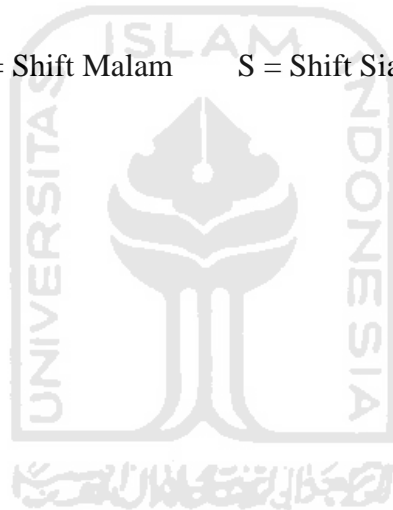
Keterangan :

P = Shift Pagi

M = Shift Malam

S = Shift Siang

L = Libur



#### 4.7. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

a. Modal (*Capital Investment*)

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

- 1) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya Produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- 3) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

d. Analisis Keuntungan

- 1) Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
- 2) Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)

e. Analisis kelayakan

- 1) *Percent Return On Investment (ROI)*
- 2) *Pay Out Time (POT)*
- 3) *Break Even Point (BEP)*
- 4) *Shut Down Point (SDP)*
- 5) *Discounted Cash Flow (DCF)*

f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

#### 4.7.1. HARGA INDEKS

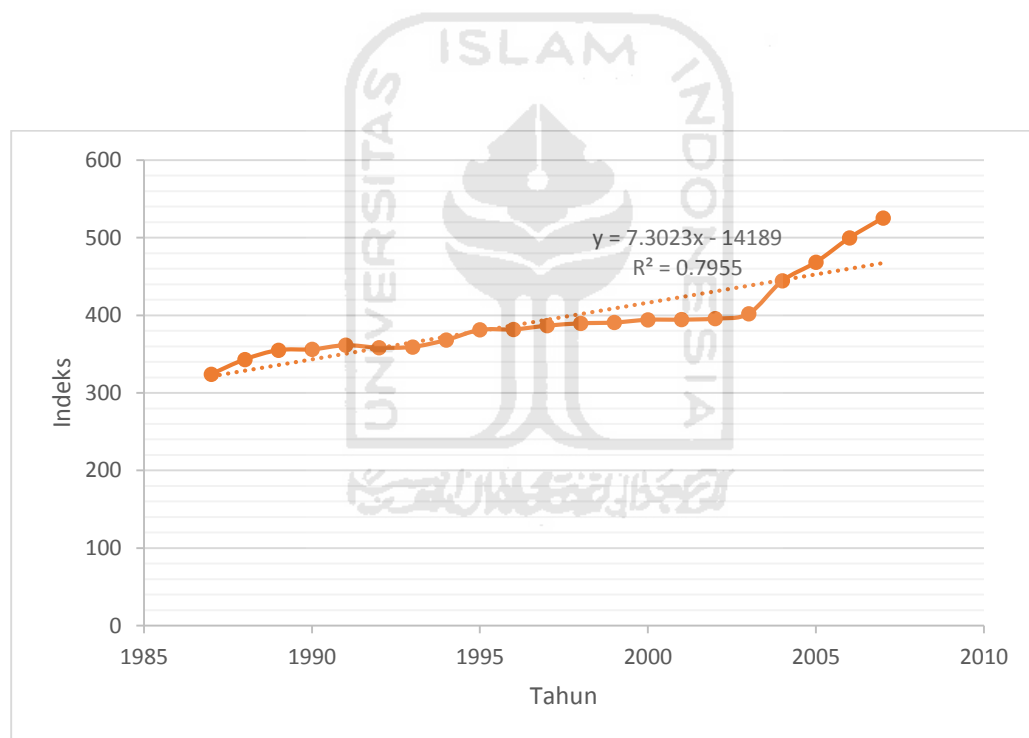
Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga- harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari index pada tahun pabrik didirikan.

Tabel 4.16. Harga indeks *Chemical Engineering Progress* (CEP) pada berbagai tahun

Tahun (X)	Indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3



Tahun (X)	Indeks (Y)
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4



Gambar 4.9. Grafik regresi linier indeks *Chemical Engineering Progress*

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2020. Nilai indeks *Chemical Engineering Progress* (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan :  $y = 7,302 x - 14189$ .

Tabel 4.17. Harga indeks hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun	Indeks
2017	539,13
2018	546,44
2019	553,74
2020	561,04
2021	568,34
2022	575,644

Jadi harga index pada tahun 2020 = 561,04

#### 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 : 40.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 13.270
- e. Tahun evaluasi : 2020
- f. Untuk buruh asing : \$ 20/*man hour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 10.000/*man hour*
- h. 1 *manhour* asing : 2 *man hour* Indonesia
- i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

#### **4.7.3 CAPITAL INVESTMENT**

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

*Capital investment* terdiri dari :

- a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

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

**A. *FIXED CAPITAL INVESTMENT***

***Physical Plant Cost (PPC)***

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

a. Harga alat proses = \$ 1.736.264

b. Harga alat Utilitas = \$ 281.038 +

Total PEC = \$ 2.017.302

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC) =  $0,15 \times \$ 2.017.302$   
= \$ 302.595

Biaya administrasi dan pajak (10% PEC) =  $0,1 \times \$ 2.017.302$   
= \$ 201.730

Total DEC = \$ 302.595 + \$ 201.730 = \$ 504.325

3. Instalasi

Material (11%. PEC) =  $0,11 \times \$ 2.017.302$

= \$ 221.903

Buruh (32% PEC) =  $0,32 \times \$ 2.017.302$

= \$ 645.536

▪ Buruh Asing =  $0,05 \times \$ 645.536$

= \$ 32.276

- Buruh Lokal =  $0,95 \times \frac{\$ 645.536}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour Indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$   
= Rp 613.260.059

#### 4. Pemipaan

Material (49%. PEC) =  $0,49 \times \$ 2.017.302$   
= \$ 988.478

Buruh (37% PEC) =  $0,37 \times \$ 2.017.302$   
= \$ 746.402

- Buruh Asing =  $0,05 \times \$ 746.402$   
= \$ 37.320

- Buruh Lokal =  $0,95 \times \frac{\$ 746.402}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour Indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$   
= Rp 709.081.943

#### 5. Instrumentasi

Material (24%. PEC) =  $0,24 \times \$ 2.017.302$   
= \$ 484.152

Buruh (6% PEC) =  $0,06 \times \$ 2.017.302$   
= \$ 121.038

- Buruh Asing =  $0,05 \times \$ 121.038$   
= \$ 6.051

- Buruh Lokal =  $0,95 \times \frac{\$ 121.038}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour Indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$   
= Rp 114.986.261

## 6. Isolasi

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% . PEC)} &= 0,03 \times \$ 2.017.302 \\ &= \$ 60.519 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 \times \$ 2.017.302 \\ &= \$ 100.865 \end{aligned}$$

- Buruh Asing = 0,05 x \$ 100.865  
= \$ 5.043

- Buruh Lokal = 0,95 x \$ 100.865 x 2 man hour Indonesia x Rp. 10.000  
\$ 20                      1 man hour asing  
= Rp 95.821.884

## 7. Listrik

$$\begin{aligned} \text{Biaya listrik (10\% . PEC)} &= 0,1 \times \$ 2.017.302 \\ &= \$ 201.730 \end{aligned}$$

## 8. Bangunan

$$\text{Luas bangunan} = 6506 \text{ m}^2$$

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

$$\begin{aligned} \text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp } 400.000/ \text{ m}^2 \times 6.506 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 2.602.400.000 \end{aligned}$$

