

**PRA RANCANGAN ETIL KLORIDA
DARI ETILEN DAN HIDROGEN KLORIDA
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia**



oleh:

Nama : Fajar Akhmad Nama : Jonizar Fahlevi

No. Mahasiswa : 00521121 No. Mahasiswa : 00521106

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

2007

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

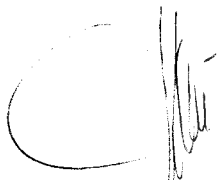
Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Fajar Akhmad Nama : Jonizar Fahlevi
No. Mahasiswa : 00521121 No. Mahasiswa : 00521106

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

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

Yogyakarta, 28 November 2007

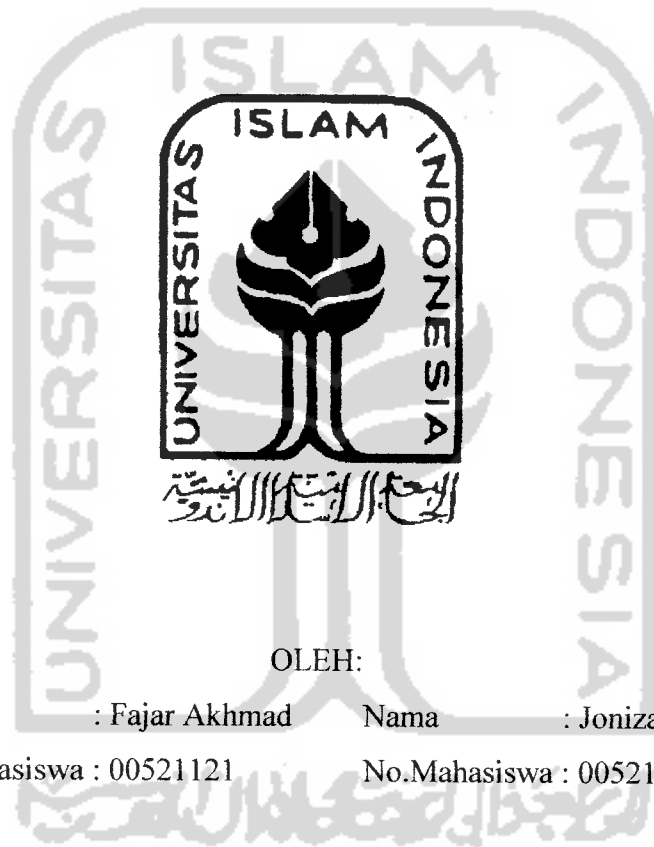

(Fajar Akhmad)


(Jonizar Fahlevi)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN ETIL KLORIDA
DARI ETILEN DAN HIDROGEN KLORIDA
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



OLEH:

Nama : Fajar Akhmad Nama : Jonizar Fahlevi
No. Mahasiswa : 00521121 No. Mahasiswa : 00521106

Yogyakarta, 28 November 2007

Pembimbing,

Ir. Panut Mulyono, M.Eng., D.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN ETIL KLORIDA DARI ETILEN DAN HIDROGEN KLORIDA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

OLEH:

Nama : Fajar Akhmad Nama : Jonizar Fahlevi
No. Mahasiswa : 00521121 No. Mahasiswa : 00521106

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

Yogyakarta, 28 November 2007

Tim Penguji,

Ir. Panut Mulyono., M.Eng., D.Eng

Ketua

Dr. Ir. Farham HM. Saleh., M.SIE.

Anggota 1

Asmanto Subagyo., M.Sc

Anggota 2

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas

Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Kamariah Anwar., MS

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr., Wb.

Segala puji bagi Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“pra rancangan etil klorida dari etilen dan hidrogen klorida dengan kapasitas 20.000 ton/tahun”**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Bapak Ir. Panut Mulyono, M.Eng., D. Eng. selaku dosen pembimbing, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
2. Kepada kedua orang tua kami tercinta atas doanya dan selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingan serta dukungannya.
3. Kepada teman-teman teknik kimia 2000.
4. Kepada seluruh alam semesta.

Penulis sangat mengharapkan kritik dan saran dari pembaca demi kesempurnaan tugas akhir ini, karena penyusun sadar masih banyak kekurangan. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semuanya. Amiin.

Wassalamualaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, November 2007

1. Fajar Akhmad
(00 521 121)

2. Jonizar Fahlevi
(00 521 106)

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN TA	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	x
ABSTRACT	xi
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	5
2.2 Spesifikasi Bahan	5
2.3 Pengendalian Kualitas	6
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	8
3.2 Spesifikasi Alat.....	26

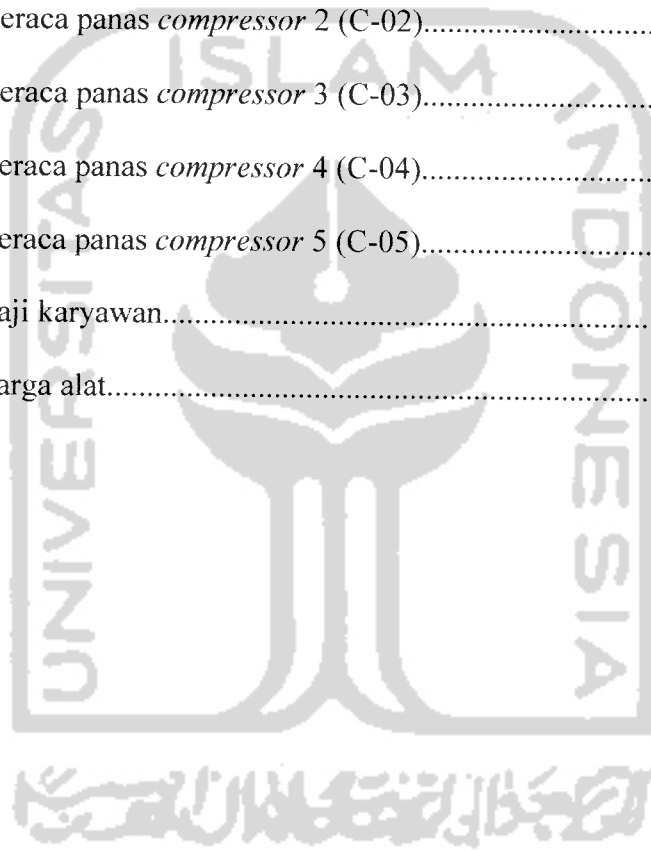
3.3	Perencanaan Produksi.....	53
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		
4.1	Lokasi Pabrik.....	55
4.2	Tata Letak Pabrik	56
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	57
4.4	Alir Proses dan Material.....	61
4.5	Utilitas.....	62
4.6	Organisasi Perusahaan.....	64
4.7	Evaluasi Ekonomi	74
BAB V KESIMPULAN		86
DAFTAR PUSTAKA		87-A, 87-B
LAMPIRAN		



DAFTAR TABEL

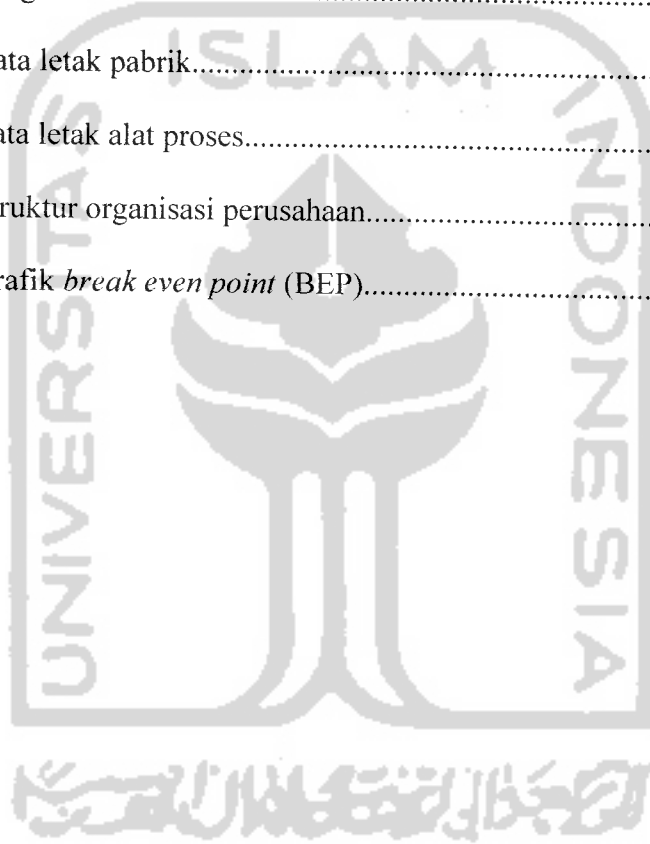
Tabel 3.1.	Neraca massa total.....	13
Tabel 3.2.	Neraca massa <i>separator drum</i> 1 (SD-01).....	13
Tabel 3.3.	Neraca massa <i>separator drum</i> 2 (SD-02).....	13
Tabel 3.4.	Neraca massa <i>separator drum</i> 3 (SD-03).....	13
Tabel 3.5.	Neraca massa reaktor (R).....	14
Tabel 3.6.	Neraca massa akumulator 1 (AC-01)	14
Tabel 3.7.	Neraca massa menara distilasi 1 (MD-01).....	14
Tabel 3.8	Neraca massa menara distilasi (MD-02).....	15
Tabel 3.9	Neraca panas total.....	15
Tabel 3.10	Neraca panas <i>vapourizer</i> 1 (V-01).....	16
Tabel 3.11.	Neraca panas <i>vapouizer</i> 2 (V-02).....	17
Tabel 3.12	Neraca panas <i>vapourizer</i> 3 (V-03).....	17
Tabel 3.13	Neraca panas <i>heat exchanger</i> 1 (HE-01).....	18
Tabel 3.14	Neraca panas <i>heat exchanger</i> 2 (HE-02).....	18
Tabel 3.15	Neraca panas <i>heat exchanger</i> 3 (HE-03).....	19
Tabel 3.16	Neraca panas <i>heat exchanger</i> 4 (HE-04).....	19
Tabel 3.17	Neraca panas <i>heat exchanger</i> 5 (HE-05).....	20
Tabel 3.18	Neraca panas <i>heat exchanger</i> 5 (HE-06).....	20
Tabel 3.19	Neraca panas menara distilasi 1 (MD-01).....	20

Tabel 3.20.	Neraca panas menara distilasi 2 (MD-02).....	21
Tabel 3.21.	Neraca panas reaktor (R).....	21
Tabel 3.22.	Neraca panas <i>condenser</i> 1 (CD-01).....	22
Tabel 3.23.	Neraca panas <i>condenser</i> 2 (CD-02).....	22
Tabel 3.24.	Neraca panas <i>condenser</i> 3 (CD-03).....	23
Tabel 3.25.	Neraca panas <i>compressor</i> 1 (C-01).....	23
Tabel 3.26.	Neraca panas <i>compressor</i> 2 (C-02).....	24
Tabel 3.27.	Neraca panas <i>compressor</i> 3 (C-03).....	24
Tabel 3.28.	Neraca panas <i>compressor</i> 4 (C-04).....	25
Tabel 3.29.	Neraca panas <i>compressor</i> 5 (C-05).....	25
Tabel 4.1.	Gaji karyawan.....	71
Tabel 4.2.	Harga alat.....	76



DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1.	Diagram alir kualitatif.....	11
Gambar 3.2.	Diagram alir kuantitatif.....	12
Gambar 4.1.	Tata letak pabrik.....	59
Gambar 4.2.	Tata letak alat proses.....	60
Gambar 4.3.	Struktur organisasi perusahaan.....	73
Gambar 4.4.	Grafik <i>break even point</i> (BEP).....	85



ABSTRACT

The manufacture process of ethyl chloride from ethylene and hydrogen chloride on fixed bed multi-tube reactor with condition non isothermal-non adiabatic used with zirconium oxy-chloride as a catalyses, 130-167 °C of temperature and 28.8 atmosphere of pressure with gases of reactions. This reaction with isothermal condition then used mineral oil as a cooled.

The factory of ethyl chloride 20,000 tones per year of capacity will be built up in Cilegon, Banten province with around 3.8 hectares of area and 156 peoples as labour. This factory used by 8,897.85 tones per year of ethylene and 11,616.00 tones per year of hydrogen chloride as a main material.

This process needs utility 718,432.38 tones per year of water, from rivers around Cilegon, 26,108.46 tones per year of steam grow up by boiler, and 731,808 m³ per year of pressure air.

Base on analyses of economic this ethyl chloride factory has data: IDR 27,409,387,095.37 + \$ 13,278,455.45 of fixed capital, IDR 1,608,870,566.68 + \$ 4,653,020.03 of working capital, IDR 61,458,961,009.36 per year of profit before tax, IDR 30,729,480,504 .68 per year of profit after tax, 40.02% of Return on investment before tax (11.00% low risk and 44.00% high risk), 20.01%, low of Return on investment after tax, 2 (two) year of pay out time (two year, high risk and five year risk)*, and 3.33 year of pay out time after tax. 40.66% of Break even point (around 40-60%)*, 21.16% of shut down point, and 24.48% of discounted cash flow.*

Base on that data the factory of ethyl chloride from ethylene and hydrogen chloride necessary to study furthermore.

**Aries and Newton, 1955.*



BAB I

PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG

Etil klorida merupakan bahan kimia yang digunakan dalam bidang industri obat-obatan, refrigeran, dan bahan pembuat senyawa organik. Selain untuk memproduksi *Tetra Etil Lead* (TEL), etil klorida juga digunakan sebagai bahan dasar pembuatan etil selulosa yaitu senyawa kimia yang terutama untuk industri plastik dan varnis. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979).

Disamping itu etil klorida merupakan bahan utama pembuatan *butyl rubber*, senyawa *organosilicon*, *ethylation agent* untuk memproduksi etil merkaptan dan digunakan pada ekstraksi fat dan minyak.

Industri kendaraan bermotor saat ini memang berkembang pesat yang berakibat meningkatnya kebutuhan akan bahan bakar. Akan tetapi penggunaan TEL sebagai bahan aditif untuk meningkatkan anti *knocking* bensin dibatasi dan bahkan akan dilarang penggunaannya. Salah satu hal yang menggembirakan adalah berkembangnya industri polimer yaitu plastik. Hal ini menyebabkan kebutuhan etil klorida untuk membuat etil selulosa masih cukup besar dan terus meningkat. Selama ini etil klorida masih diimpor dari USA dan Jepang.

Dengan memperhatikan hal-hal tersebut diatas, maka pendirian pabrik etil klorida di Indonesia merupakan gagasan yang perlu dikaji lebih lanjut sebagai investasi yang menguntungkan dimasa yang akan datang.

1.2. TINJAUAN PUSTAKA

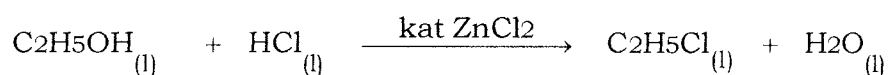
Etil klorida adalah salah satu senyawa kimia yang pada suhu kamar dan tekanan atmosferis berupa gas tak berwarna karena titik didih normalnya adalah 12,2 °C. Gas ini mudah ditekan menjadi cairan yang bening dan jernih. Etil klorida mudah terbakar dengan ujung apinya berwarna hijau menghasilkan uap hidrogen klorida (Mc. Ketta and Cunningham, 1979).

Abad ke-15 etil klorid diproduksi dari etanol dan hidrogen klorida untuk pertama kalinya oleh Valentine. Namun pembuatan etil klorida secara industri baru dimulai pada tahun 1922 di USA sebagai bahan dasar pembuatan TEL yaitu bahan aditif untuk meningkatkan kualitas anti *knocking gasoline* (Kirk and Othmer, 1979).

Ada tiga macam pembuatan etil klorida secara industri yaitu hidroklorinasi alkohol, hidroklorinasi etilen dan klorinasi etan (Mc. Ketta and Cunningham, 1979).

1. Hidroklorinasi Alkohol

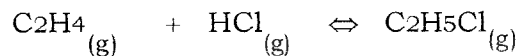
Reaksi antara etanol dan HCl dilakukan pada suhu 150 - 190 °C dengan bantuan ZnCl₂. Reaksi yang terjadi adalah :



Keuntungan dari proses ini adalah hasilnya tinggi. Konversi etanol bisa mencapai 90 - 98 %. Namun secara ekonomis kurang bisa bersaing dengan proses yang lainnya yaitu proses dengan bahan baku etilen.

2. Hidroklorinasi Etilen

Reaksi yang terjadi antara etilen dan HCl adalah :



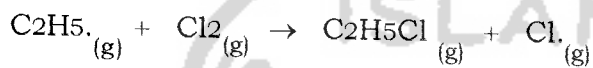
Proses ini bisa dijalankan dalam fase uap dan fase cair, tetapi biasanya dijalankan pada fase uap. Konversi yang bisa dicapai sampai 90 % atas dasar etilen. Operasi dijalankan dalam reaktor gelembung pada suhu 130 - 250 °C dengan menggelembungkan uap etilen dan HCl dalam katalisator AlCl_3 cair. Reaksi pada suhu tinggi dapat menyebabkan terjadinya polimerisasi dan dapat merusak katalisator. Kesulitan lain yang dihadapi adalah mengganti katalisator yang sudah tidak aktif lagi serta pendingin yang cukup untuk mempertahankan suhu. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979).

Bila dipakai katalisator lain, misalnya *zirconium oxychloride* maka reaksi ini dilakukan dalam reaktor tabung multitubular. Dalam hal ini suhu dapat diatur dengan mengalirkan pendingin untuk mengambil panas reaksi. Kondisi operasi berlangsung pada *range* suhu yang diijinkan 130 - 200 °C dan tekanan 28,2 atm.

Reaksi ini yang sekarang banyak dipakai dalam industri mengungguli proses yang lain (Mc. Ketta and Cunningham, 1979).

3. Klorinasi Etan

Proses pembuatan etil klorida dengan cara klorinasi etan dapat dijalankan secara termal, fotokimia dan katalitik. Dalam industri biasanya dijalankan secara termal. Reaksi yang terjadi adalah reaksi rantai :



Reaksi sangat eksotermis sehingga pengontrolan suhunya sangat penting. Suhu reaksi berkisar 230 - 450 °C. Suhu yang lebih tinggi bisa menyebabkan etil klorida terurai menjadi etilen dan HCl. Konversi bisa mencapai 78 % basis etan bila perbandingan Cl₂ dan etan kira - kira 0,2 dan suhu reaksi 420 °C. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979).

Klorinasi dengan katalis berlangsung pada suhu 380 - 440 °C. Katalisator yang biasa dipakai adalah *cuprichloride* dan *zirconium*. Klorinasi dengan bantuan cahaya reaksinya hampir sama dengan bantuan panas.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Produk C₂H₅Cl (Etil Klorida)

Komposisi :

- C₂H₅Cl : 99,70 %
- C₂H₆ : 0,01 %
- H₂O : 0,29 %

Berat molekul (BM)	: 64,5
Titik didih normal	: 12,2 °C
Kelarutan	: 0,45 mg/ml air
Flash point	: - 43 °C
Autoignition temperature	: 519 °C
Explosive limits	: 3,16 – 15 % volume di udara
Critical temperatur	: 187 °C
Critical pressure	: 52 atm
Fase	: gas (30 °C, 1 atm)

2.2. Spesifikasi Bahan

2.2.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. C₂H₄ (Etilen)

Komposisi :

- C₂H₄ : 99,95 %
- C₂H₆ : 0,5 %

Berat molekul (BM)	: 28
Titik didih normal	: - 104 °C
Flash point	: - 135 °C
Autoignition temperature	: 543 °C

<i>Explosive limits</i>	: 2,7 – 36 % mol di udara
<i>Critical temperatur</i>	: 9,7 °C
<i>Critical pressure</i>	: 50,5 atm
Fase	: gas (30 °C, 1 atm)

2. HCl (Hidrogen Klorida)

Komposisi :

▪ HCl	: 36,62 %
▪ H ₂ O	: 63,38 %
Berat molekul (BM)	: 21,7
Titik didih normal	: 84,4 °C
Densitas	: 0,585 gr /cm ³
Fase	: cair (30 °C, 1 atm)

2.2.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Katalisator *Zirconium Oxychloride*

Rumus molekul	: ZrOCl ₂ .8H ₂ O
Berat molekul (BM)	: 322,2
Bentuk	: butiran bola (<i>smooth, uniform</i>)
Ukuran	: 0,125 in
Fraksi kosong, €	: 0,4
<i>Bulk density</i>	: 5490 kg/m ³
Suhu lebur	: 400 °C

2.3. Pengendalian Kualitas

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

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

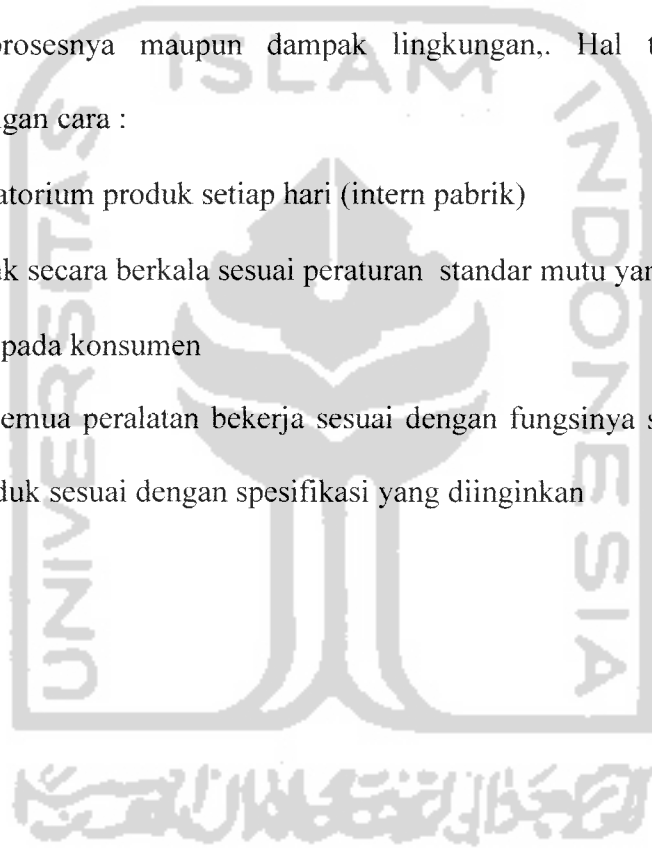
1. Menjaga kualitas produk dari segi :

- Kadar produk minimum 99% sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan pasar
- *Performance* fisik yang meliputi : bau, warna, packing dan lain-lain
- Menjaga kebersihan produk baik saat proses maupun pasca proses

2. Melakukan pengendalian mutu sesuai standar ISO 9001 maupun ISO 14001 baik pada prosesnya maupun dampak lingkungan,. Hal tersebut dapat dilakukan dengan cara :

- Uji laboratorium produk setiap hari (intern pabrik)
- Uji produk secara berkala sesuai peraturan standar mutu yang berlaku
- Survei kepada konsumen

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



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Etilen cair yang berasal dari tangki penyimpanan (TP-01) pada suhu $-115\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm dipompa dengan pompa sentrifugal (P-03). Etilen cair kemudian diuapkan dengan *vaporizer* (V-01) pada tekanan 1 atm dan suhu $-104\text{ }^{\circ}\text{C}$. *Vaporizer* bekerja dengan fraksi penguapan sebesar 80 %.

HCl cair yang berasal dari tangki penyimpanan (TP-02) pada suhu $32\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm. HCl kemudian diumpankan ke *vaporizer* (V-02) untuk diuapkan sebanyak 80 % pada suhu $93\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm.

Gas etilen dan HCl lalu dicampur sehingga didapat suhu campuran $62\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Campuran ini lalu dinaikkan tekanannya menjadi 28,2 atm dan suhunya $165\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan menggunakan kompresor (C-05) dan bersama-sama dengan *recycle* dari akumulator (AC-01) dan menara distilasi (MD-02) diumpankan ke reaktor (R-01). *Recycle* terlebih dahulu disamakan tekanannya menjadi 28,2 atm dan suhu $41\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan menggunakan kompresor (C-03 dan C-04). Gas etilen dan HCl campuran dicampur dengan *recycle* sehingga didapat suhu campuran $123\text{ }^{\circ}\text{C}$ selanjutnya dipanaskan dengan *heat exchanger* (HE-01) sampai suhu $130\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Reaktor yang digunakan adalah jenis *fixed bed multitube* dengan katalisator *zirconium oxychloride* ($\text{ZrOCl}\cdot 8\text{H}_2\text{O}$). Reaksi yang paling berpengaruh

adalah reaksi permukaan. Reaksi bersifat *eksotermis* sehingga perlu pendingin agar suhu reaksi tak lebih dari 130 °C. Pendingin yang dipakai adalah *mineral oil*.

Gas keluar reaktor pada tekanan 28 atm dan suhu 135,5 °C kemudian tekanan diturunkan sampai 15 atm menggunakan *expander valve* (EV-01) dan suhunya dinaikkan menjadi 169 °C menggunakan *heat exchanger* (HE-02), selanjutnya diembunkan sebagian gasnya dengan kondensor parsial (CD-01) untuk memisahkan sebagian besar reaktan yang belum bereaksi dari produk etil klorida. Cairan yang terbentuk kemudian dipisahkan dari gas dengan akumulator (AC-01), gas tersebut lalu *direcycle* ke reaktor. Kondensor bekerja pada suhu 31 °C dan tekanan 15 atm dan dipakai air sebagai pendingin.

Cairan hasil akumulator lalu diumpankan ke menara distilasi (MD-01) untuk memisahkan air dan etil klorida (dan sebagian kecil reaktan). Diperoleh hasil bawah dengan kadar air 99 % berat dan hasil atas berupa gas etil klorida dengan kadar 56,82 % berat. Menara distilasi bekerja pada tekanan 5 atm dengan suhu atas 41 °C dan suhu bawah 156 °C.

Produk atas menara distilasi (MD-01) lalu diumpankan ke menara distilasi (MD-02) untuk dipisahkan dengan hasil bawah berupa produk etil klorida dengan kemurnian 99,70 % berat. Sedangkan hasil atas berupa gas reaktan dan *inert* yang tak bereaksi *direcycle* ke reaktor dan sebagian *dipurging* untuk menjaga agar tidak terjadi akumulasi gas *inert*. Menara distilasi bekerja pada tekanan 25 atm dan suhu atasnya 10 °C serta suhu bawahnya 146 °C.

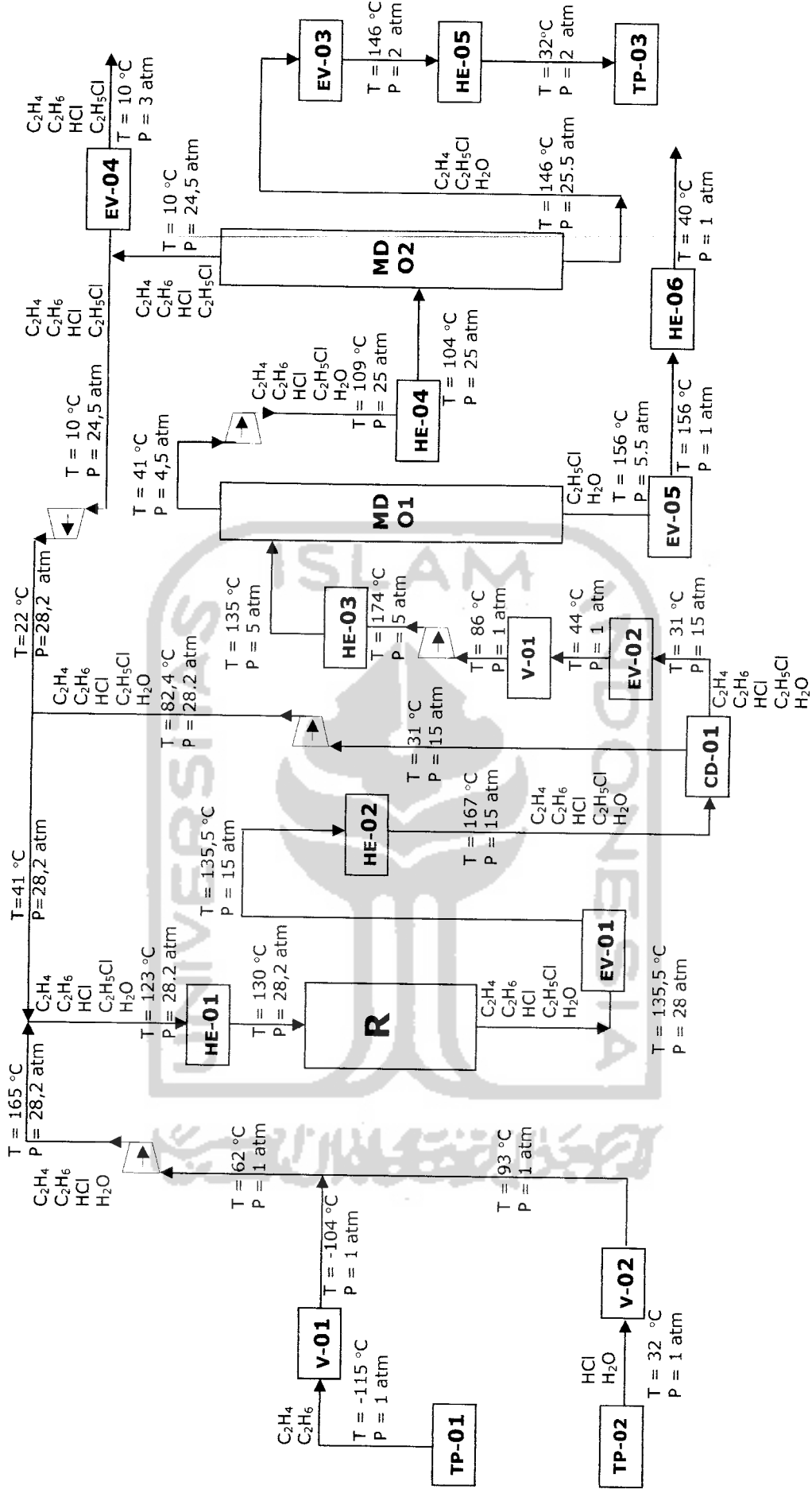
Hasil bawah menara distilasi (MD-02) sebagai produk akhir kemudian diturunkan tekanannya menjadi 2 atm menggunakan *expander valve* (EV-03),

selanjutnya suhu diturunkan menjadi 32 °C dengan *heat exchanger* (HE-05).

Produk dipompa menuju tangki penyimpanan (TP-03) dengan pompa (P-07).

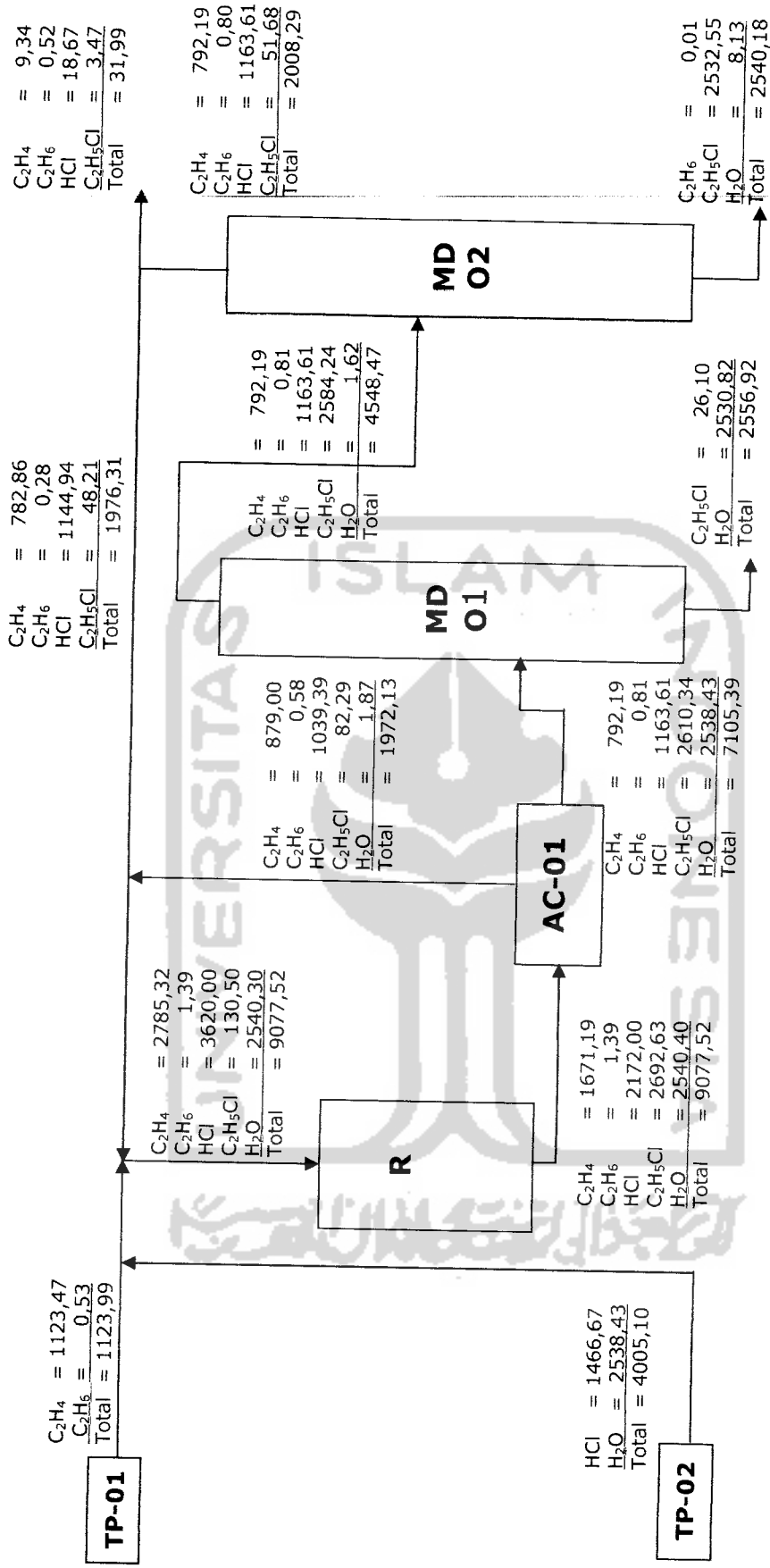


BAB IV
DIAGRAM ALIR



Gambar 3.1. Diagram alir kualitatif pabrik etil klorida dari etilen dan hidrogen klorida dengan kapasitas 20.000 ton/tahun

Satuan : kg/jam



Gambar 3.2. Diagram alir kuantitatif pabrik etil klorida dari etilen dan hidrogen klorida dengan kapasitas 20.000 ton/tahun

3.1.1. Neraca Massa

Tabel 3.1. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C ₂ H ₄	1123,47	9,34
C ₂ H ₆	0,53	0,53
HCl	1466,67	18,67
C ₂ H ₅ Cl	0,00	2562,13
H ₂ O	2538,43	2538,43
Total	5129,09	5129,09

Tabel 3.2. Neraca Massa Separator Drum 1 (SD-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	1404,14	1123,47	280,68
C ₂ H ₆	0,85	0,53	0,32
Total	1404,99	1404,99	

Tabel 3.3. Neraca Massa Separator Drum 2 (SD-02)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Fase uap	Fase cair
HCl	1469,14	1466,67	2,47
H ₂ O	3352,64	2538,43	814,17
Total	4821,74	4821,74	

Tabel 3.4. Neraca Massa Separator Drum 3 (SD-03)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	794,34	792,19	2,16
HCl	1166,98	1163,61	3,37
C ₂ H ₆	0,82	0,81	0,00
C ₂ H ₅ Cl	2731,25	2610,34	120,91
H ₂ O	4188,34	2538,43	1649,91
Total	8881,73	8881,73	

Tabel 3.5. Neraca Massa Reaktor (R)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C ₂ H ₄	2785,32	1671,19
C ₂ H ₆	1,39	1,39
HCl	3620,00	2172,00
C ₂ H ₅ Cl	130,50	2692,63
H ₂ O	2540,30	2540,40
Total	9077,52	9077,52

Tabel 3.6. Neraca Massa Akumulator 1 (AC-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	1671,19	879,00	792,19
C ₂ H ₆	1,39	0,58	0,81
HCl	2172,00	1038,39	1163,61
C ₂ H ₅ Cl	2692,63	82,29	2610,34
H ₂ O	2540,40	1,87	2538,43
Total	9077,52	1972,13	7105,39

Tabel 3.7. Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Destilat	Residu
C ₂ H ₄	792,19	792,19	0,00
C ₂ H ₆	0,81	0,81	0,00
HCl	1163,61	1163,61	0,00
C ₂ H ₅ Cl	2610,34	2584,24	26,10
H ₂ O	2538,43	7,62	2530,82
Total	7105,39	7105,39	

Tabel 3.8. Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Destilat	Residu
C ₂ H ₄	792,19	792,19	0,00
C ₂ H ₆	0,81	0,80	0,01
HCl	1163,61	1163,61	0,00
C ₂ H ₅ Cl	2584,24	51,68	2532,55
H ₂ O	7,62	0,00	8,13
Total	4548,47	4548,47	

3.1.2. Neraca Panas

Satuan : kJ/jam

Suhu referensi : 298 K, fase cair

Tabel 3.9. Neraca Panas Total

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	kJ / j	kJ / j
C ₂ H ₄	-474490,05	14505,82
C ₂ H ₆	-209,59	7261,58
HCl	28228,77	17379,32
C ₂ H ₅ Cl	0,00	105105,53
H ₂ O	74445,72	1017865,89
V - 01	234573,01	0,00
V - 02	1881412,93	0,00
V - 03	2246723,62	0,00
HE - 01	101290,20	0,00
HE - 02	447979,30	0,00
HE - 03	0,00	417214,83
HE - 04	0,00	1147954,31

HE - 05	0,00	24993,08
HE - 06	0,00	1240041,47
CD-01	0,00	1238234,24
CD-02	0,00	1213008,14
CD-03	0,00	340292,16
RB-01	1584762,58	0,00
RB-02	385136,32	0,00
<i>Q loss</i>	0,00	20831,86
<i>Oil Mineral</i>	0,00	2508428,34
Panas Reaksi	2544352,93	0,00
Total	9252488,24	9252488,24

NERACA PANAS ALAT

Tabel 3.10. Neraca Panas Vaporizer 1 (V-01)

Komponen	Masuk	Keluar, kJ / j	
	kJ / j	Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	-454873,17	135488,24	-84952,24
C ₂ H ₆	-272,03	-81,03	-50,80
Panas diserap	234573,01	0,00	
Total	-220572,20	-220572,20	

Tabel 3.11. Neraca Panas Vaporizer 2 (V-02)

Komponen	Masuk	Keluar, kJ / j	
	kJ / j	Fase uap	Fase cair
Larutan HCl	391040,84	2011901,94	260551,83
Panas diserap	1881412,93	0,00	
Total	2272453,77	2272453,77	

Tabel 3.12. Neraca Panas Vaporizer 3 (V-03)

Komponen	Masuk	Keluar, kJ / j	
	kJ / j	Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	90031,15	289797,40	43831,98
C ₂ H ₆	77,03	276,94	41,89
HCl	78658,83	327519,67	49537,49
C ₂ H ₅ Cl	91355,37	415235,99	62804,62
H ₂ O	346990,27	1446071,42	218718,90
Panas diserap	2246723,62	0,00	
Total	2853836,28	2853836,28	

Tabel 3.13. Neraca Panas *Heat Exchanger* 1 (HE-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	471714,76	512667,40
C ₂ H ₆	282123,31	304189,59
HCl	267,26	290,58
C ₂ H ₅ Cl	13791,26	14990,39
H ₂ O	468054,96	505104,49
Panas diserap	101290,20	0,00
Total	1337242,45	1337242,45

Tabel 3.14. Neraca Panas *Heat Exchanger* 2 (HE-02)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
C ₂ H ₄	325063,49	437813,51
C ₂ H ₆	191816,07	249947,17
HCl	307,17	414,49
C ₂ H ₅ Cl	326869,88	440273,98
H ₂ O	531172,73	694759,49
Panas serap	447979,30	0,00
Total	1823208,64	1823208,64

Tabel 3.15. Neraca Panas *Heat Exchanger* 3 (HE-03)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
C ₂ H ₄	215200,11	152828,96
C ₂ H ₆	138237,15	102006,16
HCl	250,36	177,41
C ₂ H ₅ Cl	442574,49	314286,82
H ₂ O	717081,11	526829,04
Panas dilepas	0,00	417214,83
Total	1513343,22	1513343,22

Tabel 3.16. Neraca Panas *Heat Exchanger* 4 (HE-04)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
C ₂ H ₄	170277,51	8674,21
C ₂ H ₆	112376,94	6511,07
HCl	197,79	10,02
C ₂ H ₅ Cl	350189,00	17792,55
H ₂ O	581125,00	33224,07
Panas dilepas	0,00	1147954,31
Total	1214166,23	1214166,23