## 9. Tanah

$$\text{Luas tanah} = 11.906 \text{ m}^2$$

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

$$\begin{aligned} \text{Biaya tanah} &= \text{Rp } 200.000 / \text{ m}^2 \times 11.906 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 2.381.200.000 \end{aligned}$$

Tabel 4.18. Total Biaya *Physical Plant Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	2.017.302	26.779.695.005
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	504.325	6.694.923.751
Instalasi	300.376	3.987.501.629
Pemipaan	1.079.213	14.326.556.853
Instrumentasi	498.866	6.622.452.147
Isolasi	72.780	966.161.971
Listrik	201.730	2.677.969.500
Bangunan	196.037,66	2.602.400.000
Tanah	179.374,76	2.381.200.000
<b>Total PPC =</b>	<b>5.050.008</b>	<b>67.038.860.860</b>

#### 10. *Engineering dan Construction*

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

$$\begin{aligned} \text{- Dollar} &= 0,25 \times \$ 5.050.008 \\ &= \$ 1.262.502 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Rupiah} &= 0,25 \times \text{Rp } 67.038.860.860 \\ &= \text{Rp } 16.759.715.215 \end{aligned}$$

#### ***Direct Plant Cost (DPC)***

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

- Dollar = \$ 5.050.008+ \$ 1.262.502  
= \$ 6.312.510
- Rupiah = Rp 67.038.860.860 + Rp 16.759.715.215  
= Rp 83.798.576.076

***Indirect Plant Cost (IPC)***

11. *Contractor Fee (10 % DPC)*

- Dollar = 0,1 x \$ 6.312.510  
= \$ 631.251
- Rupiah = 0,1 x Rp 83.798.576.076  
= Rp 8.379.857.607

12. *Contingency (10 % DPC)*

- Dollar = 0,1 x \$ 6.312.510  
= \$ 748.165
- Rupiah = 0,1 x Rp 83.798.576.076  
= Rp 8.379.857.607

Tabel 4.19. *Fixed Capital Investment = Direct Plant Cost + Indirect Plant Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	6.312.510	83.798.576.076
<i>Indirect Plant Cost (IPC)</i>		
- <i>Contractor Fee</i>	631.251	8.379.857.607
- <i>Contingency</i>	631.251	8.379.857.607
<b>Total FCI =</b>	<b>7.575.012</b>	<b>100.558.291.290</b>

Total FCI (dalam Rupiah) = Rp 100.558.291.290



#### 4.7.4 MANUFACTURING COST

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

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

##### A. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

1. Bahan Baku :

a. Metanol

Harga = Rp 5.575/kg

Kebutuhan =  $3.382,36 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}}$   
 =  $26.788.294 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$

Biaya =  $\text{Rp } 5.575/\text{kg} \times 26.788.294 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$   
 = Rp 149.358.137.312

b. Hidrogen Klorida

Harga = Rp 6.637/kg

Kebutuhan =  $92.232.073 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 6.637/\text{kg} \times 92.232.073 \text{ kg}/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 612.190.387.572$$

c. Katalis Alumina

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 5.310/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 48.531,8 \text{ kg}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 5.310 /\text{kg} \times 48.531,8 \text{ kg}/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 257.703.858$$

Total biaya bahan baku

$$= \text{Rp } 761.806.228.742$$

2. Produk

a. Metil Klorida

$$\text{Harga} = \text{Rp } 29.072/\text{kg}$$

$$\text{Produksi} = 40.000.000 \text{ kg}/\text{tahun}$$

$$\text{Annual Penjualan} = \text{Rp } 29.072 /\text{kg} \times 40.000.000 \text{ kg}/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 1.162.890.000.000$$

3. Gaji karyawan

$$\text{Total Gaji karyawan} = \text{Rp } 198.750.000/\text{bulan}$$

$$\text{Total Gaji karyawan per tahun} = \text{Rp } 198.750.000/\text{bulan} \times 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp } 2.385.000.000$$

4. *Supervision* (25% Gaji karyawan)
- $$= 0,25 \times \text{Rp } 2.385.000.000$$
- $$= \text{Rp } 596.250.000$$
5. *Maintenance* (10% FCI)
- Dollar  $= 0,1 \times \$ 7.575.015$
- $$= \$ 757.501$$
- Rupiah  $= 0,1 \times \text{Rp } 100.558.291.290$
- $$= \text{Rp } 10.055.829.129$$
6. *Plant Suplies* (15% Maintenance)
- Dollar  $= 0,15 \times \$ 757.501$
- $$= \$ 113.625$$
- Rupiah  $= 0,15 \times \text{Rp } 10.055.829.129$
- $$= \text{Rp } 1.508.374.369$$
7. *Royalty dan Pattent* ( 1% Penjualan)
- $$= 0,01 \times \text{Rp } 1.162.890.000.000$$
- $$= \text{Rp } 11.628.900.000$$
8. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas = Rp 54.387.672.536

Tabel 4.20. Total *Direct Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
Bahan baku	761.806.228.742	57.386.533
Gaji karyawan	2.385.000.000	1.79.661
<i>Supervision</i>	596.250.000	44.915
<i>Maintenance</i>	10.055.829.129	757.501
<i>Plant supplies</i>	1.508.374.369	113.625
<i>Royalty dan patent</i>	11.628.900.000	876.000
Kebutuhan untuk utilitas	54.387.672.536	4.096.999
<b>Total DMC =</b>	<b>842.368.254.776</b>	<b>63.455.235</b>

**B. *Indirect Manufacturing Cost***

1. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)

$$= 0,15 \times \text{Rp } 2.385.000.000$$

$$= \text{Rp } \mathbf{357.750.000}$$

2. *Laboratorium* (10% Gaji karyawan)

$$= 0,1 \times \text{Rp } 2.385.000.000$$

$$= \text{Rp } 238.500.000$$

3. *Plant Overhead* (50% Gaji karyawan)

$$= 0,5 \times \text{Rp } 2.385.000.000$$

$$= \text{Rp } 1.192.500.000$$

4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

$$= 0,1 \times \text{Rp } 1.162.890.000.000$$

$$= \text{Rp } 116.289.000.000$$

Tabel 4.21. Total *Inderect Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Payroll overhead</i>	357.750.000
Laboratorium	238.500.000
<i>Plant overhead</i>	1.192.500.000
<i>Packing and shipping</i>	116.289.000.000
<b>Total IMC =</b>	<b>118.077.750.000</b>

C. *Fixed Manufacturing Cost*1. *Depresiasi* (10% FCI)

$$\text{- Dollar} = 0,1 \times \$ 7.575.015$$

$$= \$ 757.501$$

$$\text{- Rupiah} = 0,1 \times \text{Rp } 100.558.291.290$$

$$= \text{Rp } 10.055.829.129$$

2. *Property Tax* (1% FCI)

$$\text{- Dollar} = 0,01 \times \$ 7.575.015$$

$$= \$ 75.750$$

$$\text{- Rupiah} = 0,01 \times \text{Rp } 100.558.291.290$$

$$= \text{Rp } 1.005.582.913$$

## 3. Asuransi (1% FCI)

- Dollar =  $0,01 \times \$ 7.575.015$

= \$ 75.750

- Rupiah =  $0,01 \times \text{Rp. } 100.558.291.290$

= Rp. 1.005.582.913

Tabel 4.22. Total *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depresiasi</i>	757.501	10.055.829.129
<i>Property tax</i>	75.750	1.005.582.913
Asuransi	75.750	1.005.582.913
<b>Total FMC =</b>	<b>909.001</b>	<b>12.066.994.954</b>

Tabel 4.23. Total *Manufacturing Cost (MC)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	842.368.254.776	63.455.235
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	118.077.750.000	8.894.745
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	12.066.994.954	909.001
<b>Total MC =</b>	<b>972.512.999.731</b>	<b>73.258.983</b>

Total MC (dalam Rupiah) = Rp 972.512.999.731

**B. WORKING CAPITAL INVESTMENT**1. *Raw Material Inventory* (waktu penyimpanan bahan baku 14 hari)

=  $(14 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku}$

$$= (14 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 761.806.228.742$$

$$= \text{Rp } 32.319.052.128$$

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

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

- Dollar =  $(1/330) \times (0,5 \times \$ 73.258.983)$

$$= \$ 110.998$$

- Rupiah =  $(1/330) \times (0,5 \times \text{Rp } 972.512.999.731)$

$$= \text{Rp } 1.473.504.545$$

3. *Product Inventory* (waktu penyimpanan produk 14 hari)

$$= (14 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total } \textit{manufacturing cost}$$

- Dollar =  $(14/330) \times \$ 73.258.983$

$$= \$ 3.329.953$$

- Rupiah =  $(14/330) \times \text{Rp } 972.512.999.731$

$$= \text{Rp } 44.205.136.351$$

4. *Extended Credit* =  $(14 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Penjualan produk}$

$$= (14 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 1.162.890.000.000$$

$$= \text{Rp } 52.858.636.363$$

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

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

- Dollar =  $(30/330) \times \$ 73.258.983$

$$= \$ 6.659.907$$

$$\begin{aligned}
 \text{- Rupiah} &= (30/330) \times \text{Rp } 972.512.999.731 \\
 &= \text{Rp } 88.410.272.702
 \end{aligned}$$

Tabel 4.24. Total Working Capital Investment

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
<i>Raw material inventory</i>	32.319.052.128	2.434.580
<i>Inprocess Inventory</i>	1.473.504.545	110.998
<i>Produk inventory</i>	44.205.136.351	3.329.953
<i>Extended credit</i>	52.858.636.363	3.981.818
<i>Available cash</i>	88.410.272.702	<b>6.659.907</b>
<b>Total WCI =</b>	<b>219.266.602.091</b>	<b>16.517.258</b>

Total WCI (dalam Rupiah) = Rp 219.266.602.091

#### 4.7.5 GENERAL EXPENSE

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

##### 1. Administrasi (3% MC)

$$\begin{aligned}
 \text{- Dollar} &= 0,03 \times \$ 73.258.983 \\
 &= \$ 2.197.769
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{- Rupiah} &= 0,03 \times \text{Rp } 972.512.999.731 \\
 &= \text{Rp } 29.175.389.991
 \end{aligned}$$



## 2. Penjualan (5% MC)

$$\text{- Dollar} = 0,05 \times \$ 73.258.983$$

$$= \$ 3.662.949$$

$$\text{- Rupiah} = 0,05 \times \text{Rp } 972.512.999.731$$

$$= \text{Rp } 48.625.649.986$$

3. *Research* (4% MC)

$$\text{- Dollar} = 0,04 \times \$ 73.258.983$$

$$= \$ 2.930.359$$

$$\text{- Rupiah} = 0,04 \times \text{Rp } 972.512.999.731$$

$$= \text{Rp } 38.900.519.989$$

4. *Finance* (2% WCI+FCI)

$$\text{- Dollar} = 0,02 \times (\$ 16.517.258 + \$ 7.575.015)$$

$$= \$ 481.845$$

$$\text{- Rupiah} = 0,04 \times (\text{Rp } 219.266.602.091 + \text{Rp } 100.558.291.290)$$

$$= \text{Rp } 6.396.497.867$$

Tabel 4.13. Total *General Expense*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
Administrasi	29.175.389.991	2.197.769
Penjualan	48.625.649.986	3.662.949
<i>Research</i>	38.900.519.989	2.930.359
<i>Finance</i>	6.396.497.867	481.845
<b>Total GE =</b>	<b>123.098.057.835</b>	<b>9.272.923</b>

Total *General Expense* (dalam Rupiah) = Rp 123.098.057.835

#### 4.7.6 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

$$\begin{aligned} \text{Total Capital Investment} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp } 219.266.602.091 + \text{Rp } 100.558.291.290 \\ &= \text{Rp } 319.824.893.382 \end{aligned}$$

#### 4.7.7 TOTAL BIAYA PRODUKSI

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp } 972.512.999.731 + \text{Rp } 123.098.057.835 \\ &= \text{Rp } 1.095.611.057.566 \end{aligned}$$

#### 4.7.8 ANALISA KEUNTUNGAN

##### a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} \text{Total Penjualan} &= \text{Rp } 1.162.890.000.000 \\ \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Rp } 1.095.611.057.566 \\ \text{Keuntungan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\ &= \text{Rp } 1.162.890.000.000 - \text{Rp } 1.095.611.057.566 \\ &= \text{Rp } 67.278.942.433 \end{aligned}$$

##### b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Pajak (20\% keuntungan)} &= 0,2 \times \text{Rp } 67.278.942.433 \\ &= \text{Rp } 13.455.788.487 \\ \text{Keuntungan sesudah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\ &= \text{Rp } 67.278.942.433 - \text{Rp } 13.455.788.487 \\ &= \text{Rp } 53.823.153.947 \end{aligned}$$

#### 4.7.9 ANALISA KELAYAKAN

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

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

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

a. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} ROI_b &= \frac{\text{Profit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \\ &= \frac{Rp.67.278.942.433}{Rp.100.558.291.290} \times 100\% \\ &= 66,9\% \end{aligned}$$

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

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} ROI_a &= \frac{\text{Profit (keuntungan sesudah pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \\ &= \frac{Rp.53.823.153.947}{Rp.100.558.291.290} \times 100\% \\ &= 53,5\% \end{aligned}$$

## 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

$$\begin{aligned} POT_b &= \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{Rp.100.558.291.290}{Rp.67.278.942.433 + Rp.10.055.829.129} \\ &= 1,30 \text{ tahun} \end{aligned}$$

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

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

### b. Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} POT_a &= \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{Rp.100.558.291.290}{Rp.53.823.153.947 + Rp.10.055.829.129} \\ &= 1,5 \text{ tahun} \end{aligned}$$

## 3. *Break Even Point (BEP)*

*Break Even Point* adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

a. *Annual Fixed Cost (Fa)*

<i>Depresiasi</i>	= Rp 10.055.829.129
<i>Proerty Tax</i>	= Rp 1.005.582.913
<i>Asuransi</i>	= <u>Rp 1.005.582.913</u> +
<b>Total</b>	<b>= Rp 12.066.994.955</b>

b. *Annual Regulated Expenses (Ra)*

Gaji karyawan	= Rp. 10.918.800.000
Payroll Overhead	= Rp. 357.750.000
<i>Supervision</i>	= Rp. 596.250.000
<i>Plant Overhead</i>	= Rp. 1.192.500.000
Laboratorium	= Rp. 238.500.000
<i>General Expense</i>	= Rp. 123.098.057.835
<i>Maintenance</i>	= Rp. 10.055.829.129
<i>Plant Supplies</i>	= <u>Rp. 1.508.374.369</u> +
<b>Total</b>	<b>= Rp. 147.966.061.334</b>

c. *Annual Variable Value (Va)*

<i>Raw Material</i>	= Rp 761.806.228.742
<i>Packing and Shipping</i>	= Rp 116.289.000.000
Utilitas	= Rp 54.387.672.536
<i>Royalty dan Patent</i>	= <u>Rp 11.628.900.000</u> +
<b>Total</b>	<b>= Rp 944.111.801.278</b>

d. *Annual Sales Value (Sa)* = Rp 1.162.890.000.000

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

=

$$\frac{Rp.12.066.994.955 + (0,3 \times Rp.147.966.061.334)}{(Rp.1.162.890.000.000 - Rp.944.111.801.278 - (0,7 \times Rp.147.966.061.334))} \times 100\%$$