Tabel 3.17. Neraca Panas *Heat Exchanger* 5 (HE-05)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	2,36	2,18
C ₂ H ₅ Cl	377146,78	352316,71
H ₂ O	2671,60	2508,77
Panas dilepas	0,00	24993,08
Total	379820,74	379820,74

Tabel 3.18. Neraca Panas *Heat Exchanger* 6 (HE-06)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
C ₂ H ₅ Cl	6413,59	650,64
H ₂ O	1393170,87	158892,36
Panas dilepas	0,00	1240041,47
Total	1399584,46	1399584,46

Tabel 3.19. Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk kJ / j	Keluar , kJ / j	
		Distilat	Residu
C ₂ H ₄	-34498,32	-8381,24	0,00
C ₂ H ₆	120795,74	14470,63	0,00

HCl	238,53	23,15	0,00
C ₂ H ₅ Cl	419093,71	41190,54	7551,63
H ₂ O	630396,04	222,20	1437554,13
Beban <i>Condenser</i>	0,00	1212997,03	
Beban <i>Reboiler</i>	1584762,58	0,00	
Q loss	0,00	15160,23	
Total	2720788,30	2720788,30	

Tabel 3.20. Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Masuk	Keluar, kJ / j	
	kJ / j	Distilat	Residu
C ₂ H ₄	-34802,15	8989,35	0,00
C ₂ H ₆	111162,64	-13815,64	0,00
HCl	215,75	-20,55	7,90
C ₂ H ₅ Cl	376006,13	-743,29	657039,01
H ₂ O	1737,00	0,00	3962,96
Beban <i>Condenser</i>	0,00	178364,29	
Beban <i>Reboiler</i>	385136,32	0,00	
Q loss	0,00	5671,63	
Total	839455,68	839455,68	

Tabel 3.21. Neraca Panas Reaktor (R)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
C ₂ H ₄	533844,42	325430,64
C ₂ H ₆	289,92	306,10

HCl	304540,52	191840,70
C ₂ H ₅ Cl	14991,80	326515,66
H ₂ O	504868,09	530366,23
Panas dilepas	0,00	2352443,47
Panas reaksi	2544352,93	0,00
Total	3882887,67	3882887,67

Tabel 3.22. Neraca Panas *Condenser* 1 (CD-01)

Komponen	Masuk kJ / j	Keluar, kJ / j	
		Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	-69971,58	-3865,09	22009,33
C ₂ H ₆	466,33	6,52	19,72
HCl	250718,54	5018,25	20242,94
C ₂ H ₅ Cl	490874,17	21,80	27006,17
H ₂ O	703427,75	21,80	66305,39
Panas dilepas	0,00	1238234,24	
Total	1375515,22	1375515,22	

Tabel 3.23. Neraca Panas *Condenser* 2 (CD-02)

Komponen	Masuk kJ / j	Keluar, kJ / j	
		Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	-36181,36	-8381,09	10255,53
C ₂ H ₆	167,80	23,15	13,81

HCl	39184,42	14470,33	11494,72
C ₂ H ₅ Cl	1471748,60	41189,21	360737,40
H ₂ O	208487,84	222,12	90373,96
Panas dilepas	0,00	1213008,14	
Total	1733407,29	1733407,29	

Tabel 3.24. Neraca Panas *Condenser 3 (CD-03)*

Komponen	Masuk	Keluar, kJ / j	
	Kj / j	Fase uap	Fase cair
C ₂ H ₄	-43247,34	8989,30	-39130,59
C ₂ H ₆	191,80	-20,54	-57,56
HCl	104243,21	-13815,89	-51874,52
C ₂ H ₅ Cl	128343,26	-744,33	-54107,09
Panas dilepas	0,00	340292,16	
Total	189530,94	189530,94	

Tabel 3.25. Neraca Panas *Compressor 1 (C-01)*

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	81162,13	215200,11
C ₂ H ₆	93,98	250,36
HCl	57067,31	138237,15
C ₂ H ₅ Cl	166790,43	442574,49
H ₂ O	293092,52	717081,11
Panas diserap	915136,85	0,00
Total	1513343,22	1513343,22

Tabel 3.26. Neraca Panas *Compressor 2 (C-02)*

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	19252,30	113818,53
C ₂ H ₆	22,56	131,95
HCl	14498,07	78054,69
C ₂ H ₅ Cl	39665,04	231659,22
H ₂ O	222,17	1205,81
Panas diserap	350937,06	0,00
Total	424870,20	424870,20

Tabel 3.27. Neraca Panas *Compressor 3 (C-03)*

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	-17936,94	-3290,88
C ₂ H ₆	-20,49	-3,76
HCl	-13584,51	-2501,25
C ₂ H ₅ Cl	-727,65	-133,59
H ₂ O	0,00	0,00
Panas diserap	26610,11	0,00
Total	-5929,48	-5929,48

Tabel 3.28. Neraca Panas *Compressor 4 (C-04)*

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	8570,22	50401,03
C ₂ H ₆	6,40	37,67
HCl	5029,22	28528,67
C ₂ H ₅ Cl	499,42	2940,48
H ₂ O	21,80	124,11
Panas diserap	67904,91	0,00
Total	82031,97	82031,97

Tabel 3.29. Neraca Panas *Compressor 5 (C-05)*

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ / j	kJ / j
HCl	6931,34	284964,07
C ₂ H ₆	35,99	151,80
HCl	43660,00	164046,20
C ₂ H ₅ Cl	0,00	0,00
H ₂ O	177393,84	674475,18
Panas diserap	834616,08	0,00
Total	1123637,25	1123637,25

3.2. Spesifikasi Alat

1. Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan 2785,32 kg/jam etilen dengan 3620 kg/jam hidrogen klorida menjadi 2692,63 kg/jam etil klorida.

Jenis : Reaktor *fixed bed multitube*.

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi :

suhu : 130 - 200 °C.

tekanan : 28,2 atm.

Jenis katalis : *Zirconium oxychloride*

Dimensi :

- *Shell*
 - Diameter : 1,57 m.
 - Tebal *shell* : 0,92 in.
 - Jarak *baffle* : 0,38 m.
 - Bahan : *Carbon Steel SA-203 Grade C*
- *Head*
 - Jenis : *Elliptical Dished Head*
 - Diameter : 1,53 m.
 - Tebal head : 0,91 in.
 - Bahan : *Carbon Stainless Steel SA-203 Grade C*
- *Tubes*
 - Jumlah : 172 buah.
 - Susunan : *Triangular Pitch*
 - Jenis : *Stainless Steel pipe IPS 1,5 in sch. No. 80*
 - Pitch* : 4,37 in.
 - Clereance* : 0,87 in.
 - Panjang : 5,93 m.
- Tinggi reaktor : 6,09 m.
- Harga : \$ 587.492,96

- tekanan : 25 atm
- Dasar menara : suhu : 145,86 °C.
- tekanan : 25,5 atm

Jenis *plate* : *Sieve tray*.

Dimensi :

- Diameter : 0,95 m.
- Tebal shell : 0,53 in.
- Tinggi kolom : 8,3 m.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : \$ 14.242,25

4. *Separator Drum 1 (SD-01)*

Tugas : Memisahkan uap dan cairan yang belum teruapkan dari vaporizer 1(V-01) sebanyak 1404,99 kg/jam.

Jenis : Silinder vertikal dengan *elliptical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : -103,55 °C.
- tekanan : 1 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 0,45 m.
- Tebal *shell* : 0,12 in.
- Tinggi *shell* : 1,59 m.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade D*

Harga : \$ 1.780,28

5. *Separator Drum 2 (SD-02)*

Tugas : Memisahkan uap dan cairan yang belum teruapkan dari vaporizer 2 (V-02) sebanyak 4821,75 kg/jam.

Jenis : Silinder horizontal dengan *elliptical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 93,32 °C.
- tekanan : 1 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 1,07 m.
- Tebal *shell* : 0,13 in.
- Tinggi *shell* : 1,32 m.

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade D

Harga : \$ 1.780,28

6. Separator Drum 3 (SD-03)

Tugas : Memisahkan uap dan cairan yang belum teruapkan dari vaporizer 3 (V-03) sebanyak 8881,74 kg/jam.

Jenis : Silinder horizontal dengan *elliptical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 86,38 °C.
- tekanan : 1 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 1,07 m.
- Tebal *shell* : 0,13 in.
- Tinggi *shell* : 1,46 m.

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade D

Harga : \$ 1.780,28

7. Accumulator 1 (AC-01)

Tugas : Menampung gas dan cairan yang terbentuk dari *condenser* 1 (CD-01) sebanyak 8430,25 kg/jam.

Jenis : Silinder horizontal dengan *torispherical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 31,24 °C.
- tekanan : 15 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 0,76 m.
- Tebal *shell* : 3/16 in.
- Panjang *shell* : 3,96 m.

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Harga : \$ 6.230,99

8. Accumulator 2 (AC-02)

Tugas : Menampung gas dan cairan yang terbentuk dari *condenser* 2 (CD-02) sebanyak 20074,85 kg/jam.

Jenis : Silinder horisontal dengan *torispherical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 40,59 °C.
- tekanan : 4,5 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 1,22 m.
- Tebal *shell* : 3/16 in.
- Panjang *shell* : 2,44 m.

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Harga : \$ 12.461,97

9. Accumulator 3 (AC-03)

Tugas : Menampung gas dan cairan yang terbentuk dari *condenser* 3 (CD-03) sebanyak 6344,53 kg/jam.

Jenis : Silinder horisontal dengan *torispherical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 10,11 °C.
- tekanan : 24,5 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 0,76 m.
- Tebal *shell* : 3/16 in.
- Panjang *shell* : 2,13 m.

Bahan : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Harga : \$ 4.450,70

10. Tangki Penyimpan 1 (TP-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku etilen sebanyak 1123,47 kg/jam
untuk waktu 15 hari

Jenis : Tangki bola

Jumlah : 3 (tiga) buah.

Kondisi operasi

- suhu : -115 °C.
- tekanan : 1 atm.

Kapasitas : 690,97 m³

Dimensi :

- Diameter : 27,37 ft.
- Jari-jari (r) : 13,69 ft
- Tebal *shell* : 0,28 in

Bahan : *Carbon Steel SA-299*

Harga : @ \$ 204.732,39

11. Tangki Penyimpan 2 (TP-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku HCl sebanyak 4005,10 kg/jam
untuk waktu 15 hari.

Jenis : *Vertical tank*, dengan *flat bottom conical roof*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 32 °C.
- tekanan : 1 atm.

Kapasitas : 1561,34 m³

Dimensi :

- Diameter : 70 ft.
- Tinggi : 24 ft.
- Tebal :

$$t_1 = 1/2 \text{ in.}$$

$$t_2 = 5/16 \text{ in.}$$

$$t_3 = 1/4 \text{ in.}$$

Bahan : *Low Alloy Steel SA-203 Grade B*

Harga : \$ 178.028,17

12. Tangki Penyimpan 3 (TP-03)

Tugas : Menyimpan produk etil klorid sebanyak 2540,18 kg/jam
untuk waktu 30 hari

Jenis : *Horizontal tank dengan torispherical dished head*

Jumlah : 3 (tiga) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 32 °C.
- tekanan : 1,92 atm.

Kapasitas : 691,81 m³

Dimensi :

- Diameter : 20,18 ft.
- Panjang : 60,54 ft
- Tebal shell: $\frac{1}{2}$ in
- Tebal head: $\frac{1}{2}$ in

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : @ \$ 160.225,35

13. Vaporizer 1 (V-01)

Tugas	: Menguapkan 80% cairan dari tangki penyimpanan 1 (TP-01) sebanyak 1404,99 kg/jam.
Jenis	: <i>Double pipe exchanger</i>
Tipe HE	: 1 - 2
Jumlah	: 1 (satu) buah.
Beban panas	: 222344,08 Btu/jam
Luas transf. panas	: 25,93 ft ²
<i>Fouling factor</i>	: 0,0068
Dimensi	:
<i>Annulus</i>	
▪ Diameter luar	: 3,5 in.
▪ Diameter dalam	: 2,9 in.
<i>Inner pipe</i>	
▪ Diameter luar	: 2,88 in.
▪ Diameter dalam	: 2,82 in.
Panjang pipa	: 34
Pemanas	: air
Keb. Pemanas	: 2549,10 kg/jam.
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga	: \$ 1.958,31

14. Vaporizer 2 (V-02)

Tugas	: Menguapkan 80% cairan HCl dari tangki penyimpanan 2 (TP-02) sebanyak 4005,10 kg/jam.
Jenis	: <i>Shell and tube exchanger, couter flow</i>
Tipe HE	: 1 - 2
Jumlah	: 1 (satu) buah.
Beban panas	: 1783329,80 Btu/jam
Luas transf. panas	: 290,59 ft ²
<i>Fouling factor</i>	: 0,0032

Dimensi :

shell

- Diameter dalam : 15,25 in.
- Jarak *baffle* : 3,05 in.
- Panjang *shell* : 10 ft.

tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,62 in.
- *Pitch* : 1 in *Triangular pitch*.
- Jumlah pipa : 151 buah.

Pemanas : *steam*, 14,696 psi

Keb. Pemanas : 834,41 kg/jam.

Bahan : *Carbon steel SA – 283 Grade C*

Harga : \$ 14.242,25

15. *Vaporizer 3 (V-03)*

Tugas : Menguapkan 80 % cairan dari akumulator 1 (AC-01)
sebanyak 7105,39 kg/jam.

Jenis : *Shell and tube exchanger, counter flow*

Tipe HE : 1 - 4

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 2129595,85 Btu/jam

Luas transf. panas : 281,00 ft²

Fouling factor : 0,0060

Dimensi :

shell

- Diameter dalam : 13,25 in.
- Jarak *baffle* : 3,31 in.
- Panjang : 16 ft.

tubes

- Diameter luar : 0,75 in.

- Diameter dalam : 0,62 in.
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Jumlah pipa : 90 buah.

Pemanas : *steam*, 14,696 psi
Keb. Pemanas : 996,43 kg/jam.
Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Harga : \$ 12.461,97

16. Reboiler 1 (RB-01)

Tugas : Menguapkan hasil bawah menara destilasi 1 (MD-01)
sebanyak 3019,34 kg/jam.

Jenis : *Kettle Reboiler*

Tipe HE : 1 - 2

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 1776436,50 kJ/jam

Luas transf. panas : 1076,56 ft²

Fouling factor : 0,0032

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 27 in.

Tubes

- Diameter luar : 1,00 in.
- Diameter dalam : 0,87 in.
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah pipa : 334 buah.

Pemanas : *steam*, 90 psi
Keb. Pemanas : 931,44 kg/jam.
Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Harga : \$ 49.847,89

17. Reboiler 2 (RB-02)

Tugas	: Menguapkan hasil bawah menara destilasi 2 (MD-02) sebanyak 3729,92 kg/jam.
Jenis	: <i>Kettle Reboiler</i> .
Tipe HE	: 1 - 2
Jumlah	: 1 (satu) buah.
Beban panas	: 533464,76 Btu/jam
Luas transf. panas	: 165,51 ft ²
<i>Fouling factor</i>	: 0,0037
Dimensi	:
<i>Shell</i>	
▪ Diameter dalam	: 12 in.
<i>Tubes</i>	
▪ Diameter luar	: 0,75 in.
▪ Diameter dalam	: 0,48 in.
▪ <i>Pitch</i>	: 1 in <i>square pitch</i> .
▪ Panjang	: 10 ft.
▪ Jumlah pipa	: 86 buah.
Pemanas	: <i>Steam</i> , 90 psi
Keb. Pemanas	: 266,33 kg/jam.
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga	: \$ 28.484,51

18. Condenser 1 (CD-01)

Tugas	: Mengembunkan sebagian gas yang keluar reaktor pada suhu 31,24 °C dengan jumlah gas sebanyak 9077,52 kg/jam.
Jenis	: <i>Double pipe excanger</i>
Tipe HE	: 1 - 1
Jumlah	: 1 (satu) buah.
Beban panas	: 1173681,74 Btu/jam

Luas transf. panas : 115,23 ft²

Fouling factor : 0,0034

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 10 in.
- Jarak *baffle* : 10 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,62 in.
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah pipa : 40 buah.

Pendingin : air

Keb. Pendingin : 11792,71 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : \$ 4.272,68

19. Condenser 2 (CD-02)

Tugas : Mengembunkan sebagian hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) pada suhu 40,59 °C dengan jumlah gas sebanyak 20074,85 kg/jam.

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 - 2

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 1149770,75 Btu/jam

Luas transf. panas : 202,58 ft²

Fouling factor : 0,0032

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 12 in.
- Jarak *baffle* : 10 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,53 in.
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah pipa : 86 buah.

Pendingin : air

Keb. pendingin : 19254,10 kg/jam.

Bahan : *Stainless Steel 316 AIS*

Harga : \$ 5.518,87

20. Condenser 3 (CD-03)

Tugas : Mengembunkan sebagian hasil atas menara destilasi 2 (MD-02) pada suhu 10,11 °C dengan jumlah gas sebanyak 6344,53 kg/jam.

Jenis : *Double pipe*

Tipe HE : 1 – 2

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 322551,81 Btu/jam

Luas transf. panas : 56,97 ft²

Fouling factor : 0,0034

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 8 in.
- Jarak *baffle* : 8 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,53 in.
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah pipa : 24 buah.

Pendingin : air
Keb. pendingin : 5401,46 kg/jam.
Bahan : *Stainless Steel 316 AIS*
Harga : \$ 3.738,59

21. Heat Exchanger 1 (HE-01)

Tugas : Menaikkan suhu gas umpan dari 122,53 °C menjadi 130 °C sebanyak 9007,52 kg/jam.

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Tipe HE : *Hairpin* seri 2

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 96009,66 Btu/jam

Luas transf. panas : 26,10 ft²

Fouling factor : 0,0057

Dimensi :

Outer pipe

- IPS : 2 in
- Diameter dalam : 2,38 in.
- Diameter luar : 2,07 in.
- Fluida : *steam*

Inner pipe

- Diameter luar : 1,66 in.
- Diameter dalam : 1,38 in.
- Panjang hairpin : 15 ft.
- Fluida : gas umpan (*light organic*)

Pendingin : *steam*

Keb. Pemanas : 48,37 kg/jam.

Bahan : *Carbon steel*

Harga : \$ 3.382,54

22. Heat Exchanger 2 (HE-02)

Tugas	: Menaikkan suhu gas umpan dari 135,51 °C menjadi 168,94 °C sebanyak 9007,52 kg/jam.
Jenis	: <i>Double Pipe Exchanger</i>
Tipe HE	: <i>Hairpin</i> seri 5
Jumlah	: 1 (satu) buah.
Beban panas	: 4246924,92 Btu/jam
Luas transf. panas	: 65,25 ft ²
<i>Fouling factor</i>	: 0,0036
Dimensi	:
<i>Outer pipe</i>	
▪ IPS	: 2,50 in
▪ Diameter luar	: 2,88 in.
▪ Diameter dalam	: 2,47 in.
▪ Fluida	: steam
<i>Inner pipe</i>	
▪ Diameter luar	: 3,5 in.
▪ Diameter dalam	: 3,068 in.
▪ Panjang hairpin	: 16 ft.
▪ Fluida	: gas keluar reaktor
Pemanas	: <i>steam</i>
Keb. Pemanas	: 228,68 kg/jam
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Harga	: \$ 3.738,59

23. Heat Exchanger 3 (HE-03)

Tugas	: Menurunkan suhu gas keluaran kompresor 1 (C-01) sebelum masuk ke menara distilasi 1 (MD-01) dari 173,59 °C menjadi 134,69 °C.
Jenis	: <i>Double Pipe Exchanger</i>
Tipe HE	: <i>Hairpin</i> seri 2

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 395375,57 Btu/jam

Luas transf. panas : 44,02 ft²

Fouling factor : 0,0037

Dimensi :

Outer pipe

▪ IPS : 4 in

▪ Diameter luar : 4,5 in.

▪ Diameter dalam : 4,026 in.

▪ Fluida : air

Inner pipe

▪ Diameter luar : 3,5 in.

▪ Diameter dalam : 3,068 in.

▪ Panjang hairpin : 12 ft.

▪ Fluida : gas keluar kompresor

Pendingin : air

Keb. Pendingin : 2624,28 kg/jam

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : \$ 3.560,56

24. Heat Exchanger 4 (HE-04)

Tugas : Menurunkan suhu gas keluaran kompresor 2 (C-02) sebelum masuk ke menara distilasi 2 (MD-02) dari 108,95 °C menjadi 103,86 °C.

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Tipe HE : *Hairpin* seri 1

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 26113,70 Btu/jam

Luas transf. panas : 22,01 ft²

Fouling factor : 0,0036

Dimensi :

Outer pipe

- IPS : 4 in
- Diameter dalam : 4,5 in.
- Diameter luar : 4,026 in.
- Fluida : air

Inner pipe

- Diameter luar : 3,5 in.
- Diameter dalam : 3,068 in.
- Panjang hairpin : 12 ft.
- Fluida : gas (light organic)

Pendingin : air

Keb. pendingin : 173,33 kg/jam.

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Harga : \$ 3.204,51

25. Heat Exchanger 5 (HE-05)

Tugas : Menurunkan suhu *liquid* keluaran *expander valve* 2 (EV-02) sebelum masuk ke tangki penampung 3 (TP-03) menara distilasi 2 (MD-02) dari 145,83 °C menjadi 32,00 °C.

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Tipe HE : *Hairpin* seri 5

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 513705,12 Btu/jam

Luas transf. panas : 93,3 ft²

Fouling factor : 0,0043

Dimensi :

Outer pipe

- IPS : 3 in.
- Diameter dalam : 3,5 in.
- Diameter luar : 3,068 in.

- Fluida : air
- Inner pipe*
- Diameter luar : 2,38 in.
 - Diameter dalam : 2,067 in.
 - Panjang hairpin : 15 ft.
 - Fluida : gas (light organic)

Pendingin : air
Keb. pendingin : 2879,29 kg/jam.
Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga : \$ 3.738,59

26. Heat Exchanger 6 (HE-06)

Tugas : Menurunkan suhu *liquid* keluaran menara distilasi 2 (MD-02) sebelum dialirkan ke lingkungan dari 155,74 °C menjadi 40,00 °C.

Jenis : *Shell and tube exchanger*
Tipe HE : 1 - 2
Jumlah : 1 (satu) buah.
Beban panas : 1175394,76 Btu/jam
Luas transf. panas : 206,23 ft²
Fouling factor : 0,0037
Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 12 in.
- Panjang : 16 ft.
- Jarak *baffle* : 16 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,62 in.
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Jumlah pipa : 68 buah.

Pendingin : air
Keb. pendingin : 5593,60 kg/jam.
Bahan : *Stainless Steel*
Harga : \$ 8.545,35

27. Pompa 1 (P-01)

Tugas : Mengalirkan bahan baku asam klorida ke tangki penyimpanan 2 (TP-02) sebanyak 4005,10 kg/jam.
Jenis : *centrifugal pump, radial flow impeller, single stage*
Jumlah : 1 buah
Head : 8,64 m
Kapasitas : 4,58 m³/jam
Putaran : 2900 rpm
Putaran spesifik : 630,36 rpm
Bahan : *Stainless steel*
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power : 0,5 HP
Harga : \$ 1.422,00

28. Pompa 2 (P-02)

Tugas : Mengalirkan bahan baku asam klorida dari tangki penyimpanan 2 (TP-02) ke *vapourizer* 2 (V-02) sebanyak 4005,10 kg/jam.
Jenis : *centrifugal pump, mixed flow impeller, single stage*
Jumlah : 1 buah
Head : 3,63 m
Kapasitas : 4,58 m³/jam
Putaran : 2900 rpm
Putaran spesifik : 1206,73 rpm
Bahan : *Stainless steel*
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz

Power : 0,25 HP
Harga : \$ 1,422,00

29. Pompa 3 (P-03)

Tugas : Mengalirkan bahan baku etilen ke tangki penyimpanan 1 (TP-01) sebanyak 1123,99 kg/jam.
Jenis : *centrifugal pump, radial flow impeller, single stage*
Jumlah : 1 buah
Head : 9,18 m
Kapasitas : 2,11 m³/jam
Putaran : 2900 rpm
Putaran spesifik : 408,86 rpm
Bahan : *Stainless Steel*
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power : 0,25 HP
Harga : \$ 829,50

30. Pompa 4 (P-04)

Tugas : Mengalirkan bahan baku etilen dari tangki penyimpanan 1 (TP-01) ke *vapourizer* 1 (V-01) sebanyak 1123,99 kg/jam.
Jenis : *centrifugal pump, radial flow impeller, single stage*
Jumlah : 1 buah
Head : 5,84 m
Kapasitas : 2,11 m³/jam
Putaran : 2900 rpm
Putaran spesifik : 408,86 rpm
Bahan : *Stainless Steel*
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power : 0,25 HP
Harga : \$ 829,50

31. Pompa 5 (P-05)

Tugas	: Memompa larutan dari <i>accumulator</i> 2 (AC-02) ke puncak menara distilasi 1 (MD-01) sebanyak 15526,38 kg/jam
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed impeller, single stage</i>
Jumlah	: 2 buah
Head	: 8,26 m
Kapasitas	: 20,98 m ³ /jam
Putaran	: 485 rpm
Putaran spesifik	: 392,59 rpm
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 1 HP
Harga	: \$ 2.330,50

32. Pompa 6 (P-06)

Tugas	: Memompa larutan dari <i>accumulator</i> 3 (AC-03) ke puncak menara distilasi 2 (MD-02) sebanyak 4335,99 kg/jam
Jenis	: <i>centrifugal pump, radial flow impeller, single stage</i>
Jumlah	: 1 buah
Head	: 9,87 m
Kapasitas	: 7,78 m ³ /jam
Putaran	: 485 rpm
Putaran spesifik	: 209,08 rpm
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 0,25 HP
Harga	: \$ 1509,57

33. Pompa 7 (P-07)

Tugas	: Mengalirkan produk etil klorid dari reboiler 2 (RB-02) ke tangki penyimpanan 3 (TP-03) sebanyak 2540,18 kg/jam
Jenis	: <i>centrifugal pump, radial impeller, single stage</i>
Jumlah	: 1 buah
Head	: 8,18 m
Kapasitas	: 3,15 m ³ /jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 915,78 rpm
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 0,25 HP
Harga	: \$ 1.204,75

34. Pompa 8 (P-08)

Tugas	: Mengalirkan produk etil klorid dari tangki penyimpanan 3 (TP-03) ke mobil (<i>truck</i>) pengangkut sebanyak 2540,18 kg / jam
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed flow impeller, single stage</i>
Jumlah	: 1 buah
Head	: 4,67 m
Kapasitas	: 3,17 m ³ /jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 1397,39 rpm
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 0,25 HP
Harga	: \$ 1.224,50

35. Pompa 9 (P-09)

Tugas	: Mengalirkan keluaran menara distilasi 1 (MD-01) ke lingkungan sebanyak 2556,92 kg/jam.
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed flow impeller, single stage</i>
Jumlah	: 1 buah
Head	: 4,14 m
Kapasitas	: 2,78 m ³ /jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 852,30 rpm
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 0,25 HP
Harga	: \$ 1.185,00

36. Kompresor 1 (C-01)

Tugas	: Menaikan tekanan gas keluar <i>separator drum</i> (SD-03) dari 1 atm menjadi 5 atm dengan kecepatan umpan 7105,39 kg/jam.
Jenis	: Kompresor sentrifugal, <i>multi stage, 2 stage</i>
Kondisi operasi	: <ul style="list-style-type: none">• Masuk = 1 atm ; 86,38 °C• Keluar = 5 atm ; 173,59 °C
Daya poros	: 384,16 Hp
Penggerak	: <i>Motor</i>
Intake volume	: 4196,38 ft ³ /mnt
Bahan	: <i>Cost iron</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 446.133,33

37. Kompresor 2 (C-02)

Tugas : Menaikkan tekanan gas keluaran *accumulator* (AC-02) dari 4,5 atm menjadi 25 atm dengan kecepatan umpan 4548,47 kg/jam.

Jenis : Kompresor sentrifugal, *multi stage*, 2 stage

Kondisi operasi :

- Masuk = 4.5 atm ; 40,59 °C
- Keluar = 25 atm ; 108,95 °C

Daya poros : 159,58 Hp

Intake volume : 339,09 ft³/mnt

Penggerak : *Motor*

Bahan : *Cost iron*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 143.400,00

38. Kompresor 3 (C-03)

Tugas : Menaikkan tekanan gas keluaran *accumulator* (AC-03) dari 24,5 atm menjadi 28,2 atm dengan kecepatan umpan 1976.30 kg/jam.

Jenis : Kompresor sentrifugal, *single stage*, 1 stage

Kondisi operasi :

- Masuk = 24,5 atm ; 10,11 °C
- Keluar = 28,2 atm ; 22,31 °C

Daya poros : 2,29 Hp

Intake volume : 33,55 ft³/mnt

Penggerak : *Motor*

Bahan : *Cost iron*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 10.356,67

39. Kompresor 4 (C-04)

Tugas : Menaikkan tekanan gas keluaran *accumulator* (AC-01) dari 15 atm menjadi 28,2 atm dengan kecepatan umpan 1972,13 kg/jam.

Jenis : Kompresor sentrifugal, *multi stage*, 2 *stage*

Kondisi operasi :

- Masuk = 15 atm ; 31,24 °C
- Keluar = 28,2 atm ; 60,40 °C

Daya poros : 31,21 Hp

Intake volume : 59,21 ft³/mnt

Penggerak : *Motor*

Bahan : *Cost iron*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 33.460,00

40. Kompresor 5 (C-05)

Tugas : Menaikkan tekanan gas keluaran *separator drum* (SD-01) dari 1 atm menjadi 28,2 atm dengan kecepatan umpan 5129,09 kg/jam.

Jenis : Kompresor sentrifugal, *multi stage*, 3 *stage*

Kondisi operasi :

- Masuk = 1 atm ; 62,50 °C
- Keluar = 28,2 atm ; 164,91 °C

Daya poros : 856,28 Hp

Intake volume : 3584,86 ft³/mnt

Penggerak : *Motor*

Bahan : *Cost iron*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 796.666,67

41. Expander valve 1 (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan gas keluaran *reactor* dari 28,05 atm menjadi 15 atm dengan kecepatan umpan 9007,52 kg/jam.

Jenis : *Gate valve ½ Closed*

Bahan : *Carbon steel*

Laju alir volumetric : 221,20 ft³/mnt

Jumlah valve : 2 (dua)

- Di. opt. : 8 in.
- Le : 140 ft.

Harga : \$ 3.916,62

42. Expander valve 2 (EV-02)

Tugas : Menurunkan tekanan gas keluaran *accumulator 3 (AC-03)* dari 15 atm menjadi 1 atm dengan kecepatan umpan 7105,39 kg/jam.

Jenis : *Gate valve ½ Closed*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah valve : 1 (satu)

- Di. opt. : 8 in.
- Le : 140 ft.

Laju alir volumetric : 243,22 ft³/mnt

Harga : \$ 854,54

43. Expander valve 3 (EV-03)

Tugas : Menurunkan tekanan hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) dari 25,5 atm menjadi 1,92 atm dengan kecepatan umpan 2540,18 kg/jam.

Jenis : *Gate valve ¾ Closed*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah *valve* : 1 (satu)

- Di. opt. : 3 in.
- Le : 250 ft.

Laju alir *volumetric* : 31,46 ft³/mnt

Harga : \$ 356,06

44. Expander valve 4 (EV-04)

Tugas : Menurunkan tekanan hasil atas menara distilasi 2 (MD-01) sebelum dialirkan ke lingkungan dari 24,5 atm menjadi 1 atm dengan kecepatan umpan 31,99 kg/jam.

Jenis : *Gate valve 3/4 Closed*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah *valve* : 2

- Di. opt. : 0,5 in.
- Le : 50 ft.

Laju alir *volumetric* : 0,57 ft³/mnt

Harga : \$ 249,24

45. Expander valve 5 (EV-05)

Tugas : Menurunkan tekanan hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) sebelum dialirkan ke lingkungan dari 24,5 atm menjadi 1 atm dengan kecepatan umpan 2556,92 kg/jam.

Jenis : *Gate valve ¼ Closed*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah *valve* : 21

- Di. opt. : 8 in.
- Le : 25 ft.

Laju alir *volumetric* : 530,22 ft³/mnt

Harga : \$ 854,54

3.3. Perancangan Produksi

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

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi dua kemungkinan :

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

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

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

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain

a. Material (bahan baku)

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

b. Manusia (tenaga kerja)

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

c. Mesin (peralatan)

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

Perencanaan target produksi:

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

1. Penyediaan bahan baku

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

2. Pemasaran

Etil klorida merupakan bahan yang sangat dibutuhkan oleh banyak industri baik sebagai bahan pembantu atau sebagai bahan utama. Sehingga diusahakan pendirian pabrik dilakukan di suatu kawasan industri.

3. Ketersediaan energi dan air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik, baik untuk proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, air laut atau danau. Energi merupakan faktor utama dalam operasional pabrik.

4. Ketersediaan tenaga kerja

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

5. Kondisi geografis dan sosial

Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah

setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik etil klorida ini dalam perencanaannya akan didirikan di Merak, Cilegon. Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

1. Dekat dengan pelabuhan yang akan memudahkan impor barang-barang kebutuhan pabrik.
2. Pemasaran etil klorida cair dapat dilakukan dengan jaringan pipa ke konsumen karena produk etil klorida merupakan bahan baku industri lain terutama industri polimer etil selulosa.
3. Cukup dekat dengan sungai Ciliwung.
4. Sarana dan prasarana transportasi memadai.
5. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah disekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.
6. Bukan daerah subur, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan, dan sarana-sarana lain. Bangunan-bangunan yang ada di lokasi pabrik adalah :

1. Area proses
2. Area tempat penyimpanan bahan baku dan produk
3. Area utilitas
4. Bengkel mekanik untuk pemeliharaan
5. Gudang untuk pemeliharaan dan plant supplies
6. Ruang kontrol
7. Laboratorium untuk pengendalian mutu
8. Unit pemadam kebakaran
9. Kantor administrasi

10. Kantin, poliklinik, dan mushola
11. Area parkir
12. Taman

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien.

Pabrik ini akan didirikan di Cilegon, Jawa Barat di atas tanah seluas 3,8 Ha yang meliputi :

- Bangunan pabrik dan perlengkapannya : 0,8 Ha
- Perkantoran, parkir dan bangunan penunjang : 1,5 Ha
- Areal perluasan : 1,5 Ha

Sketsa tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 3.

4.3. Tata Letak Alat Proses

Pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah :

1. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

2. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, dengan distribusi utilitas yang mudah.

3. Operasi

Peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

4. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan *tube*.

5. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

6. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

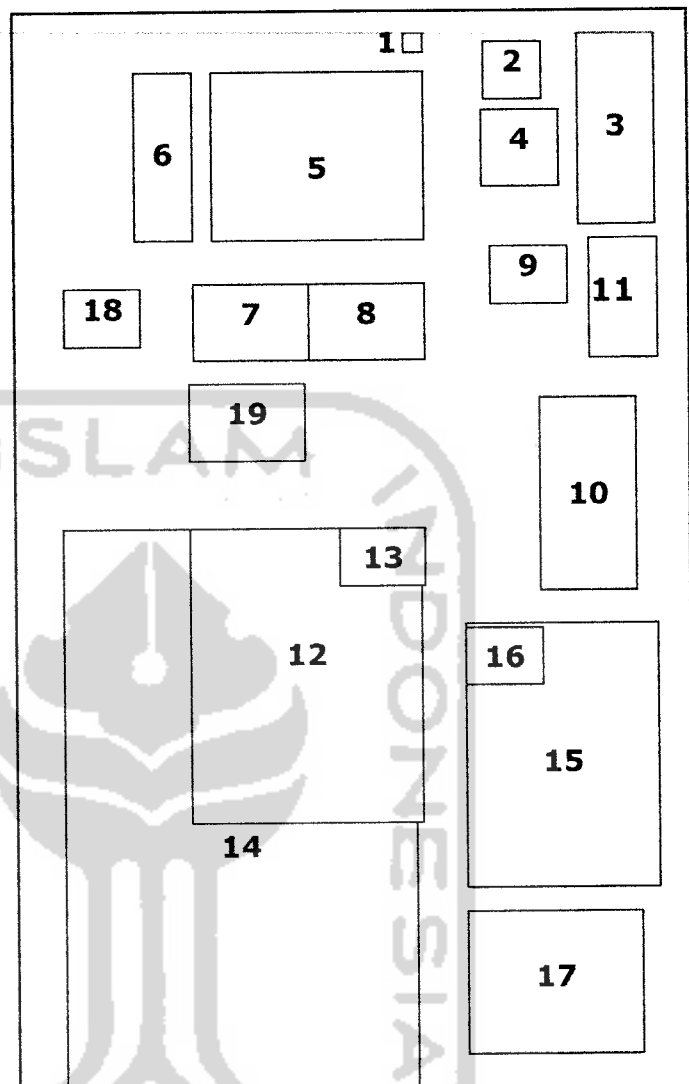
Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.



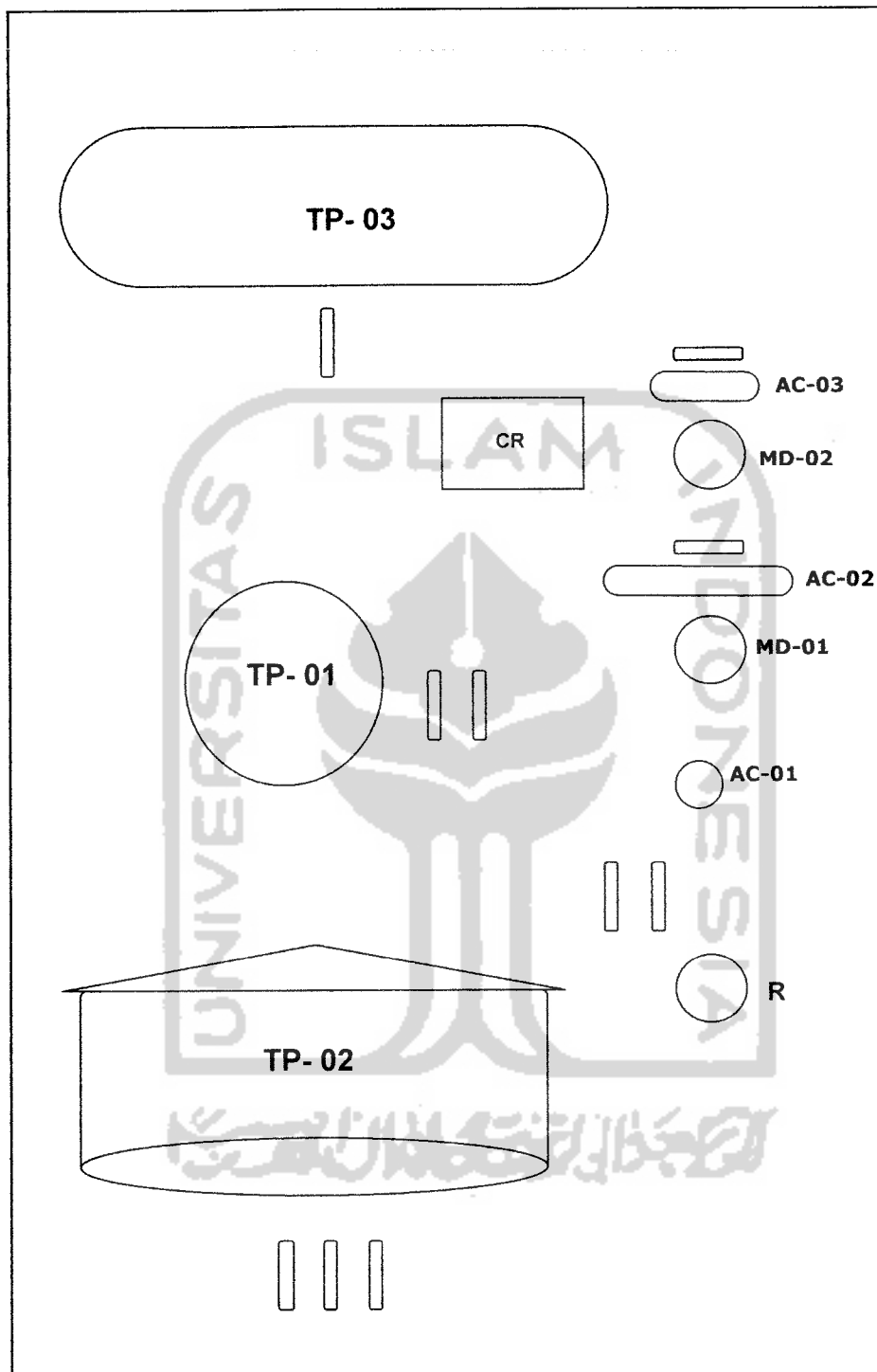
Keterangan :