= 49,01 %

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.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

=

$$\frac{(0,3 \times Rp.1.847.966.061.334)}{(Rp.1.162.890.000.000 - Rp.944.1.801.278 - (0,7 \times Rp.1.847.966.061.334))} \times 100\%$$

= 38,53 %

## 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 100.558.291.291

*Working Capital Investment (WCI)* = Rp 219.266.602.091

*Salvage value (SV) = Depresiasi* = Rp 10.055.829.129

*Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance*  
 = Rp 53.823.153.947+ Rp 10.055.829.129+ Rp 6.396.497.867  
 = Rp 70.275.480.943

*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

$$R = S$$

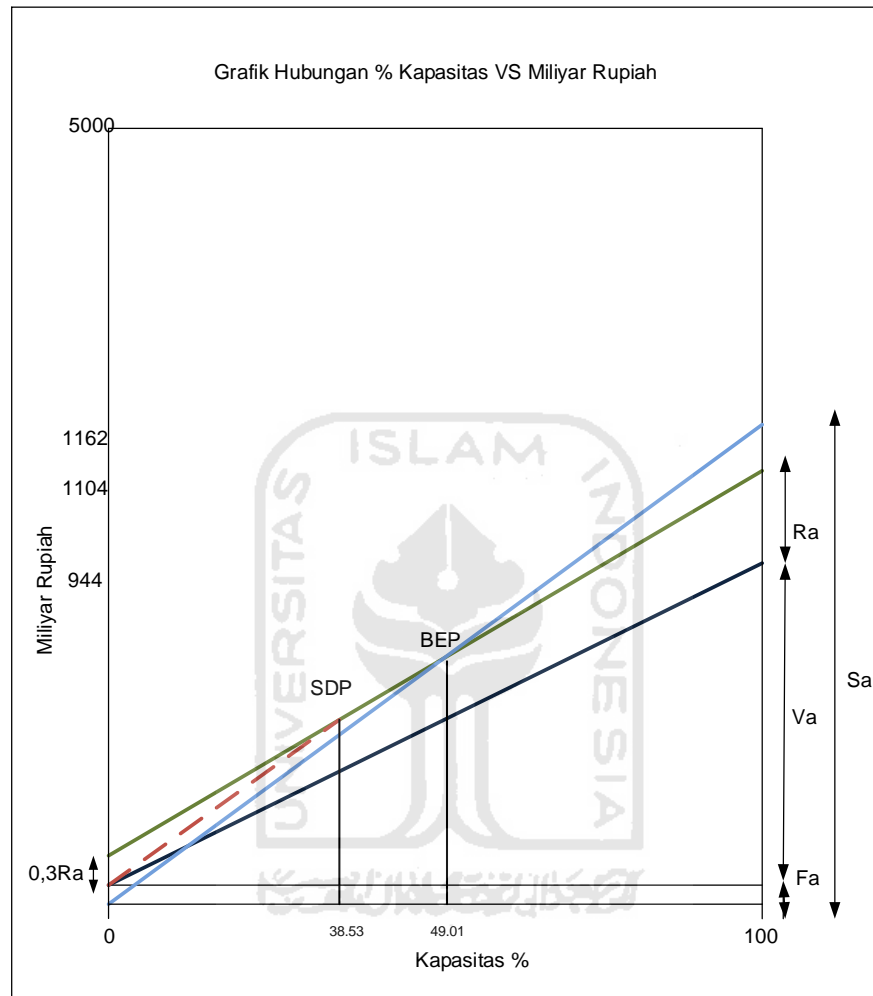
Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 20,27 \%$

DCFR = 20,27 %

Batasan : *Minimum* Nilai DCFR = 1,5 x bunga bank

Bunga bank : 10 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat (1,5 x 10% = 15 %)



Gambar 4.10. Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah



# **BAB V**

## **PENUTUP**

### **5.1 Kesimpulan**

Pabrik metil klorida dengan bahan baku metanol dan asam klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi karena :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik metil klorida dengan bahan baku metanol dan asam klorida ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
  - 1) Keuntungan yang diperoleh :  
Keuntungan sebelum pajak Rp 67.278.942.433/tahun, dan keuntungan setelah pajak (20%) sebesar Rp 53.823.153.947/tahun.
  - 2) *Return On Investment* (ROI) :  
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 66,9 %, dan ROI setelah pajak sebesar 53,5 %. Syarat ROI setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah 11% - 44% (Aries & Newton, 1955).
  - 3) *Pay Out Time* (POT) :  
POT sebelum pajak selama 1,3 tahun dan POT setelah pajak selama 1,5 tahun. Syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maximum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 49,01 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 38,53 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 20,27%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank (  $1,5 \times 10\% = 15\%$  ).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk metil klorida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Brown, G.G, 1978, “ *Unit Operation* “, 14<sup>th</sup> ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6, Pergamon Press, Oxford
- Fogler, H.S., 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>rd</sup> edition, Prentice Hall PTR, New Jersey
- Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q, 1985, “ *Process Heat Transfer* “, Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1997, *Encyclopedia of Chemical Tecnology*, 4<sup>th</sup> ed., The Interscience Encyclopedia Inc, New York
- Levenspiel, O., 1999, *Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>rd</sup> edition, John Wiley & Sons, New York
- Ludwig, E.E, 1984, “ *Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* “, 2<sup>nd</sup> ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company
- Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985, “ *Unit Operation of Chemical Engineering* “, 4<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore
- Mc Ketta, J.J and Cunningham, W.A, 1975, “ *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* “, vol 1, Marcell Decker. Inc, New York
- Perry, R.H and Chilton, C.H, “ *Chemical engineering’s Hand Book* “, 6<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, “ *Plant Design and Economic's for Chemical engineering's* “, 5<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, “ *Chemical Reactor Design for Process Plant* “, John wiley and Sons. Inc, New York
- Smith, J.M, 1973, “ *Chemical Engineering Kinetic's* “, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's* “, 2<sup>nd</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Thyagarajan, M.S., Kumar, R, and Kuloor, N.R, 1966, *Hydrochlorination of Methanol to Methyl Chloride in Fixed Catalyst Bed, L&EC Process Design And Development Vol. 5* 1966, Bangalore
- Treyball, R.E, 1979, “ *Mass Transfer Operation's* ”, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- 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
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook, McGraw Hill Companies Inc.*, USA

<http://www.asc.co.id/>

<http://kaltimethanol.com/>

<http://www.alibaba.com>

<http://www.bps.go.id/statisticsindonesia>

<http://www.pajak.net>

[http://www.pajak.go.id/tarif dan PTKP/2015](http://www.pajak.go.id/tarif_dan_PTKP/2015)