1. Pos jaga
2. Kantor keamanan
3. Parkir karyawan
4. Cafeteria
5. Kantor administrasi
6. Parkir tamu
7. Laboratorium
8. Kantor R & D
9. Kantor K₃
10. Bengkel
11. *Fire station*
12. Area proses
13. *Control room*
14. Daerah pengembangan
15. Area utilitas
16. Kantor utilitas
17. Gudang
18. Tempat ibadah
19. Klinik kesehatan



Skala 1 : 1500

Gambar 4.1. Tata letak pabrik



Keterangan :

- TP = Tangki
- SD = Separator Drum
- R = Reaktor
- MD = Menara Destilasi
- AC = Accumulator
- CR = Control Room

Skala 1 : 300

Gambar 4.2. tata letak alat proses

4.4. Aliran Proses dan Material

Pembuatan etil klorida secara garis besar dapat dijelaskan sebagai berikut:

- Bahan baku yang berupa etilen (C_2H_4) sebesar 1123,99 kg/jam, asam klorida (HCL) sebesar 4005,10 kg/jam, serta arus recycle sebesar 5072,42 kg/jam, dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan memakai katalis *zirconium oxychloride*. Reaktor yang dipakai adalah *fixed bed multitube reaktor* dilengkapi dengan pendingin. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis dengan suhu $130\text{ }^\circ\text{C} - 167\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 28,2 atm.
- Bahan keluar reaktor berupa C_2H_4 (1671,19 kg/jam), C_2H_6 (1,39 kg/jam), HCl (2172,00 kg/jam), H_2O (1540,40 kg/jam), C_2H_5Cl (2692,63 kg/jam) dialirkan ke menara distilasi 1 untuk proses pemurnian C_2H_5Cl (2584,24 kg/jam) dengan kadar produk 56,82 %.
- Sebelum di umpankan ke menara distilasi keluaran reaktor di pisahkan terlebih dahulu supaya umpan menara distilasi 1 (MD-01) tidak terlalu besar dengan menggunakan condenser parsial hasil atas berupa etil klorida (C_2H_5Cl) sebesar (82,29 kg/jam), C_2H_4 (879,00 kg/jam), C_2H_6 (0,58 kg/jam), HCl (1039,39 kg/jam), H_2O (1,87 kg/jam) *direcycle* ke reaktor. Sedangkan hasil bawah berupa etil klorida (C_2H_5Cl) sebesar (2610,43 kg/jam), C_2H_4 (792,19 kg/jam), C_2H_6 (0,81 kg/jam), HCl (1163,61 kg/jam), H_2O (2538,43 kg/jam) sebagai umpan menara distilasi 1 (MD-01)
- Setelah dari menara distilasi 01 (MD-01), hasil atas yang berupa etil klorida (C_2H_5Cl) sebesar (2584,24 kg/jam) kemurnian 56,82 % dengan suhu $41\text{ }^\circ\text{C}$, C_2H_6 (0,81 kg/jam), HCl (1163,61 kg/jam), H_2O (1,62 kg/jam) kemudian tekanan dan suhu dinaikkan menggunakan kompresor serta *heat exchanger* untuk diumpankan ke menara distilasi 2 (MD-02) yg bekerja pada tekanan 25 atm suhu $104\text{ }^\circ\text{C}$. Sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) yang banyak mengandung air (H_2O) sebesar (2530,82 kg/jam), C_2H_5Cl (26,10 kg/jam) diumpan ke unit pengolahan limbah.

- Hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) yang berupa HCL (1163,61 kg/jam), C_2H_5Cl (51,68 kg/jam), C_2H_4 (792,19 kg/jam), C_2H_6 (0,80 kg/jam) kemudian *direcycle* dan sebagian di *purging*. Sedangkan hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) yang berupa C_2H_5Cl (2532,55 kg/jam) dan H_2O (8,13 kg/jam), C_2H_6 (0,01 kg/jam) didinginkan sampai suhu 32 °C dan diturunkan tekanannya sampai 2 atm kemudian disimpan didalam tangki 3 (TP-03) supaya dalam penyimpanan tidak membahayakan.

4.5. 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 utilitas ini terdiri dari :

- Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- Unit Refrigerasi (*Refrigeration System*)
- Unit Pengolahan Limbah (*Waste Treatment System*)

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Kebutuhan air pendingin meliputi air pendingin, air proses, air umpan boiler dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi.

Jumlah air yang diperlukan :

- | | | |
|--|------------|--------|
| a. Air Pendingin | = 76692,52 | kg/jam |
| b. Air Umpan Boiler | = 3305,67 | kg/jam |
| c. Air Keperluan kantor dan rumah tangga | = 10000 | kg/jam |

d. Air untuk Pemadam Kebakaran = 712,97 kg/jam

Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat direcycle guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air sebesar = 106133,15 kg/jam.

2. Unit Pembangkit Steam

Kebutuhan *steam* untuk pemanas pada *vaporizer*, *heat exchanger* dan *reboiler* sebesar 3305,67 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh *boiler*. 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* terlebih dahulu. *Steam* yang dihasilkan dari jenis *fire tube boiler* terdiri atas dua jenis *steam* dengan tekanan 200 psi, 90 psi, 80 psi dan 14,7 psi. Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil sebesar 255,21 kg/jam yang dibeli dari Pertamina.

3. Unit Penyedia Udara Instumen

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara pneumatis. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 100 m³/jam (STP) pada tekanan 40 psig. Untuk memenuhi kebutuhan udara tekan digunakan kompresor dengan daya 11 Hp untuk menekan udara lingkungan.

4. Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan untuk penggerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan kantor. Kebutuhan listrik total sebesar 730,03 kVA. Kebutuhan listrik ini dipenuhi dari PLN dan untuk cadangan disediakan generator diesel.

5. Unit Refrigerasi

Refrigerasi digunakan untuk mendinginkan air pendingin. Proses dilakukan dengan cara kompresi dan pendinginan amoniak. Jumlah *refrigerant* yang dibutuhkan sebesar 482,53 kg/jam

6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik etil klorida ini diklasifikasikan jadi dua yaitu limbah gas dan limbah cair, sehingga dalam pengolahannya didasarkan pada jenis buangnya :

a) Pengolahan buangan gas

Gas buang berasal dari sebagian hasil atas menara distilasi 2 yang mengandung HCl. Gas HCl ini harus dinetralkan dengan memakai larutan Ca(OH)_2 25% dalam menara/tangki penyerap. Gas buang digelembungkan dalam larutan Ca(OH)_2 25 % sehingga bebas HCl lalu dibuang ke udara setelah melewati drum peredam bunyi yang bertindak seperti knalpot.

b) Pengolahan buangan cair

Air buangan dari pabrik etil klorida berupa :

- air yang mengandung etil klorida
- buangan sanitasi
- *backwash* filter air berminyak dari pompa
- *blow down cooling water*

Air buangan sanitasi berasal dari toilet sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan dasar berat jenisnya. Minyak pada bagian atas dialirkan ke penampung akhir lalu dibuang.

4.6. Organisasi Perusahaan

Pabrik etil klorida ini direncanakan berbentuk perseroan terbatas (PT). Perusahaan akan dipimpin oleh seorang direktur utama, dengan 1 orang direktur teknik dan produksi, dan 1 orang direktur keuangan dan administrasi. Masing-masing direktur dibantu oleh kepala bagian yang membawahi kepala seksi. Tugas kepala seksi secara langsung dibantu oleh operator dan karyawan.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini sebagai berikut :

1. Direktur utama

2. Direktur
3. Kepala bagian
4. Kepala seksi
5. Kepala shift
6. Karyawan dan operator

Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada pucuk pimpinan yang terdiri dari direktur utama dan direktur yang disebut dewan direksi. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat anggota tahunan. Perincian jumlah dan tingkat pendidikan karyawan adalah sebagai berikut :

A. Direktur

1. Direktur utama

Tugas : Memimpin kegiatan perusahaan / pabrik secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

2. Direktur teknik dan produksi

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

3. Direktur administrasi dan pemasaran

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

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Jumlah : 1 orang

4. Kepala bagian

1) Kepala bagian proses dan utilitas (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

2) Kepala bagian pemeliharaan, listrik, dan instrumentasi (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

3) Kepala bagian penelitian, pengembangan dan pengendalian mutu (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, serta keselamatan kerja.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

4) Kepala bagian keuangan dan pemasaran (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Ekonomi/Akuntansi

5) Kepala bagian administrasi (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

Pendidikan : Sarjana Sospol/Manajemen

6) Kepala bagian umum (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Sospol/Ekonomi

5. Kepala seksi dan karyawan

1) Kepala seksi proses (1 orang)

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 16 orang terdiri dari :
- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)
- 12 orang operator (STM/SLTA)

2) Kepala seksi utilitas (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 16 orang terdiri dari :
- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)
- 12 orang operator (STM/SLTA)

3) Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin

Bawahan : 12 orang terdiri dari :
- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Mesin)
- 8 orang operator (STM/SLTA)

4) Kepala seksi listrik dan instrumentasi (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

Bawahan : 12 orang terdiri dari :
- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Elektro)
- 8 orang operator (STM/SLTA)

- 5) Kepala seksi penelitian dan pengembangan (1 orang)
- Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.
- Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia
- Bawahan : 6 orang, terdiri dari
- 2 orang staf I, S₁ Teknik Kimia / Teknik Mesin
 - 4 orang staf II, D₃ Teknik Kimia / Teknik Mesin
- 6) Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu (1 orang)
- Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.
- Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia
- Bawahan : 13 orang terdiri dari :
- 1 orang staf I (S₁ Teknik Kimia)
 - 4 orang staf II (D₃ MIPA / Analitik)
 - 8 operator (STM / SLTA)
- 7) Kepala seksi keuangan (1 orang)
- Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
- Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi
- Bawahan : 5 orang, terdiri dari
- 1 orang staf I (S₁ Ekonomi/Akuntansi)
 - 1 orang staf II (D₃ Ekonomi / Akuntansi)
 - 3 orang staf III (SMEA)
- 8) Kepala seksi pemasaran (1 orang)
- Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
- Pendidikan : Sarjana Ekonomi
- Bawahan : 4 orang, terdiri dari
- 1 orang staf I (S₁ Ekonomi/Pemasaran)
 - 1 orang staf II (D₃ Ekonomi)

- 2 orang staf III (SMEA)

9) Kepala seksi tata usaha (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Hukum / Ekonomi

Bawahan : 5 orang, terdiri dari
- 2 orang staf II(D₃ Manajemen Perusahaan)
- 3 orang staf III (SLTA)

10) Kepala seksi personalia (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi Industri

Bawahan : 5 orang, terdiri dari
- 2 orang staf II (D₃ Komunikasi / Psikologi)
- 3 orang staf III (SLTA)

11) Kepala seksi humas dan keamanan (1 orang)

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, masyarakat, serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan

Pendidikan : Sarjana Komunikasi / Psikologi / Hukum

Bawahan : 22 orang, terdiri dari
- 2 orang staf II (D₃ Komunikasi)
- 4 orang kepala regu keamanan (SMA)
- 16 orang satpam (SMA)

12) Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja (1 orang)

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

Pendidikan : Dokter

Bawahan : 9 orang, terdiri dari

- 1 orang staf I (Dokter)
- 8 orang pegawai shift (D₃ Hiperkes / Akper)

6. Pembantu

Diperkirakan keperluan tenaga pesuruh dan petugas kebersihan sejumlah 10 orang (SD/SLTP).

Komposisi Karyawan berdasarkan pendidikan :

1. Sarjana (S ₁)	= 27 orang
2. Ahli Madya (D ₃)	= 40 orang
3. SLTA/STM	= 79 orang
4. SD/SLTP	= 10 orang
Jumlah	= 156 orang

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.

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*).

Kerja lembur (*Overtime*)

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

Sistem gaji karyawan

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

Berikut adalah sistem penggajian karyawan :

Tabel 4.1. Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total
1.	Direktur Utama	1	Rp. 10.000.000,00	Rp. 10.000.000,00
2.	Direktur	2	Rp. 8.000.000,00	Rp. 16.000.000,00
3.	Kepala Bagian	6	Rp. 6.000.000,00	Rp. 36.000.000,00
4.	Kepala Seksi	12	Rp. 4.500.000,00	Rp. 54.000.000,00
5.	Kepala Regu (<i>Shift</i>)	20	Rp. 2.000.000,00	Rp. 40.000.000,00
6.	Staf I	6	Rp. 3.500.000,00	Rp. 21.000.000,00
7.	Staf II	16	Rp. 2.000.000,00	Rp. 32.000.000,00
8.	Staf III	11	Rp. 1.500.000,00	Rp. 16.500.000,00
9.	Operator & Keamanan	72	Rp. 1.500.000,00	Rp.108.000.000,00
10.	Pembantu Umum	10	Rp. 1.000.000,00	Rp. 10.000.000,00
	Jumlah =	156		Rp.343.500.000,00

Jam kerja karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan :

1. karyawan non-*shift* (harian)

2. karyawan *shift*

a. 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

b. Jam kerja karyawan *shift*

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi 4 grup, yaitu A, B, C, dan D.

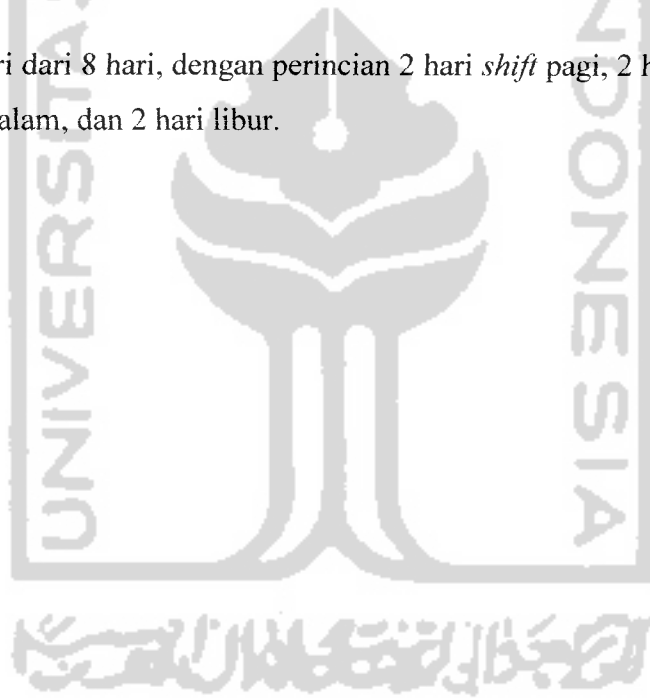
Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

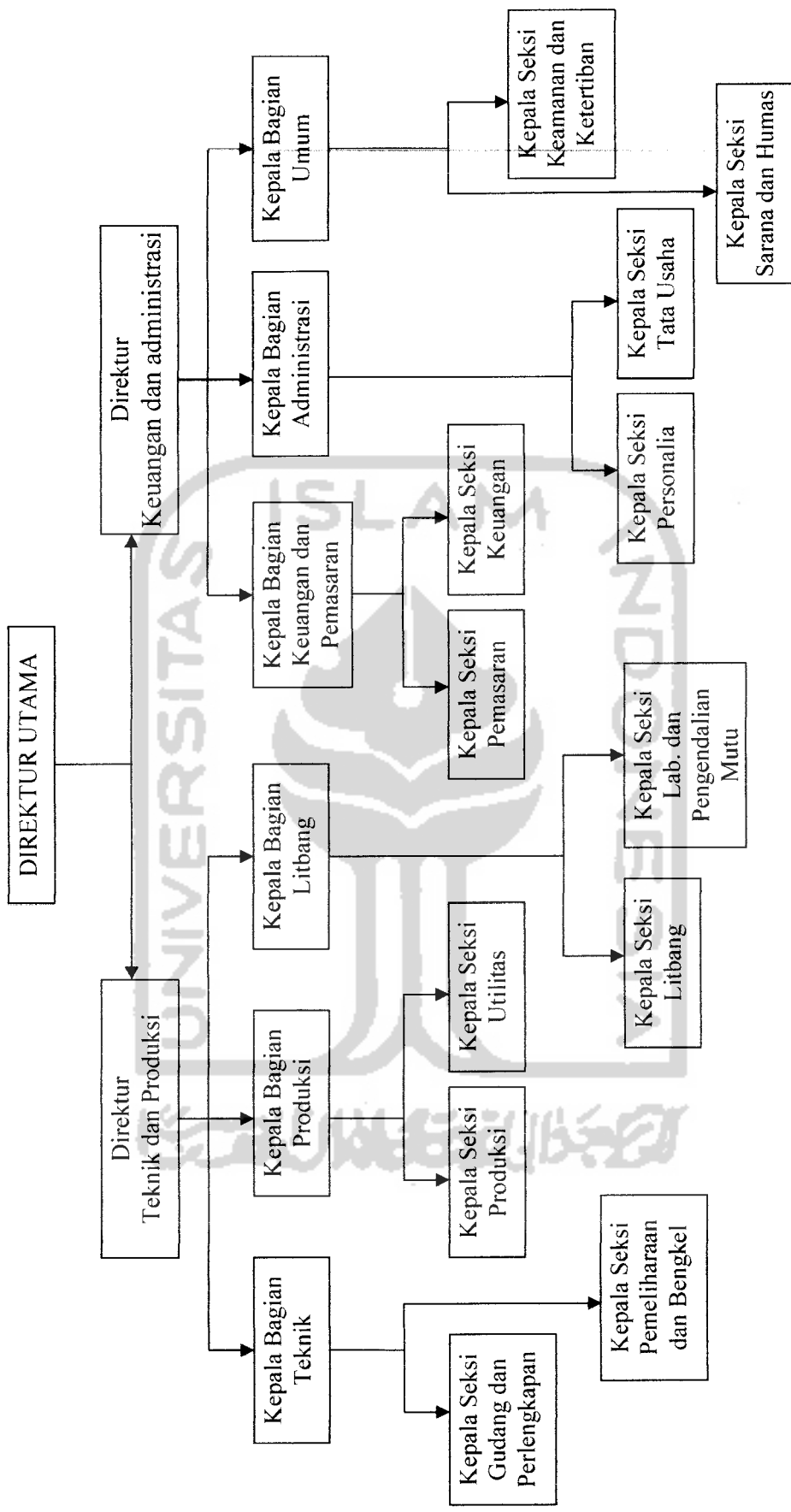
- *shift* pagi (*day shift*) : 07.00 – 15.00
- *shift* sore (*swing shift*) : 15.00 – 23.00
- *shift* malam (*night shift*) : 23.00 – 07.00

Selama 1 hari kerja, hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan 1 *shift* libur. Siklus pergantian *shift* selama 10 hari adalah sebagai berikut :

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	A	A	B	B	C	C	D	D	A	A
Sore	D	D	A	A	B	B	C	C	B	B
Malam	C	C	D	D	A	A	B	B	C	C
Libur	B	B	C	C	D	D	A	A	B	B

1 siklus terdiri dari 8 hari, dengan perincian 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, 2 hari *shift* malam, dan 2 hari libur.





Gambar 4.3. Struktur organisasi

4.8. Evaluasi Ekonomi

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

- A. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- B. Biaya produksi (*Manufacturing Cost*)
 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 2. Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 3. Biaya produksi tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- C. Modal kerja (*Working Capital*)
- D. Pengeluaran umum (*General Expense*)
- E. Analisa keuntungan
- F. Analisa kelayakan

Dalam analisa ekonomi, semua harga diperhitungkan sesuai dengan harga pada tahun evaluasi.

Data-data harga diambil dari :

1. Aries and Newton (1955)
2. Peters and Timmerhaus (1981)
3. Ulrich (1984)

Indeks harga yang digunakan adalah *Chemical Plant Cost Index* (CEP Index) Aries & Newton, Ulrich dan Peters & Timmerhaus. Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2010, dengan menggunakan *trend analisis* diperoleh *annual indeks* pada tahun 2010 sebesar 711 (Aries & Newton), 478 (Ulrich), 632 (Peters & Timmerhaus).