## LAMPIRAN

### PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

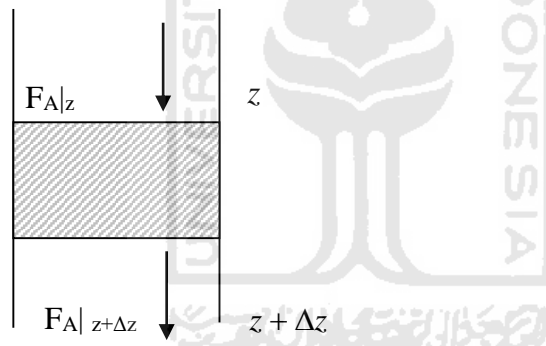
Kondisi Operasi : Suhu = 300 °C

Tekanan = 1,8 atm

Reaksi = Eksotermis

#### 1. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

##### a. Persamaan neraca massa pada elemen volum



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

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A).V = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .\Delta Z.Nt = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .\Delta Z.Nt$$

$$\frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .Nt$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .Nt$$

$$-\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .Nt$$

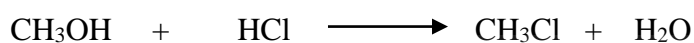
Dimana :  $F_A = F_{A0}(1 - X)$   
 $dF_A = -F_{A0} \cdot dX$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0} \cdot dX}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\frac{dX}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}}$$

\* Kecepatan reaksi ( $-r_A$ ) :



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

Reaksi orde 2, dengan :

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

Dimana perbandingan stoikiometri reaktan sama dengan 1 : 1, maka :

$$r_A = k \cdot C_A^2$$

• Menentukan  $C_A$

$$C_{A0} = \frac{N_{A0}}{V} = \frac{F_{A0}}{V}$$

$$C_A = \frac{F_{A0} (1 - X)}{V}$$

Dimana :

$$V = V_0 (1 - \epsilon X) \frac{P_0 T}{P T_0} \quad ; \quad \epsilon = y_{A0} \cdot \delta \quad ; \quad \delta = \frac{d}{a} + \frac{c}{a} - \frac{b}{a} - 1$$

$$Y_{A0} \quad (\text{fraksi metanol pada feed}) = 0.1736$$

$$\epsilon = 0$$

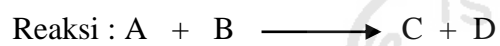
$$\delta = 0$$

Sehingga

$$r_A = k \cdot C_A^2$$

$$= k \left( \frac{F_{Ao} (1 - X)}{V} \right)^2$$

- Menentukan konstanta kecepatan reaksi :



Nilai k diperoleh dari persamaan Arrhenius dari Thyagarajan, M.S. et al.

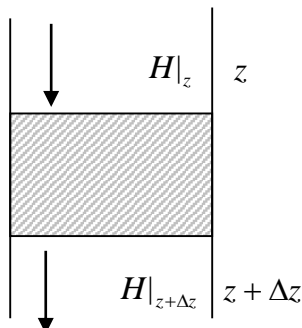
$$k = A \exp^{-E_a/RT}$$

Dimana :

$$E_a = 19.178 \text{ cal/gr.mol}$$

$$A = 1,816 \times 10^3$$

**b. Persamaan neraca panas pada elemen volum**



*Heat of input – Heat of output + Heat of generation - Heat transfer = Acc*

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U d \cdot N t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N t + U d \cdot N t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N t + U d \cdot N t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N t + U d \cdot N t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N t + U d \cdot N t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

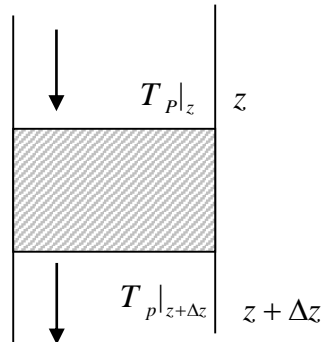
$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \cdot \frac{dx}{dz} - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

.....(2)



### c. Persamaan neraca panas pendingin



*Heat of input - Heat of output + Heat transfer = Acc*

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} + Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) = 0$$

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} = -Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p} \quad \dots\dots(3)$$

### d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, p.159)

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{150.(1 - \varepsilon).\mu}{D_p} + 1.75.Gt \right] \quad \dots\dots(4)$$

Persamaan 1, 2, 3 dan 4 merupakan persamaan diferensial simultan maka digunakan metode Euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reaktor, suhu reaksi keluar dan suhu pendingin keluar.

## 2. Data-data Sifat Fisis Bahan

### a. viskositas umpan gas

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \text{ (micropoise)}$$

Komponen	A	B	C
CH3OH	-14.236	3.89E-01	-6.28E-05
HCl	-9.118	5.55E-01	-1.11E-04
H2O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05

### b. Kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (Joule/mol.K)}$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH3OH	40.460	-3.8287E-02	2.4529E-04	-2.1679E-07	5.9909E-11
HCl	29.244	-1.2615E-03	1.1210E-06	4.9676E-09	-2.4963E-12
H2O	33.933	-8.4186E-03	2.9906E-05	-1.7825E-08	3.6934E-12
CH3Cl	27.385	2.6036E-02	1.0320E-04	-1.0887E-07	3.1642E-11

### c. Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

Panas pembentukan pada keadaan standar  $\Delta H_f$  (coulson and richardson,2005)

Komponen	$\Delta H_f$ , kJ/mol	$\Delta H_f$ , kJ/kmol
CH3OH	-201.17	-201170
HCl	-92.30	-92300
H2O	-241.80	-241800
CH3Cl	-86.32	-86320

$$\Delta H_{R298} = (\Delta H_f \text{ CH}_3\text{Cl} + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta H_f \text{ HCl})$$

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p . dT = \int_{T_{ref}}^T \Delta a . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta b . T . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta c . T^2 . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta d . T^3 . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta e . T^4 . dT$$

$$\Delta a = -8.3860 ; \Delta b = 5.7166 \times 10^{-2} ; \Delta c = -1.1331 \times 10^{-4} ; \Delta d = 8.5127 \times 10^{-8} ;$$

$$\Delta e = -2.2077 \times 10^{-11}$$

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p . dT = \int_{T_{ref}}^T -8.3860 dT + \int_{T_{ref}}^T 5.7166 \times 10^{-2} T . dT + \int_{T_{ref}}^T -1.1331 \times 10^{-4} T^2 . dT +$$

$$+ \int_{T_{ref}}^T 8.5127 \times 10^{-8} T^3 . dT + \int_{T_{ref}}^T -2.2077 \times 10^{-11} T^4 . dT$$

#### d. Data sifat katalis (Alumina)

Diameter = 3.969 mm

Densitas Partikel = 1.8429 g/cm<sup>3</sup>

Luas permukaan spesifik = 200 m<sup>2</sup>/g

Porositas = 0,36 void

### 3. Dimensi Reaktor

#### a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

\* Menentukan ukuran tube

Diameter dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan baik. Pengaruh rasio Dp/Dt terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dan pipa kosong, telah diteliti oleh Colburn's (Smith, 1981).

Dp/Dt	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dipilih Dp/Dt = 0,15 karena memberikan nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang baik). Perbandingan diameter katalisator dan diameter pipa Dp/Dt = 0,15, diameter katalisator = 0,3969 cm sehingga diperoleh diameter pipa = 3.0289 cm (1,1925 in).