Perkiraan harga peralatan pada tahun evaluasi dihitung dengan persamaan

$$\text{Harga alat pada tahun 2010} = E_x \cdot (Y_x / N_x) \quad \dots(1)$$

(Aries and Newton, 1955)

dengan :

Y_x = Indeks harga pada tahun evaluasi

E_x = harga pada tahun x

N_x = indeks harga pada tahun x

Nilai tukar \$ 1 = Rp 9.500,-

Harga suatu alat untuk jenis yang sama dengan kapasitas yang berbeda dihitung dengan menggunakan *six-tenths factor*:

$$E_B = E_A \cdot \left(\frac{C_B}{C_A} \right)^{0.6} \quad \dots(2)$$

dengan :

E_A = harga alat A

E_B = harga alat B

C_A = kapasitas alat A

C_B = kapasitas alat B

PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI

Perhitungan pekerja berdasarkan pada :

- 95% pekerja Indonesia
- 5% pekerja asing
- Upah pekerja Indonesia : Rp 10.000,-/man hour
- Upah pekerja asing : \$ 45/man hour

- 1 man hour asing : 3 man hour Indonesia
- Nilai kurs \$1 : Rp 9.500,-

A. MODAL TETAP (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.2. Harga alat

No	Nama alat	kode	Jml	Harga satuan	Harga Total
				\$	\$
1	Reaktor	R	1	587.492,96	587.492,96
2	Menara distilasi – 01	MD-01	1	46.287,32	46.287,32
3	Menara distilasi – 02	MD-02	1	14.242,25	14.242,25
4	Separator drum – 01	SD-01	1	1.780,28	1.780,28
5	Separator drum – 02	SD-02	1	1.780,28	1.780,28
6	Separator drum – 03	SD-03	1	1.780,28	1.780,28
7	Tangki Penyimpan – 01	TP-01	3	204.732,29	614.197,18
8	Tangki Penyimpan – 02	TP-02	1	178.028,17	178.028,17
9	Tangki Penyimpan – 03	TP-03	3	160.225,35	160.225,35
10	Akumulator – 01	AC-01	1	6.230,99	6.230,99
11	Akumulator – 02	AC-02	1	12.461,97	12.461,97
12	Akumulator – 03	AC-03	1	4.450,70	4.450,70
13	Pompa – 01	P-01	1	1.422,00	1.422,00
14	Pompa - 02	P-02	1	1.422,00	1.422,00
15	Pompa – 03	P-03	1	829,50	829,50
16	Pompa – 04	P-04	1	829,50	829,50
17	Pompa – 05	P-05	1	2.330,50	2.330,50
18	Pompa – 06	P-06	2	39,50	39,50
19	Pompa – 07	P-07	1	1.204,75	1.204,75
20	Pompa – 08	P-08	1	1.224,50	1.224,50
21	Pompa – 09	P-09	1	1.185,00	1.185,00
22	Heat exchanger – 01	HE-01	1	3.382,54	3.382,54
23	Heat exchanger – 02	HE-02	1	3.378,59	3.378,59
24	Heat exchanger – 03	HE-03	1	3.560,56	3.560,56
25	Heat exchanger – 04	HE-04	1	3.204,51	3.204,51
26	Heat exchanger – 05	HE-04	1	3.738,59	3.738,59
27	Heat exchanger – 06	HE-04	1	8.545,35	8.545,35
28	Condensor – 01	CD-01	1	4.272,68	4.272,68
29	Condensor – 02	CD-02	1	5.518,87	5.518,87
30	Condensor – 03	CD-03	1	3.738,59	3.738,59
31	Vaporizer – 01	V-01	1	1.958,31	1.958,31
32	Vaporizer – 02	V-02	1	14.242,25	14.242,25
33	Vaporizer – 03	V-03	1	12.461,97	12.461,97

34	Reboiler – 01	RB-01	1	49.874,89	49.847,89
35	Reboiler – 02	RB-02	1	28.484,51	28.484,51
36	Kompresor – 01	C-01	1	446.133,33	446.133,33
37	Kompresor – 02	C-02	1	143.400,00	143.400,00
38	Kompresor – 03	C-03	1	10.356,67	10.356,67
39	Kompresor – 04	C-04	1	33.460,00	33.460,00
40	Kompresor – 05	C-05	1	796.666,67	796.666,67
41	Expander valve – 01	EV-01	2	1.958,31	3.916,62
42	Expander valve – 02	EV-02	1	854,54	854,54
43	Expander valve – 03	EV-03	1	356,06	356,06
45	Expander valve – 05	EV-05	1	854,54	854,54
	Total				3.542.838,46

Delivered Equipment Cost (DEC) = \$ 4.428.584,21

2. Ongkos Instalasi = Rp 718.015.282,42 + \$ 446.397,66

3. Ongkos Pemipaan = Rp 830.205.170,29 + \$ 1.801.533,41

4. Ongkos Instrumentasi = Rp 134.627.865,45 + \$ 860.909,77

5. Ongkos Isolasi = Rp 112.189.887,88 + \$ 145.142,25

6. Ongkos Instalasi listrik = Rp 112.189.887,88 + \$ 363.140,95

7. Ongkos pembelian tanah dan perbaikan
 = Rp 9.000.000.000,00

8. Ongkos pembuatan bangunan dan perlengkapan
 = Rp 4.000.000.000,00

9. Utilitas = \$ 1.035.578,47

PHYSICAL PLANT COST (PPC) = Rp 18.272.924.630,24 + \$ 8.852.303,63

10. Engineering and Construction (20 % PPC)
 = Rp 3.654.584.946,05 + \$ 1.770.460,73

DIRECT PLANT COST (DPC) = Rp 21.927.509.676,29 + \$10.622.764,36

11. Contractor's fee (10 % DPC) = Rp 2.192.750.967,63 + \$ 1.035.276,44

12. Contingency (15 % DPC)	= Rp 3.289.126.451,44 + \$ 1.539.414,65
<i>FIXED CAPITAL COST (FCC)</i>	= Rp 22.409.938.095,37 + \$ 13.278.455,45

A. MODAL KERJA (*Working Capital*)

1. <i>Raw Material Inventory</i>	= \$ 518.680,88
2. <i>In Process Inventory</i>	= Rp 18.672.913,57 + \$ 25.155,74
3. <i>Product Inventory</i>	= Rp 560.187.406,98 + \$ 754.672,05
4. <i>Extended Credit</i>	= \$ 2.849.6269,80
5. <i>Available Cash</i>	= Rp 1.027.010.246,13 + \$ 1.383.565,43
<i>WORKING CAPITAL (WC)</i>	= Rp 1.605.870.566,68 + \$ 4.653.020,03
<i>TOTAL CAPITAL INVESTMENT</i>	= <i>WC + FCC</i>
	= Rp 29.015.257.662,05 + \$ 17.931.475,48

B. BIAYA PRODUKSI (*Manufacturing Cost*)

Pabrik etil klorid ini beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun.

1. Harga Bahan Dasar	= \$ 11.410.979,34
2. Buruh (<i>operating labour</i>)	= Rp 1.536.000.000,00
3. Supervisi	= Rp 307.200.000,00
4. <i>Maintenance cost</i>	= Rp 2.466.844.838,58 + \$ 1.195.060,99
5. <i>Plant Supplies</i>	= Rp 370.026.725,79 + \$ 179.259,34
6. <i>Royalties and patent</i>	= \$ 896.265.,65
7. Utilitas	= Rp 2.698.431.066,85

DIRECT MANUFACTURING COST = Rp 7.378.502.631,22 + \$ 13.681.565,12

8. *Payroll overhead* = Rp 276.480.000,00

9. *Laboratory* = Rp 184.320.000,00

10. *Plant overhead* = Rp 921.600.000,00

11. *Packaging and shipping* = \$ 1.195.020,87

INDIRECT MANUFACTURING COST

= Rp 1.382.400.000,00 + \$ 1.195.020,87

13. *Depreciation* = Rp 2.274.938.709,54 + \$ 1.327.845,55

14. *Property tax* = Rp 548.187.741,91 + \$ 265.569,11

15. *Insurance* = Rp 274.093.870,95 + \$ 132.784,55

MANUFACTURING COST = Rp 12.324.122.953,62 + \$ 16.602.785,20

C. PENGELUARAN UMUM (*General Expense*)

1. *Administrasi* = \$ 896.265,65

2. *Sales Expense* = \$ 2.688.796,95

3. *Research* = \$ 1.195.020,87

4. *Finance* = Rp 902.575.141,20 + \$ 631.004,66

General Expense (GE) = Rp 902.575.141,20 + \$ 5.411.088,13

Total Cost = MC + GE

= Rp 13.226.698.094,81 + \$ 22.013.873,33

D. ANALISA KEUNTUNGAN

Sales Price (S_a) = Rp 283.817.455.722,24

Total Cost = Rp 222.358.494.712,88

Keuntungan sebelum pajak = Rp 61.458.961.009,36

Pajak Pendapatan = 50 %

Keuntungan sesudah pajak = Rp 30.729.480.504,68

E. ANALISA KELAYAKAN

a. *Percent Return on Investment (ROI)*

ROI adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan. Persamaan untuk ROI adalah:

$$P_{rb} = \frac{P_b \cdot r_a}{I_f} \quad \dots(3)$$

$$P_{ra} = \frac{P_a \cdot r_a}{I_f} \quad \dots(4)$$

dengan :

P_{rb} = ROI sebelum pajak, dinyatakan dalam desimal

P_{ra} = ROI setelah pajak, dinyatakan dalam desimal

P_b = Keuntungan sebelum pajak persatuan produksi

P_a = Keuntungan setelah pajak persatuan produksi

r_a = Kapasitas produksi tahunan

I_f = *Fixed capital investment*

Besar kecilnya ROI bervariasi tergantung pada derajat resiko atau kemungkinan kegagalan yang terjadi. Untuk pabrik kimia yang beresiko tinggi, ROI sebelum pajak minimum yang disyaratkan adalah 44%.

- ROI sebelum pajak = 44,97 %
- ROI setelah pajak = 22,49 %

b. Pay Out Time (POT)

POT merupakan jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan dengan mempertimbangkan depresiasi. Berikut adalah persamaan untuk POT:

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{I_f}{P_b \cdot r_a + 0,1 \cdot I_f} \quad \dots(5) \\ &= 1,82 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT setelah pajak} &= \frac{I_f}{P_a \cdot r_a + 0,1 \cdot I_f} \quad \dots(6) \\ &= 3,08 \text{ tahun} \end{aligned}$$

c. Break Even Point (BEP)

BEP merupakan titik perpotongan antara garis *sales* dengan *total cost*, yang menunjukkan tingkat produksi dimana *sales* akan sama dengan *total cost*. Pengoperasian pabrik di bawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan pengoperasian pabrik di atas kapasitas produksi tersebut, maka pabrik akan untung. BEP dinyatakan dengan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0,3 \cdot R_a}{S_a - V_a - 0,7 \cdot R_a} \times 100\% \quad \dots(7)$$

dengan :

Fa = *Fixed expense* tahunan pada produksi maksimum

Ra = *Regulated expense* tahunan pada produksi maksimum

Sa = *Sales* pada produksi maksimum

Va = *Variable expense* tahunan pada produksi maksimum

1. *Fixed expense*

▪ <i>Depreciation</i>	= Rp	15.355.471.387,19
▪ <i>Property tax</i>	= Rp	3.071.094.277,44
▪ <i>Insurance</i>	= Rp	<u>1.535.547.138,72</u> +
Fa	= Rp	19.962.112.803,35

2. *Variable expense*

▪ <i>Raw material</i>	= Rp	108.408.303.683,31
▪ <i>Royalties and patent</i>	= Rp	8.514.523.61,67
▪ <i>Packaging, shipping</i>	= Rp	11.352.698.228,89
▪ <i>Utilities</i>	= Rp	<u>2.698.431.066,85</u> +
Va	= Rp	130.969.956.650,72

3. *Regulated expense*

▪ <i>Labor</i>	= Rp	1.536.000.000,00
▪ <i>Supervision</i>	= Rp	307.200.000,00
▪ <i>Maintenance</i>	= Rp	13.819.924.248,47
▪ <i>Plant supplies</i>	= Rp	2.072.988.637,27
▪ <i>Plant overhead</i>	= Rp	921.600.000,00
▪ <i>Payroll overhead</i>	= Rp	276.480.000,00

▪ <i>Laboratory</i>	= Rp	921.600.000,00
▪ <i>Administrations</i>	= Rp	8.514.523.671,67
▪ <i>Finance</i>	= Rp	6.897.119.457,52
▪ <i>Sales Expense</i>	= Rp	25.543.571.015,00
▪ <i>Research</i>	= Rp	11.352.698.228,89 +
Ra	= Rp	72.163.705.258,81

$$\text{BEP} = 40,66 \%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah suatu tingkat produksi dimana pada kondisi ini, menutup pabrik lebih menguntungkan daripada mengoperasikannya. Keadaan ini terjadi bila *output* turun sampai di bawah BEP dan pada kondisi dimana *fixed expense* sama dengan selisih antara *total cost* dan *total sales*. SDP dinyatakan dengan persamaan berikut

:

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \cdot R_a}{S_a - V_a - 0,7 \cdot R_a} \times 100\% \quad \dots(8)$$
$$= 21,16 \%$$

e. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCF dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 tahun).

Rate of return based on discounted cash flow adalah laju bunga maksimum dimana suatu pabrik (proyek) dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada

bank selama umur pabrik. DCF didapat dengan *trial and error* dengan persamaan

$$FC + WC = C \cdot \left[\frac{1}{(1+i)} + \frac{1}{(1+i)^2} + \frac{1}{(1+i)^3} + \dots + \frac{1}{(1+i)^{10}} \right] + \frac{WC + SV}{(1+i)^{10}} \quad \dots(9)$$

dengan :

FC = *Fixed capital investment*

= Rp 153.554.713.871,89

WC = *Working capital*

= Rp 45.809.560.827,19

C = *Annual cash flow*

= *profit after tax + finance + depreciation*

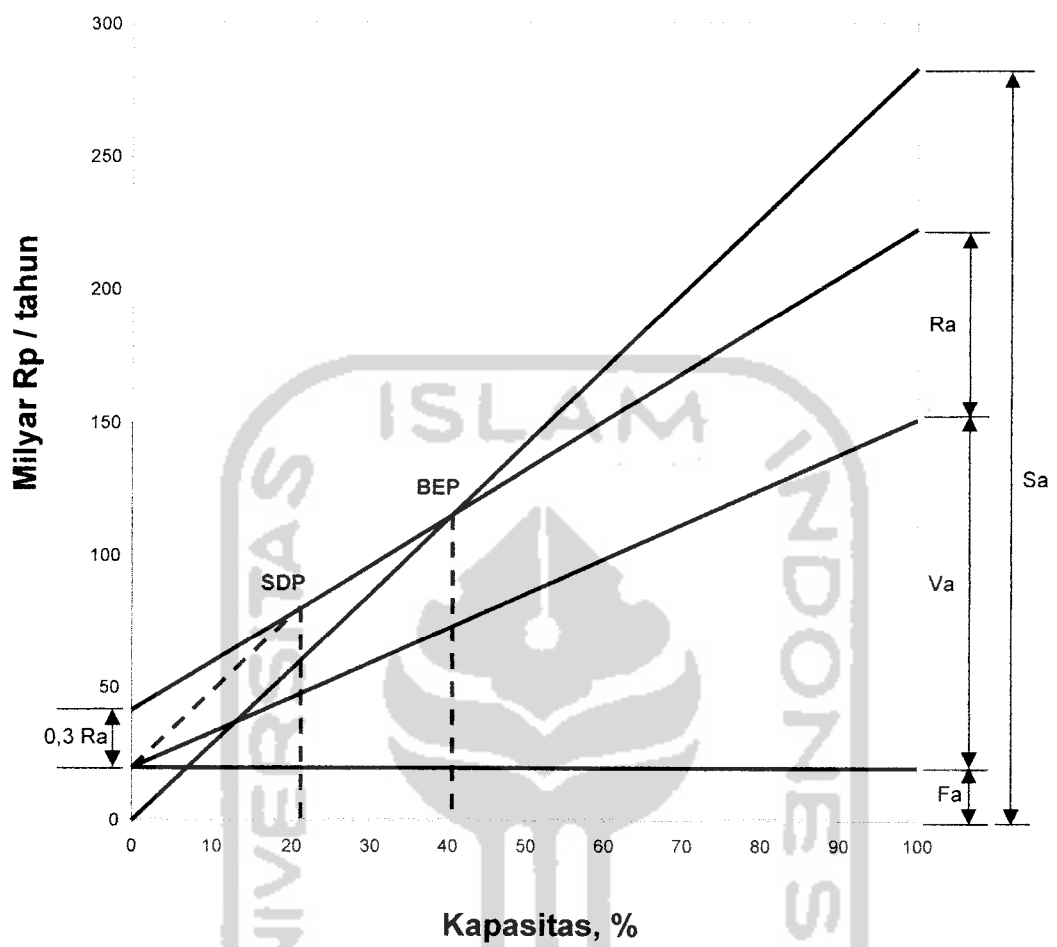
= Rp 52.592.071.349,39

SV = *Salvage value (10% x FC)*

= Rp 9.000.000.000,00

Dengan *trial and error* diperoleh $i = \text{DCF} = 24,48 \%$

Break Even Point Chart



Gambar 4.4 Grafik Break Even Point (BEP)

BAB V

KESIMPULAN

Pabrik etil klorida digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi karena beroperasi pada tekanan dan suhu tinggi, bahan korosif. Evaluasi ekonomi terhadap pabrik ini, diperoleh hasil sebagai berikut :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) : Rp 27.409.387.095,37 + \$ 13.278.455,45
2. Modal Kerja (*Working Capital*) : Rp 1.608.870.566,68 + \$ 4.653.020,03
3. *Manufacturing Cost* : Rp 12.324.122.953,62 + \$ 16.602.785,80
4. *General Expense* : Rp 902.575.141,20 + \$ 1.726.199,21
5. Keuntungan sebelum pajak : Rp 61.458.961.009,36/tahun
6. Keuntungan sesudah pajak : Rp 30.729.480.504,68/tahun
7. *Percent Return on Investment (ROI) before tax* : 40.02 %
(ROI before tax untuk pabrik berisiko tinggi minimal 44%),
(Aries & Newton, 1955).
8. *Percent Return on Investment (ROI) after tax* : 20.01%
9. *Pay Out Time (POT) before tax* : 2.00 tahun
Pay Out Time (POT) after tax : 3.33 tahun
(POT before tax untuk pabrik berisiko tinggi maksimum 2 tahun),
(Aries & Newton, 1955).
10. *Break Even Point (BEP)* : 40.66 %
(BEP pabrik kimia pada umumnya 40-60 %).

11. *Shut Down Point* (SDP) : 21.16%

12. *Discounted Cash Flow* (DCF) : 24.48%

(DCF yang diharapkan 1,5 x bunga pinjaman).

13. *Lang factor* : 4.56

(*Lang factor* untuk proses gas 5), (Aries & Newton, 1955).

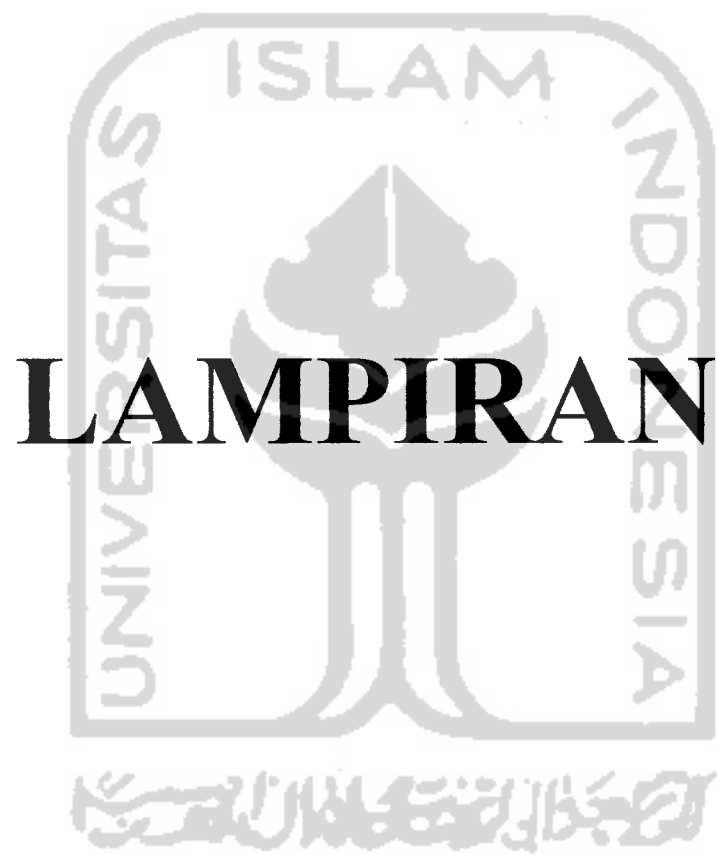
Dari hasil analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik etil klorida dari etilen dan hidrogen klorida dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini, perlu untuk dikaji lebih lanjut.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, New York.
- Brown, G.G., 1950, "*Unit Operation*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "*Chemical Engineering*", Vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Evans, F.L., 1979, "*Equipment Design Handbook*", Vol. 1, 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1957, "*Industrial Chemistry*", John Wiley and Sons, London.
- Holman, J. P., 1988, "*Perpindahan Kalor*", alih bahasa Jasifi E., edisi ke-6, Erlangga, Jakarta.
- Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*", McGraw-Hill International Book Company, Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3rd ed., Vol. 4, the Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, "*Applied Process Design and Petrochemical Plants*", Vol. 1 – 3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc. Ketta, G. and Cunningham W. A., 1979, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", Marcel Dekker Inc., New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1984, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 6th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1980, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*", 3rd ed., McGraw-Hill, Auckland.
- Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

- Rase, H.F., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques*", John Wiley and Sons, Inc. New York.
- Rase, H.F. and Barrow, M.H., 1957, "*Project Engineering of Process Plants*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Smith, J.M., 1981, "*Chemical Engineering Kinetic*", McGraw-Hill Book Company Kogakusha, Ltd., Tokyo
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1975, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Kogakusha, Tokyo.
- Treybal, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Thodoz, G. and Stutzman, L. F., 1958, "*Reaction kinetics Studies Of Ethylchloride*", I. E. C., volume 50 no. 3, april 1958.
- Ulrich, G.D., 1984, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Wahyudi, B. S., dan agus Prasetya, 1997, "*Pemodelan Matematis dan Penyelesaian Numeris dalam Teknik Kimia*", ed. 1, Andi, Yogyakarta.
- Walas, Stanley's., 1988, "*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Erworths, London.
- Yaws, Carl. L 1999, "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill Company, New York.