Dari tabel 11 (Kern, 1950) diambil spesifikasi pipa sebagai berikut :

Schedule number = 40

Nominal pipe size, IPS	= 1 ¼ in
Diameter dalam, ID	= 1,38 in
Diameter luar, OD	= 1,66 in
Flow area per pipe	= 21,5 in <sup>2</sup>
Weight per lin ft	= 2,28 lbsteel/ft

\* Menentukan jumlah tube

1. Jumlah tube maksimum (Nt max)

- Kecepatan massa per satuan luas (Gt)

$$Gt = \frac{Re \cdot \mu g}{Dp}$$

Asumsi : Re = 3100

$$\mu g = 0,0002178 \text{ g/cm.s}$$

$$Dp = 0,45 \text{ cm}$$

sehingga diperoleh Gt = 0,0297 g/cm<sup>2</sup>.s

- Luas penampang total (At)

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$G = \text{umpan total} = 15.027,8243 \text{ kg/jam} = 4.174,3956 \text{ g/s}$$

Sehingga diperoleh At = 140.414,4911 cm<sup>2</sup>

- Luas Penampang pipa (Ao)

$$Ao = \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot \varepsilon$$

$$IDt = 1,38 \text{ in} = 3,5052 \text{ cm}$$

$$\varepsilon = \text{porositas katalis} = 0,36$$

Sehingga diperoleh Ao = 3,4721 cm<sup>2</sup>

Jadi jumlah tube maksimum :

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao}$$

$$Nt \text{ max} = 40.440,2812 \approx 40.441 \text{ tube}$$

2. Jumlah tube minimum ( $N_t \text{ min}$ )

$$\text{Bulk density } (\rho_B) = \rho_s \cdot (1 - \varepsilon) + \rho \text{ udara} \cdot z$$

$$= 1.1798 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho \text{ udara} = 0.00094 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Debit } (Q_v) = \frac{G}{\rho_g} = 16.762,81 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan maksimum } (V_{\max}) = \sqrt{\frac{4 \cdot (\rho_B - \rho_g) \cdot g \cdot D_p}{3 \cdot \rho_g \cdot F_o}}$$

$$F_o = \text{friction factor} = 0,8$$

$$\text{Sehingga diperoleh } V_{\max} = 35.562,5 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang total } (A_t) &= \frac{Q_v}{V_{\max}} \\ &= 0,47 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

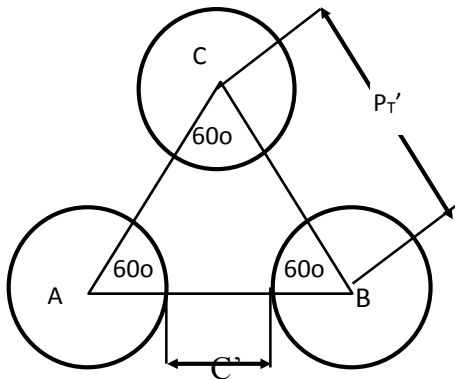
Jumlah tube minimum :

$$\begin{aligned} N_t \text{ min} &= \frac{A_t}{A_o} \\ &= 1.357,55 \approx 1.358 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari perhitungan jumlah tube diatas maka diambil jumlah tube sebanyak 5.500 buah

### b. Menghitung diameter dalam reaktor (IDs)

Dipilih susunan tube : *Triangular pitch*



$$\begin{aligned} \text{Pitch } (P_T) &= 1,25 \times \text{OD} = 1,25 \times 1,66 \text{ in} \\ &= 2,075 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Clereance } (C') &= P_T - \text{OD} = 2,075 \text{ in} - 1,66 \text{ in} \\ &= 0,415 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= \sqrt{\frac{4 \cdot N \cdot t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \\ &= 410,54 \text{ cm} \\ &= 161,63 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 410,54 cm = 161,63 in

### c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

$t_s$  = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0.8

f = 12,650 psi

C = 0,125

r = ID/2 = (161,63/2) in

P = 1,8 atm = 26,46 psi (overdesign 20 %)

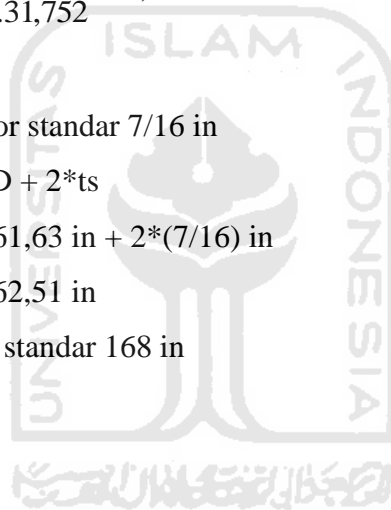
Jadi P = (120/100)\*P = 31,752 psi

$$\begin{aligned} \text{maka } t_s &= \frac{31,752 \cdot (161,63/2)}{12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 31,752} + 0,125 \\ &= 0,379 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 7/16 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= \text{ID} + 2 \cdot t_s \\ &= 161,63 \text{ in} + 2 \cdot (7/16) \text{ in} \\ &= 162,51 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka digunakan diameter standar 168 in

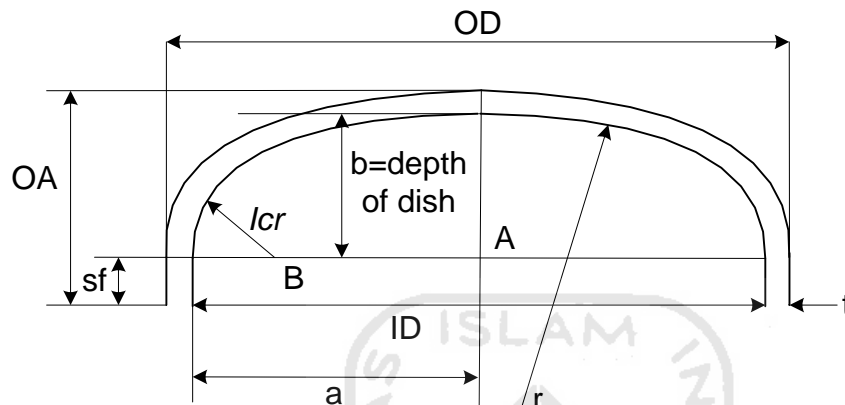


#### d. Menghitung *Head* Reaktor

##### 1. Menghitung Tebal *Head* Reaktor

Bentuk *head* : *Torispherical*

Bahan yang digunakan: *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

a = jari-jari dalam *head*

t = tebal *head*

r = jari-jari luar *dish*

icr = jari-jari dalam sudut *icr*

b = tinggi *head*

sf = *straight flange*

OA = tinggi total *head*

Tebal *head* dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.ID_s}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$



$P$  = tekanan desain, psi = 31,752 psi

$ID_s$  = diameter dalam reaktor, in = 161,63 in

$f$  = maksimum *allowable stress*, psi = 12,650 psi

$E$  = efisiensi pengelasan = 0,8

$C$  = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } t_h &= \frac{31,752 \cdot 161,63}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 31,752} + 0,125 \\ &= 0,342 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal *head* reaktor standar 3/8 in

## 2. Menghitung Tinggi Head Reaktor :

Dari tabel 5.7 Brownell p.90

$OD_s$  = 168 in

$t_s$  = 7/16 in

didapat:  $icr$  = 10 1/8 in

$r$  = 144 in

$a$  =  $ID_s/2$  = 80,82 in

$AB$  =  $a - icr$  = 70 2/3 in

$BC$  =  $r - icr$  = 133,88 in

$AC$  =  $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$  = 113,69 in

$b$  =  $r - AC$  = 30,31 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan  $t_h$  3/8 in didapat  $sf$  = 1,5 – 4 in, maka perancangan digunakan  $sf$  = 4 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 hH &= th + b + sf \\
 &= (3/8 + 30,31 + 4) \text{ in} \\
 &= 34,69 \text{ in} \\
 &= 0,88 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### e. Tinggi Reaktor

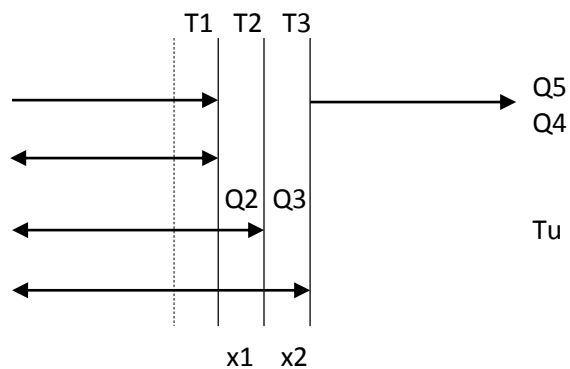
$$\text{Tinggi reaktor} = \text{panjang tube} + (2 \cdot \text{tinggi head})$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{total}} &= 10,1 \text{ m} + (2 \cdot 0,88) \text{ m} \\
 &= 11,86 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### 4. Tebal Isolasi Reaktor

Asumsi :

1. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
2. Keadaan steady state  $Q_1 = Q_2 = Q_3 = (Q_4 + Q_5)$
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

$r_1$  = jari-jari dalam reaktor

$r_2$  = jari-jari luar reaktor

$r_3$  = jari-jari isolator luar

Q1 = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q2 = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q3 = Perp. Konduksi melalui isolator

Q4 = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q5 = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

\* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$k_{is} = 0,1776 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

\* carbon steel :  $k_s = 44,9982 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

\* sifat-sifat fisis udara pada suhu  $T_f$  (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 320,65 \text{ K}$$

$$\nu = 1,7784 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,028 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,703$$

$$\beta = 0,003119 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 1,94 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 2,05 \text{ m}$$

$$r_2 = 2,13 \text{ m}$$

$$L = 10,1 \text{ m}$$

1. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \dots\dots(b)$$

2. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \dots\dots(c)$$

Karena  $Gr_L.Pr > 10^9$ , sehingga :

$$hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

3. Panas Radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

.....(d)

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan solver dan didapat :

$$T_2 = 587,81 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 36,15 \text{ cm}$$



**Hasil Simulasi Program Reaktor**

<b>Z (m)</b>	<b>X</b>	<b>T(K)</b>	<b>TP (K)</b>	<b>P (atm)</b>
0	0	573.15	553	1.8
0.1	0.009493635	569.9662577	553.6969048	1.799999487
0.2	0.019040297	568.026299	554.1417942	1.79999898
0.3	0.028619561	566.889026	554.5214694	1.799998476
0.4	0.038218039	566.266258	554.8596632	1.799997973
0.5	0.047827071	565.9715188	555.1715793	1.799997472
0.6	0.057441105	565.8849988	555.4669063	1.799996972
0.7	0.067056606	565.9301447	555.7517915	1.799996472
0.8	0.076671337	566.0582611	556.0301211	1.799995971
0.9	0.086283889	566.2384921	556.304343	1.799995471
1	0.095893379	566.4513531	556.5759947	1.79999497
1.1	0.105499255	566.68458	556.8460388	1.799994468
1.2	0.115101175	566.930477	557.115076	1.799993967
1.3	0.124698928	567.1842296	557.3834806	1.799993464
1.4	0.134292384	567.4428349	557.6514844	1.799992962
1.5	0.143881466	567.7044255	557.9192313	1.799992459
1.6	0.153466126	567.9678435	558.1868098	1.799991955
1.7	0.163046338	568.2323732	558.4542745	1.799991451
1.8	0.172622088	568.4975737	558.721659	1.799990947
1.9	0.182193368	568.7631742	558.9889837	1.799990442
2	0.191760175	569.0290087	559.2562613	1.799989937
2.1	0.201322511	569.2949762	559.5234995	1.799989431
2.2	0.210880376	569.561015	559.7907029	1.799988925
2.3	0.220433775	569.827088	560.0578744	1.799988418
2.4	0.22998271	570.0931726	560.3250159	1.799987911
2.5	0.239527185	570.3592554	560.5921285	1.799987403
2.6	0.249067205	570.6253284	560.859213	1.799986895
2.7	0.258602774	570.8913867	561.1262698	1.799986386
2.8	0.268133897	571.1574276	561.3932993	1.799985877
2.9	0.277660577	571.4234495	561.6603017	1.799985368
3	0.287182819	571.6894516	561.9272774	1.799984858
3.1	0.296700628	571.9554333	562.1942264	1.799984347
3.2	0.306214008	572.2213945	562.461149	1.799983836
3.3	0.315722964	572.4873351	562.7280452	1.799983325
3.4	0.3252275	572.7532551	562.9949154	1.799982813
3.5	0.33472762	573.0191545	563.2617595	1.799982301
3.6	0.344223329	573.2850335	563.5285779	1.799981788
3.7	0.353714632	573.5508923	563.7953705	1.799981275
3.8	0.363201532	573.8167308	564.0621376	1.799980761

<b>Z (m)</b>	<b>X</b>	<b>T(K)</b>	<b>Tp (K)</b>	<b>P (atm)</b>
3.9	0.372684035	574.0825493	564.3288793	1.799980247
4	0.382162144	574.3483479	564.5955958	1.799979732
4.1	0.391635864	574.6141267	564.8622872	1.799979217
4.2	0.4011052	574.8798859	565.1289536	1.799978702
4.3	0.410570155	575.1456256	565.3955952	1.799978186
4.4	0.420030735	575.411346	565.6622121	1.799977669
4.5	0.429486943	575.6770472	565.9288045	1.799977152
4.6	0.438938783	575.9427292	566.1953726	1.799976635
4.7	0.448386261	576.2083924	566.4619164	1.799976117
4.8	0.45782938	576.4740368	566.7284362	1.799975598
4.9	0.467268145	576.7396625	566.994932	1.799975079
5	0.476702561	577.0052697	567.261404	1.79997456
5.1	0.48613263	577.2708586	567.5278524	1.79997404
5.2	0.495558359	577.5364292	567.7942772	1.79997352
5.3	0.50497975	577.8019817	568.0606787	1.799972999
5.4	0.514396809	578.0675163	568.327057	1.799972478
5.5	0.523809539	578.3330331	568.5934122	1.799971956
5.6	0.533217945	578.5985322	568.8597445	1.799971434
5.7	0.542622031	578.8640138	569.126054	1.799970911
5.8	0.552021802	579.129478	569.3923409	1.799970388
5.9	0.561417261	579.3949249	569.6586053	1.799969865
6	0.570808413	579.6603548	569.9248473	1.799969341
6.1	0.580195261	579.9257676	570.1910671	1.799968816
6.2	0.589577812	580.1911636	570.4572648	1.799968291
6.3	0.598956067	580.456543	570.7234407	1.799967766
6.4	0.608330032	580.7219057	570.9895947	1.79996724
6.5	0.617699711	580.9872521	571.2557271	1.799966713
6.6	0.627065108	581.2525822	571.521838	1.799966187
6.7	0.636426227	581.5178961	571.7879276	1.799965659
6.8	0.645783072	581.783194	572.0539959	1.799965131
6.9	0.655135648	582.0484761	572.3200432	1.799964603
7	0.664483958	582.3137424	572.5860695	1.799964074
7.1	0.673828007	582.5789932	572.8520751	1.799963545
7.2	0.683167799	582.8442285	573.11806	1.799963015
7.3	0.692503338	583.1094484	573.3840245	1.799962485
7.4	0.701834628	583.3746533	573.6499685	1.799961955
7.5	0.711161673	583.639843	573.9158924	1.799961423
7.6	0.720484478	583.9050179	574.1817962	1.799960892
7.7	0.729803046	584.170178	574.44768	1.79996036
7.8	0.739117381	584.4353235	574.7135441	1.799959827