LAMPIRAN

REAKTOR

Tugas : Mereaksikan 2785,32 kg/jam etilen dengan 3620,00 kg/jam hidrogen klorid menjadi 2692,63 kg/jam etil klorid.

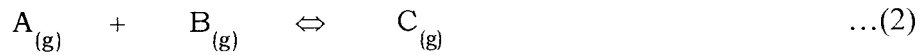
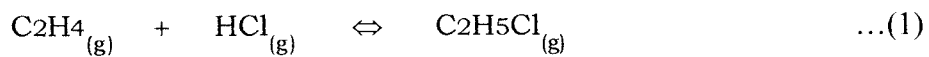
Jenis : Reaktor Katalitik *Fixed Bed Multitube*.

Menurut studi yang dilakukan oleh Thodoz dan Stutzman yang dimuat di dalam Majalah *Industrial and Engineering Chemistry* Volume 50 Nomor 3, Maret 1958 yang dikutip oleh J. M. Smith dalam buku *Chemical Engineering Kinetics* edisi ketiga halaman 384 dan Walas dalam buku *Reaction Kinetics for Chemical Engineers* edisi Internasional halaman 175 – 176, kondisi operasi reaksi pembuatan etil klorid dari etilen dan hidrogen klorid adalah :

Suhu	:	130 – 200 °C
Tekanan	:	28.2 atm
Fase	:	Gas
Katalisator	:	ZrOCl ₂ .8H ₂ O
	Bentuk	: butiran
	Diameter	: 0.003175 m
	<i>Bulk Density</i>	: 5490 kg/m ³
Reaksi	:	Eksotermis

Reaktan mendifusi ke katalis dan reaksi terjadi pada permukaan katalis. Reaktor beroperasi secara *non-isothermal non-adiabatis*. Reaksi bersifat sangat eksotermis sehingga diperlukan media pendingin berupa *Mineral Oil*. Reaktan masuk pada suhu 130 °C dan tekanan 28.2 atm. Sedangkan *Mineral oil* sebanyak 20.000 kg/jam masuk pada suhu 120 °C dengan aliran *cocurent* terhadap aliran reaktan. Konversi yang didapat adalah 40 %, karena masih ada sebagian reaktan yang belum bereaksi maka diperlukan *recycle* reaktan dari hasil atas menara distilasi 2.

Mekanisme reaksi etilen dengan hidrogen klorid menjadi etil klorid dikontrol oleh reaksi permukaan (*surface reaction controlling*). Persamaan reaksi yang terjadi adalah :

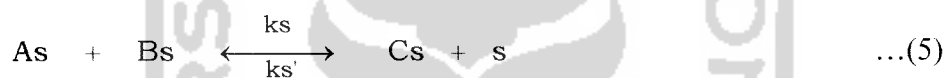


Reaksi dengan katalis *Zirconium Oxychloride* ini mengikuti mekanisme Langmuir – Heinshelwood (Smith, 1981 halaman 360)

Adsorpsi :



Reaksi permukaan :



Desorpsi :



Reaksi di atas mempunyai persamaan reaksi :

$$(3) \quad r_A = k_A \cdot P_A \cdot \theta_V - k_A' \cdot \theta_A = k_A \cdot (P_A \cdot \theta_V - \theta_A / K_A) \text{ dengan } K_A = k_A' / k_A$$

$$(4) \quad r_B = k_B \cdot P_B \cdot \theta_V - k_B' \cdot \theta_B = k_B \cdot (P_B \cdot \theta_V - \theta_B / K_B) \text{ dengan } K_B = k_B' / k_B$$

Pada kesetimbangan $r_A = 0$ dan $r_B = 0$ sehingga :

$$r_A = k_A \cdot (P_A \cdot \theta_V - \theta_A / K_A) = 0$$

$$P_A \cdot \theta_V = \theta_A / K_A$$

$$\theta_A = K_A \cdot P_A \cdot \theta_V \quad \dots(7)$$

analog

$$\theta_B = K_B \cdot P_B \cdot \theta_V \quad \dots(8)$$

Reaksi (5) adalah reaksi permukaan yang paling berpengaruh

$$r_S = k_S \cdot \theta_A \cdot \theta_B - k_S' \cdot \theta_C \cdot \theta_V \quad \dots(9)$$

$$r_S = k_S \cdot (\theta_A \cdot \theta_B - \theta_C \cdot \theta_V / K_S) \text{ dengan } K_S = k_S' / k_S$$

Reaksi (6) adalah reaksi desorpsi

$$\begin{aligned}
 -r_c &= k_c \cdot P_c \cdot \theta_c - k_c' \cdot \theta_c \\
 -r_c &= k_c \cdot (P_c \cdot \theta_v - \theta_c / K_c) \text{ dengan } K_c = k_c / k_c' \quad \dots(10)
 \end{aligned}$$

Pada keseimbangan $r_c = 0$

$$\begin{aligned}
 -r_c &= k_c \cdot (P_c \cdot \theta_v - \theta_c / K_c) = 0 \\
 P_c \cdot \theta_v &= \theta_c / K_c \\
 \theta_c &= K_c \cdot P_c \cdot \theta_v \quad \dots(11)
 \end{aligned}$$

Analog untuk inert $\theta_i = K_i \cdot P_i \cdot \theta_v \quad \dots(12)$

Persamaan (7), (8), (11) dan (12) disubstitusikan ke persamaan (9)

$$\begin{aligned}
 r_s &= k_s \cdot \left[(K_A \cdot P_A \cdot \theta_v)(K_B \cdot P_B \cdot \theta_v)(K_C \cdot P_C \cdot \theta_v) \theta_v / K_S \right] \\
 r_s &= k_s \cdot K_A \cdot K_B \cdot \theta_v^2 \cdot \left(P_A \cdot P_B - \frac{K_C \cdot P_C}{K_S \cdot K_A \cdot K_B} \right) \quad \dots(13)
 \end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan Kr

$$\begin{aligned}
 K_r &= \frac{P_c}{P_A \cdot P_B} = \frac{\theta_c / (K_c \cdot \theta_v)}{\left(\frac{\theta_A}{K_A \cdot \theta_v} \right) \cdot \left(\frac{\theta_B}{K_B \cdot \theta_v} \right)} = \left(\frac{\theta_c \cdot \theta_v}{\theta_A \cdot \theta_B} \right) \cdot \left(\frac{K_A \cdot K_B}{K_c} \right) \\
 K_r &= K_S \cdot \frac{K_A \cdot K_B}{K_C} \\
 k &= k_s \cdot K_A \cdot K_B \text{ dan } K_S = \frac{\theta_c \cdot \theta_v}{\theta_A \cdot \theta_B}
 \end{aligned}$$

dengan penyederhanaan di atas persamaan (13) di atas menjadi :

$$r_s = k \cdot \theta_v^2 \cdot (P_A \cdot P_B - P_C / K_r) \quad \dots(14)$$

karena $\theta_v + \theta_A + \theta_B + \theta_C + \theta_i = 1$

$$\begin{aligned}
 \theta_v + K_A \cdot P_A \cdot \theta_v + K_B \cdot P_B \cdot \theta_v + K_C \cdot P_C \cdot \theta_v + K_I \cdot P_I \cdot \theta_v &= 1 \\
 \theta_v \cdot (1 + K_A \cdot P_A + K_B \cdot P_B + K_C \cdot P_C + K_I \cdot P_I) &= 1 \\
 \theta_v &= \frac{1}{(1 + K_A \cdot P_A + K_B \cdot P_B + K_C \cdot P_C + K_I \cdot P_I)}
 \end{aligned}$$

maka persamaan (14) menjadi :

$$r_S = \frac{k(P_A \cdot P_B - P_C / K_S)}{(1 + K_A \cdot P_A + K_B \cdot P_B + K_C \cdot P_C + K_I \cdot P_I)^2} \quad \dots(15)$$

dengan :

r_S = kecepatan reaksi, lbmol/jam/lb.kat

P_A = tekanan parsial etilen, atm

P_B = tekanan parsial hidrogen klorid, atm

P_C = tekanan parsial etil klorid, atm

T = suhu katalisator, °K

k = konstanta kecepatan reaksi, lbmol/jam/lb.kat/atm²

K = konstanta kesetimbangan reaksi, atm⁻¹

K_A = konstanta kesetimbangan adsorpsi etilen, atm⁻¹

K_B = konstanta kesetimbangan adsorpsi hidrogen klorid, atm⁻¹

K_C = konstanta kesetimbangan adsorpsi etil klorid, atm⁻¹

K_I = konstanta kesetimbangan adsorpsi *inert*, atm⁻¹

Harga – harga tersebut berdasarkan eksperimen Thodoz dan Stutzman yang dikutip Walas dalam buku *Reaction Kinetics for Chemical Engineers* edisi Internasional halaman 175 – 176 merupakan fungsi suhu :

$$\ln K = \frac{a}{T} + b \quad \dots(16)$$

dengan suhu dalam R, harga – harga a dan b tercantum dalam tabel :

	K	K_A	K_B	K_I
a	-11778	-7026	-8037	-2829
b	15,211	10,108	11,456	3,833

	K_C	K
a	-5060	+2925
b	7,809	-4,96

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

Asumsi :

- Kondisi *steady state* sudah tercapai
- Perpindahan massa karena difusi diabaikan
- Gas dianggap mengikuti hukum gas ideal
- Panas hilang ke lingkungan diabaikan
- Suhu dalam katalis seragam

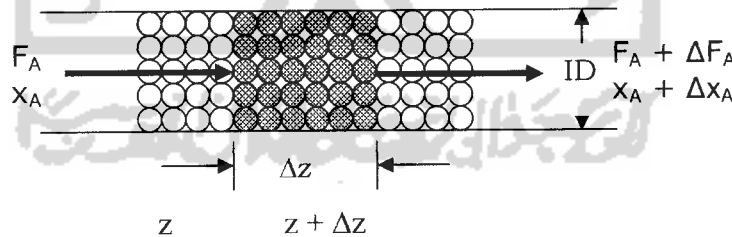
A. NERACA MASSA

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial ($D/D_p = 8 - 50$) (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan ($L/D_p \geq 100$) (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan
4. *Steady state*

Penyusunan model neraca massa dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi x_A

$$\begin{aligned} \text{Elemen Volum} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta z \\ &= A \times \Delta z \end{aligned}$$



Neraca massa A (C₂H₄) di fase gas pada elemen volume setebal ΔZ.

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$(F_A|_z) - \left(F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta z \right) = 0$$

$$\frac{(F_A|_z) - (F_A|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

jika $\Delta z \rightarrow 0$ maka diperoleh :

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

karena $F_A = F_{A0} (1 - x_A)$

$$dF_A = - F_{A0} dx_A$$

didapat :

$$\frac{dx_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \quad \dots(18)$$

dengan

$\rho_B =$ bulk density dari katalisator, kg/m^3

ID = diameter dalam pipa, m

B. NERACA PANAS

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien suhu ke arah radial ($D/D_p = 8 - 50$) (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan ($L/D_p \geq 100$) (Rase, 1977)
3. Gradien suhu intra partikel dan interfase diabaikan
4. *Steady state*
5. Kapasitas panas gas (C_p) dan viskositas gas (μ) merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak

Penyusunan model neraca panas dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi X_A , suhu gas T

a. Neraca panas fase gas pada elemen volume

(rate of input) – (rate of output) + heat of reaction = (rate of acc.)

$$[H]_z - [(H)_{z+\Delta z} + U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_p)] + F_{A0} \cdot \Delta x_A \cdot (-\Delta H_R) = 0$$

$$\frac{H|_{z+\Delta z} - H|_z}{\Delta z} = F_{A0} \cdot \frac{\Delta x_A}{\Delta z} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_p)$$

Jika diambil $\Delta z \rightarrow 0$ maka :

$$\frac{dH}{dz} = F_{A0} \cdot \frac{dx_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_p)$$

$$\sum (F_i \cdot Cp_i) \cdot \frac{dT}{dz} = F_{A_0} \cdot \frac{dx_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A_0} \cdot \frac{dx_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{\sum (F_i \cdot Cp_i)} \quad \dots(19)$$

dengan :

- T = Suhu gas, K
 T_p = Suhu pendingin, K
 F_i = Kecepatan aliran massa komponen i, kgmol/jam
 F_{A₀} = Kecepatan aliran massa komponen A, kgmol/jam
 Cp_i = Kapasitas panas komponen i, kcal/kgmol/K
 N_t = Jumlah pipa
 U_D = Koef. transfer panas overall, kcal/j/m²/°C

b. Neraca panas pada pendingin

Asumsi :

1. Arah aliran pendingin *cocurent*
2. *Steady state*

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$m \cdot Cps \cdot T_p|_z - m \cdot Cps \cdot T_p|_{z+\Delta z} + U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta z \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_p) = 0$$

$$\frac{T_p|_{z+\Delta z} - T_p|_z}{\Delta z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T)}{m \cdot Cp}$$

Jika diambil $\Delta z \rightarrow 0$ maka :

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T_p - T)}{m \cdot Cp} \quad \dots(20)$$

dengan :

- M = Kecepatan aliran massa pendingin, kgmol/jam
 Cp = Kapasitas panas pendingin, kcal/kgmol/K

C. *PRESSURE DROP*

a. *Pressure Drop dalam Tube*

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Walas, 1959 halaman 194) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot Dp} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{Dp} + 1,75G \right] \quad \dots(21)$$

dengan :

- dP = *pressure drop*, lb/ft²
- dz = tebal tumpukan katalisator, ft
- G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/j.ft²
- ρ = densitas gas, lb/cuft
- Dp = diameter ekivalen katalisator, ft
- g = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/j²
- ε = porositas tumpukan katalis
- μ = viskositas gas, lb/j/ft

b. *Pressure Drop dalam Shell*

Pressure drop dalam *shell* dihitung menggunakan persamaan Kern. (Kern, 1965 halaman 147)

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot 12 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot B_s \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad \dots(22)$$

dengan :

- ΔPs = *pressure drop* dalam *shell*, psi
- L = panjang *shell*, ft
- Gs = kecepatan aliran massa dalam *shell*, lb/j.ft²
- Ds = diameter dalam *shell*, ft
- De = diameter ekivalen, ft
- Bs = jarak baffle, ft
- S = specific gravity
- f = faktor friksi f(Res), ft²/in²
- φs = viscosity ratio

DATA DAN ESTIMASI SIFAT-SIFAT FISIS

1. Berat Molekul Rata-Rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^N y_i \cdot BM_i \quad \dots(23)$$

dengan :

y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = berat molekul komponen i

2. Densitas Gas (ρ_G)

$$\rho_G = \frac{(t + 273) \cdot P \cdot BM_G}{22,4 \cdot R \cdot T} \quad \dots(24)$$

dengan :

P = tekanan total, atm

BM_G = berat molekul rata-rata gas, kg/kmol

3. Viskositas Gas (μ_G)

$\mu_G = A + BT + CT^2$ dengan konstanta A, B dan C sebagai berikut :

Komp.	$A \cdot 10^5$	$B \cdot 10^7$	$C \cdot 10^{11}$
C ₂ H ₄	0,3586	3,513	-8,055
C ₂ H ₆	0,5576	3,064	-5,307
HCl	-9,554	5,445	-9,656
H ₂ O	-3,189	4,145	-0,8272

Untuk C₂H₅Cl didekati dengan persamaan :

$$\mu_i = \frac{27 \cdot 10^{-5} \cdot BM_G^{1/3} \cdot T_G^{3/2}}{V_B^{2/3} \cdot (T_G + 1,47 \cdot T_B)} \quad \text{(Perry, 1974)} \quad \dots(25)$$

di mana : $T_B = 385,27 \text{ K}$

$$BM = 64,5$$

$$V_B = 2(14,8) + 5(3,7) + 24,6$$

$$= 72,7$$

maka :

$$\mu_i = \frac{27 \cdot 10^{-5} \cdot (64,5)^{1/3} \cdot T_G^{3/2}}{72,7^{2/3} \cdot (T_G + 1,47 \cdot 285,27)}, \text{ poise}$$

sedangkan untuk viskositas campuran gas :

$$\mu_M = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot BM_i^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}} \cdot 360, \text{ kg/j/m}$$

(Perry, 1984 Halaman 3-279) ... (26)

dengan :

μ_i = viskositas gas, kg/j/m

BM_i = berat molekul komponen i, kg/kgmol

y_i = fraksi mol komponen i

4. Panas Reaksi (ΔH_R)

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \int_{298}^T \Delta C_p dT, \text{ kcal/kgmol} \quad \dots (27)$$

$$\Delta H_R^0 = -16.000 \text{ kcal/kgmol} \quad (\text{Kirk and Othmer})$$

Data kapasitas panas komponen (C_p)

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (\text{Perry, 1981}) \quad \dots (28)$$

Nilai konstanta A, B, C, dan D untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

Komp	A	B	C	D
C2H4	3.806	0.157	-8.35E-05	1.76E-08
HCl	30.291	-0.007	1.25E-05	-3.90E-09
C2H6	5.409	0.178	-6.94E-05	8.17E-09
C2H5Cl	-0.553	0.261	-1.84E-04	5.47E-08
H2O	32.243	0.002	1.06E-05	-3.60E-09

Kapasitas panas campuran gas dihitung dengan persamaan :

$$C_{p_G} = \sum_{i=1}^N y_i \cdot C_{p_i} \quad \dots(29)$$

dengan :

C_{p_G} = kapasitas panas campuran gas, kJ/kmol.K

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

$$\Delta A = -8,306$$

$$\Delta B = 27,12$$

$$\Delta C = -27,71$$

$$\Delta D = 8,24$$

$$\int_{298}^T \Delta C_p dT = \int_{298}^T (-8,306 + 27,12 \cdot 10^{-3} \cdot T - 27,71 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 8,24 \cdot 10^{-9} \cdot T^3) dT$$

$$\Delta H_R = -16.000 - 8,306 \cdot (T - 298) + \frac{27,12}{2} \cdot 10^{-3} \cdot (T^2 - 298^2) - \frac{27,71}{3} \cdot 10^{-6} \cdot (T^3 - 298^3) + \frac{8,24}{4} \cdot 10^{-9} \cdot (T^4 - 298^4) \quad \dots(30)$$

5. Sifat Fisis Pendingin

Reaksi berlangsung eksotermis maka agar proses berlangsung baik maka dipakai pendingin. Media pendingin yang digunakan adalah mineral oil. Sifat-sifat fisis pendingin didekati dengan persamaan fungsi suhu (Mc. Ketta,) :

$$k = 0,1339663 - 6,267048 \cdot 10^{-5} T, \text{ kcal/j} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \quad \dots(31)$$

$$C_p = 0,1558662 + 9,990002 \cdot 10^{-4} T, \text{ kcal/kg} \cdot \text{K} \quad \dots(32)$$

$$\mu = \frac{1}{(0,8266387 - 663,7532461 \cdot T^{-1,1637168})}, \text{ kg/m} \cdot \text{j} \quad \dots(33)$$

SPEKIFIKASI *TUBE* DAN *SHELL*

1. Spesifikasi *Tube*

Pemilihan diameter *tube* ditentukan berdasarkan ukuran butir katalis agar memberikan perpindahan panas yang maksimal. Spesifikasi katalisator yang dipilih adalah sebagai berikut :

Jenis : $ZrOCl_2 \cdot 8H_2O$

Bentuk : Butiran

ρ_p : 5490 kg/m^3

D_p : $\frac{1}{8} \text{ in} = 3,175 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

Dp/ID	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

(Smith,J.M.,1981, halaman 571)

dengan :

hw = koef. transfer panas untuk *tube* dengan bahan isian

h = koef. transfer panas untuk *tube* kosong

Pipa yang dipilih adalah:

Jenis : *Steel pipe*

IPS : 1,5 in

OD : 1,9 in

Sch.No : 80

ID : 1,5 in

at' : $2,767 \text{ in}^2$

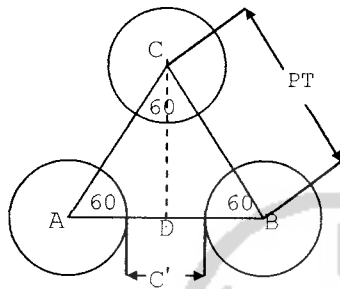
at'' ,outside : $0,498 \text{ sqft/ft}$

Sehingga didapat $\frac{D_p}{D_t} = \frac{0,125}{1,5} = 0,0833$

Dari hasil interpolasi data didapat untuk $\frac{hw}{h} = 5,94$

3. Spesifikasi Shell

Pipa-pipa disusun dengan pola '*triangular pitch*' (segitiga sama sisi), agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o) :



$P_T = \text{Jarak antara 2 pusat pipa.}$

$$P_T = 1,25 D_o$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - D_o$$

$$CD = P_T \sin 60^\circ$$

Untuk menghitung diameter *shell*, dicari luas penampang *shell* total (A total).