Z (m)	X	T(K)	Tp (K)	P (atm)
7.9	0.748427488	584.7004545	574.9793885	1.799959294
8	0.757733371	584.9655711	575.2452134	1.799958761
8.1	0.767035033	585.2306736	575.5110189	1.799958227
8.2	0.776332479	585.4957619	575.7768052	1.799957692
8.3	0.785625712	585.7608364	576.0425725	1.799957157
8.4	0.794914738	586.025897	576.3083208	1.799956622
8.5	0.804199559	586.2909439	576.5740502	1.799956086
8.6	0.81348018	586.5559773	576.839761	1.79995555
8.7	0.822756605	586.8209974	577.1054533	1.799955013
8.8	0.832028838	587.0860042	577.3711272	1.799954476
8.9	0.841296882	587.3509978	577.6367829	1.799953938
9	0.850560742	587.6159785	577.9024204	1.7999534
9.1	0.859820422	587.8809463	578.16804	1.799952861
9.2	0.869075926	588.1459014	578.4336418	1.799952322
9.3	0.878327257	588.410844	578.6992259	1.799951782
9.4	0.88757442	588.6757741	578.9647925	1.799951242
9.5	0.896817419	588.9406919	579.2303416	1.799950701
9.6	0.906056257	589.2055975	579.4958735	1.79995016
9.7	0.915290939	589.4704911	579.7613882	1.799949618
9.8	0.924521468	589.7353728	580.026886	1.799949076
9.9	0.933747848	590.0002428	580.2923669	1.799948534
10	0.942970084	590.2651011	580.5578311	1.799947991
10.1	0.952188179	590.5299479	580.8232788	1.799947447

Dari tabel diatas diketahui :

$$\text{Konversi (x)} = 0,952188179$$

$$\text{Suhu gas masuk (Tin)} = 573,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu gas keluar (Tout)} = 590.5299479 \text{ K}$$

$$\text{Panjang tube reaktor (z)} = 10,1 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan masuk (Pin)} = 1,8 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan keluar (Pout)} = 1.799947447 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk (Tp in)} = 553 \text{ K}$$

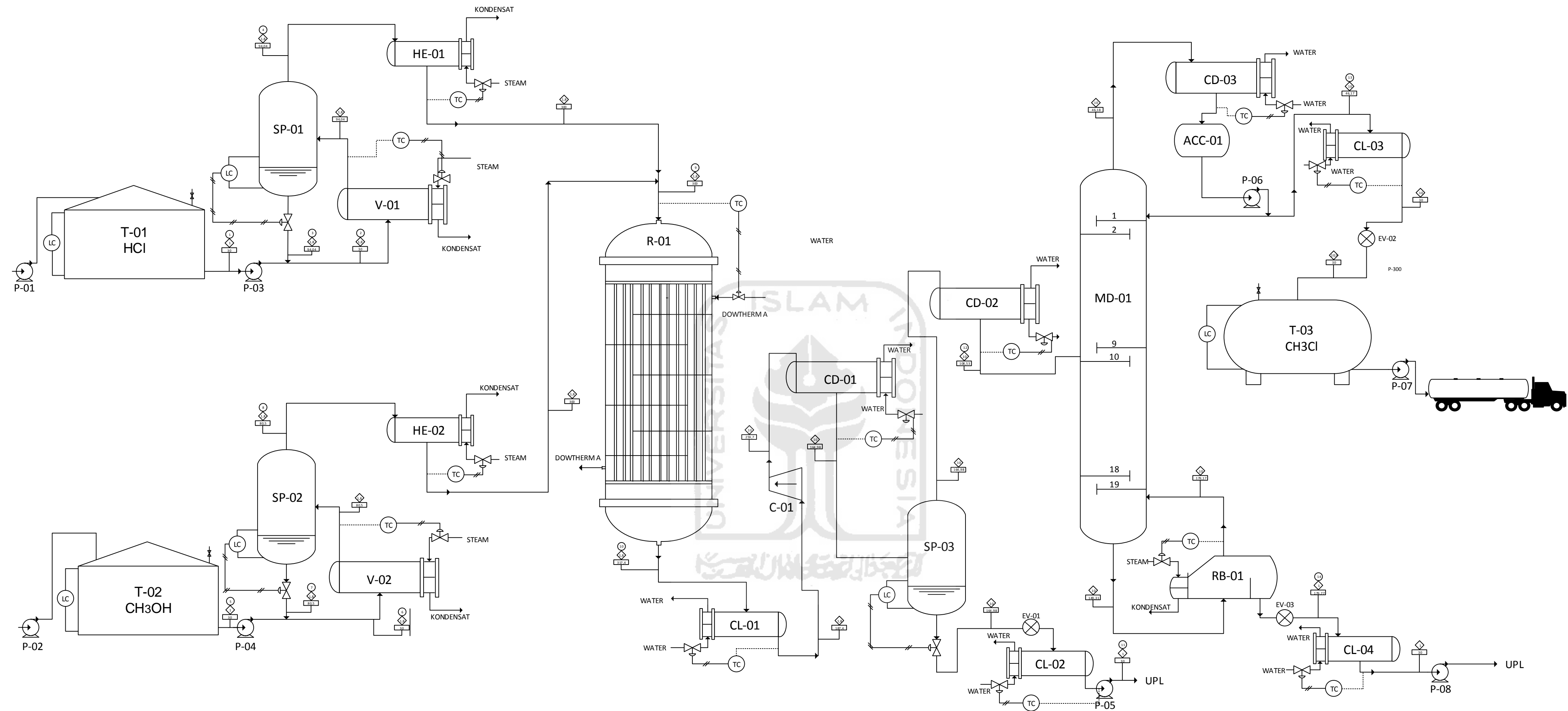
$$\text{Suhu pendingin keluar (Tp out)} = 580.8232788 \text{ K}$$



# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PABRIK METHYL KHLORIDA DARI METHANOL DAN ASAM KHLORIDA


KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS, Kg/jam													
	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	
CH3OH				3.413,20	4.266,50	853,30	3.413,20	3.413,20	170,66	18,13	152,53		152,53	
HCl	3.883,87	4.854,83	970,97	3.883,87				3.883,87	194,19	12,17	182,02	0,18	181,84	
H2O	7.885,43	9.856,78	1.971,36	7.885,43	5,13	6,41	1,28	5,13	7.890,56	9.713,62	1.725,29	7.988,33	7.988,33	
CH3Cl									5.109,15	50,49	<b>5.058,66</b>	5.050,32	8,34	
<b>TOTAL</b>	<b>11.769,30</b>	<b>14.711,62</b>	<b>2.942,32</b>	<b>11.769,30</b>	<b>3.418,33</b>	<b>4.272,91</b>	<b>854,58</b>	<b>3.418,33</b>	<b>15.187,62</b>	<b>15.187,62</b>	<b>1.806,08</b>	<b>13.814,54</b>	<b>5.050,51</b>	<b>8.331,04</b>

ALAT	KETERANGAN
Acc	Accumulator
C	Compressor
CD	Condenser
CL	Cooler
EV	Expansion Valve
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
SP	Separator
T	Tangki
V	Vaporizer

Symbol	KETERANGAN
Ⓢ	Flow Controller
Ⓛ	Level Controller
Ⓟ	Pressure Controller
Ⓣ	Temp Controller
Ⓝ	Nomor arus
◇	Tekanan (Atm)
□	Temperatur (C)



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PABRIK METIL KHLORIDA DARI METHANOL DAN ASAM KHLORIDA**  
**KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh :  
1. NUR AFIFAH (12 521 066)  
2. ANDIKA DWI CAHAYA JUMAIL (12 521 108)

Dosen Pembimbing :  
1. Dra. Hj. KAMARIAH ANWAR, M.S.  
2. LILIS KISTRIYANI, S.T., M.Eng.