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= 2 \cdot N \cdot (A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}}) \\ &= 2 \cdot N \cdot (\text{luas segitiga ABC}) \end{aligned}$$

$$\pi/4 \cdot I_{DS}^2 = 2 \cdot N \cdot (\frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot \sin 60^\circ)$$

$$I_{DS} = \sqrt{\frac{4 \cdot N \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}} \quad \dots(34)$$

I_{DS} = diameter dalam *shell*, m

Diameter ekuivalen untuk susunan pipa '*triangular pitch*' dapat dihitung dengan rumus :

$$D_e = \frac{4 \times (0.5 \cdot P_T \times 0.866 \cdot P_T - 0.5 \cdot \pi \cdot OD^2 / 4)}{0.5 \cdot \pi \cdot OD} \quad \dots(35)$$

dengan :

D_e = diameter ekuivalen, m

P_T = *pitch*, m

OD = diameter luar *tube*, m (Kern, 1950 halaman 139)

Untuk memperbesar turbulensi dalam *shell*, maka di antara *tube-tube* dipasang *baffle* (penghalang).

$$\text{Diambil Baffle Spacing (Bs)} = \frac{1}{4} \cdot I_{DS}$$

Luas *shell* (A_s) :

$$A_s = \frac{ID_s \cdot B_s \cdot C'}{P_T} \quad \dots(36)$$

Kecepatan pendingin tiap satuan luas *shell* adalah :

$$G_s = M_s/A_s \quad \dots(37)$$

dengan :

$$G_s = \text{kecepatan pendingin, kg/s.m}^2$$

KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS

1. Koefisien Perpindahan Panas didalam *Tube*

Reaktor dirancang seperti alat penukar kalor (*heat exchanger*). Koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa dihitung dengan anggapan pipa kosong kemudian dikoreksi dengan *factor Colburn* (h_w/h).

$$h_i = \frac{K_G}{ID} \cdot (5 + 0,025 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,8}) \quad \dots(38)$$

$$h_i = \left(\frac{h_w}{h}\right) \cdot \frac{K_G}{ID} \cdot (5 + 0,025 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,8}) \quad \dots(39)$$

$$h_{io} = h_i \cdot ID/OD \quad \dots(40)$$

(persamaan berlaku untuk $D_p/ID < 0,35$)

dengan :

h_i = koef. perp. panas dalam *tube*, kcal/j.m². K

K_G = konduktivitas panas gas, kcal/j.m K

D_p = diameter katalis, m

ID = diameter dalam *tube*, m

Re = bilangan Reynold

Pr = bilangan Prandtl

2. Koefisien Perpindahan Panas diluar *Tube*

Koefisien perpindahan panas di luar pipa (h_o) dapat dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{De} \cdot \left(\frac{De \cdot G_s}{\mu_p} \right)^{0,55} \cdot \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{K_p} \right)^{1/3}$$

(Kern, 1950 halaman 137) ... (41)

dengan :

- De = diameter ekivalen pipa, m
- Gs = kecepatan aliran pendingin di dalam *shell*, kg/m².j
- h_o = koefisien transfer panas diluar *tube*, kcal/j.m². K
- K_p = konduktivitas panas pendingin, kcal/j.m K
- μ_p = viskositas pendingin, kg/j.m

3. *Dirt Factor* (R_d)

- Gas organik = 0,0005 hr.ft².°F/Btu
- Pendingin = 0,001 hr.ft².°F/Btu (Kern, 1950 halaman 845)
- R_d total = 0,0015 hr.ft².°F/Btu
= 3,0798 · 10⁻⁴ j.m².°C/kcal

4. Koefisien Perp. Panas *Overall Clean dan Design*

Harga koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots (42)$$

dan harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus :

$$U_D = \frac{1}{1/U_c + R_d} \quad \text{(Kern, 1950 halaman 107)} \quad \dots (43)$$

dengan :

- h_{io} = koefisien perpindahan panas antara luar dan dalam *tube*, kcal/j.m². K

ho = koefisien perpindahan panas luar *tube*, kcal/j.m². K

Rd = *fouling factor*, j.m². K/kcal

Dari perhitungan di atas diperoleh persamaan – persamaan sebagai berikut :

$$1. \frac{dx_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$2. \frac{dT}{dz} = \frac{F_{Ao} \cdot \frac{dx_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{\sum (F_i \cdot C_{p_i})}$$

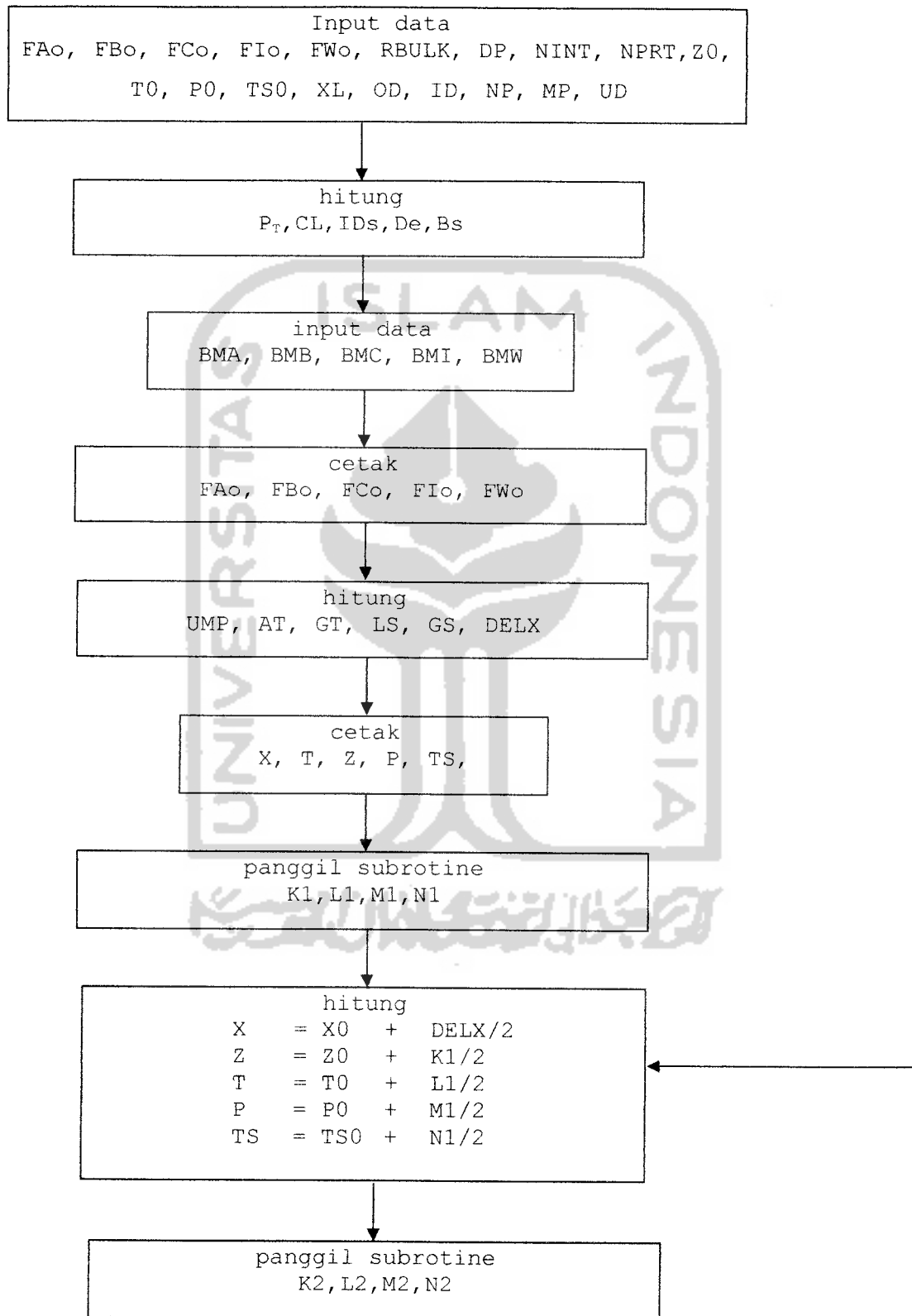
$$3. \frac{dT_p}{\Delta z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T_p - T)}{m \cdot C_p}$$

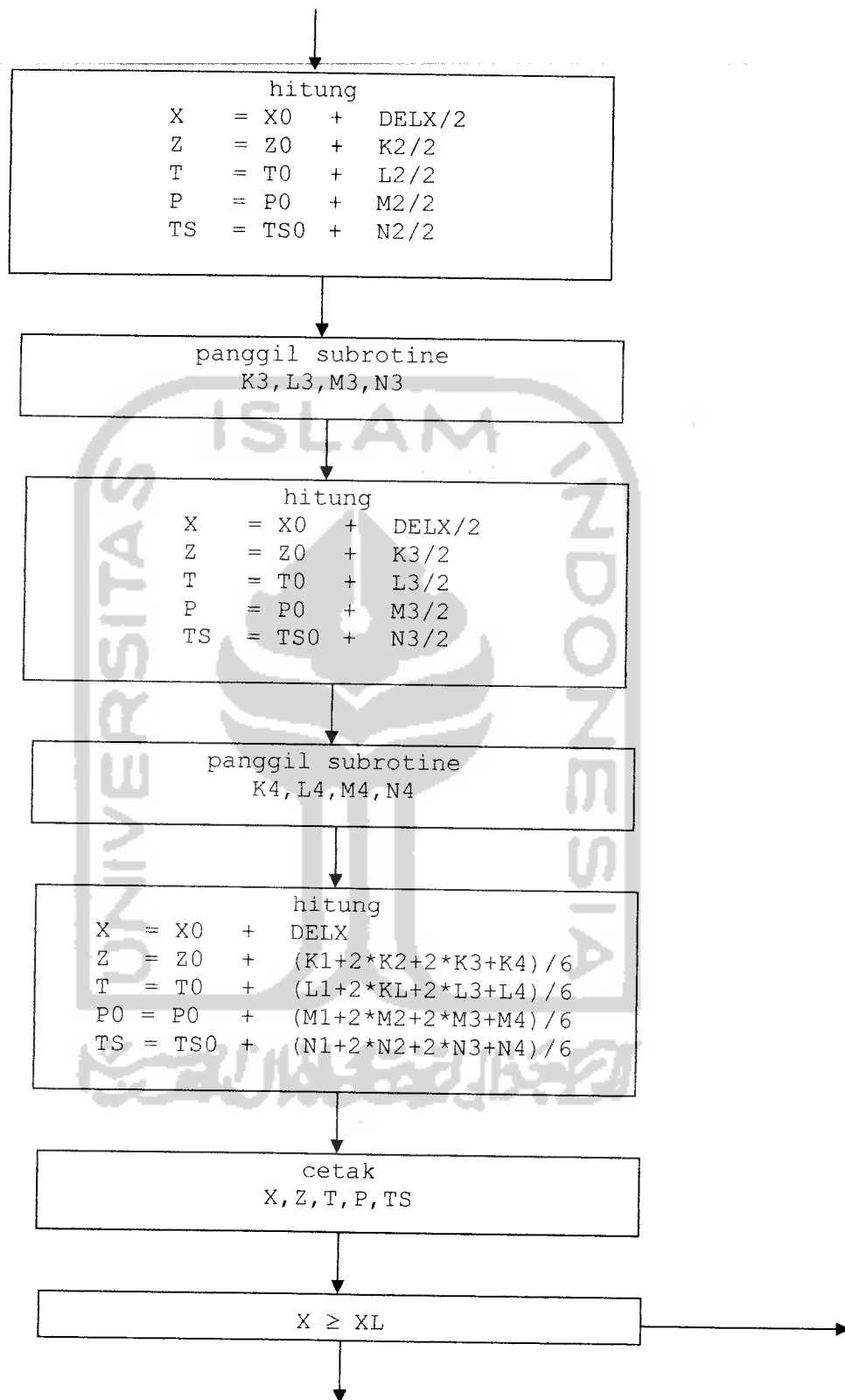
$$4. \frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

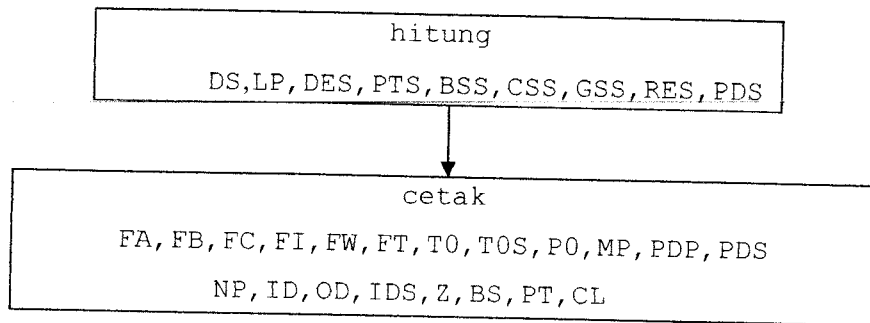
Persamaan ordiner orde satu simultan 4 baris dapat diselesaikan dengan metode Runge – Kutta untuk mendapatkan distribusi nilai X_A, T, T_s dan P sepanjang z (panjang reaktor)

ALGORITMA PERHITUNGAN

PERHITUNGAN TINGGI TUMPUKAN KATALISATOR







```

CLS
PRINT , " Perancangan Reaktor Multitube Non Adiabatis"
PRINT , " FAJAR AKHMAD (00521121)"
PRINT , "Dosen Pembimbing : Ir.Panut Mulyono,MEng.,DEng"
PRINT , "-----"
READ FA0, FB0, FC0, F10, FW0, RBULK, DP, NINT, NPRT, RD
DATA 99.2842,99.2842,2.0228,0.0463,141.0104,5490,.003175,2000,100,3.0738E-04
READ Z0, X0, T0, P0, TS0, XL, OD, ID, NP, MP, UD
DATA 0,0,403.15,28.2,377.15,0.4,3.5,2.9,172,40550,190
PRINT , "Umpan A masuk reaktor (kgmol/jam) ="; FA0
PRINT , "Umpan B masuk reaktor (kgmol/jam) ="; FB0
PRINT , "Umpan C masuk reaktor (kgmol/jam) ="; FC0
PRINT , "Umpan I masuk reaktor (kgmol/jam) ="; F10
PRINT , "Umpan W masuk reaktor (kgmol/jam) ="; FW0
PRINT , "Massa jenis katalis (kg/m^3) ="; RBULK
PRINT , "Diameter katalis (m) ="; DP
PRINT , "Suhu gas masuk (K) ="; T0
PRINT , "Tekanan gas masuk (atm) ="; P0
PRINT , "Suhu pendingin masuk (K) ="; TS0
PRINT , "Konversi akhir ="; XL
PRINT , "Diameter luar pipa (in) ="; OD
PRINT , "Diameter dalam pipa (in) ="; ID
PRINT , "Jumlah pipa ="; NP
PRINT , "Kecepatan pendingin (kg/jam) ="; MP
PRINT , "Fouling factor (jm^2C/kkal) ="; RD
PRINT , "Jumlah interval konversi ="; NINT
PRINT , "Jumlah interval konversi dicetak ="; NPRT
OD = OD * 2.54 / 100
ID = ID * 2.54 / 100
DR = (ID + OD) / 2
PT = 1.25 * OD
CL = PT - OD
IDS = (NP * .866 * PT ^ 2 * 4 / 3.14) ^ .5
DE = (4 * (.5 * .866 * PT ^ 2 - .5 * 3.14 * OD ^ 2 / 4)) / (.5 * 3.14 * OD)
BS = .25 * IDS
'----BERAT MOLEKUL KOMPONEN----'
BMA = 28.054; BMB = 36.461; BMC = 64.515; BMI = 30.07; BMW = 18.015
FTOT = FA0 + FB0 + FC0 + F10 + FW0
BMRT = (FA0 / FTOT) * BMA + (FB0 / FTOT) * BMB + (FC0 / FTOT) * BMC + (F10 /
FTOT) * BMI
BMRT = BMRT + (FW0 / FTOT) * BMW
PRINT , "komposisi gas masuk reaktor"
PRINT , "-----"
PRINT , " gas kg/j kgmol/j"
PRINT , "-----"
PRINT , " C2H4 "; USING " #####.##### ###.#####"; FA0 * BMA; FA0
PRINT , " C2H6 "; USING " #####.##### ###.#####"; F10 * BMI; F10
PRINT , " HCl "; USING " #####.##### ###.#####"; FB0 * BMB; FB0
PRINT , "C2H5Cl "; USING " #####.##### ###.#####"; FC0 * BMC; FC0
PRINT , " H2O "; USING " #####.##### ###.#####"; FW0 * BMW; FW0
PRINT , "-----"
PRINT , "Total "; USING " #####.##### ###.#####"; FTOT * BMRT; FTOT
PRINT , "-----"
INPUT "", P$: CLS
'--KECEPATAN GAS--'
    
```

```

UMP = FTOT * BMRT
AT = .25 * 3.14 * ID ^ 2 * NP
GT = UMP / AT
LS = IDS * CL * BS / PT
GS = MP / LS
PRINT , "DISTRIBUSI KONVERSI, SUHU, TEKANAN SEPANJANG REAKTOR"
PRINT , "-----"
PRINT , " X      Z      T(K)    TP(K)  P(atm)  Re      UD"
PRINT , "-----"
EK$ = "#.#### #.#.#### ###.#### ###.#### #.#.#### #.#### #.#### #.####"
J = 0
DELX = XL / NINT
PRINT , USING EK$, X0; Z0; T0; TS0; P0; RE; UD
10 X = X0; T = T0; Z = Z0; P = P0; TS = TS0; GOSUB 30
    ' METODE RUNGE KUTTA
    K1 = F1 * DELX; L1 = F2 * DELX; M1 = F3 * DELX; N1 = F4 * DELX
    X = X0 + DELX / 2; Z = Z0 + K1 / 2; T = T0 + L1 / 2; P = P0 + M1 / 2; TS = TS0 + N1 / 2;
GOSUB 30
    K2 = F1 * DELX; L2 = F2 * DELX; M2 = F3 * DELX; N2 = F4 * DELX
    X = X0 + DELX / 2; Z = Z0 + K2 / 2; T = T0 + L2 / 2; P = P0 + M2 / 2; TS = TS0 + N2 / 2;
GOSUB 30
    K3 = F1 * DELX; L3 = F2 * DELX; M3 = F3 * DELX; N3 = F4 * DELX
    X = X0 + DELX; Z = Z0 + K3; T = T0 + L3; P = P0 + M3; TS = TS0 + N3 / 2; GOSUB 30
    K4 = F1 * DELX; L4 = F2 * DELX; M4 = F3 * DELX; N4 = F4 * DELX
    X0 = X0 + DELX
    Z0 = Z0 + (K1 + 2 * K2 + 2 * K3 + K4) / 6
    T0 = T0 + (L1 + 2 * L2 + 2 * L3 + L4) / 6
    P0 = P0 - (M1 + 2 * M2 + 2 * M3 + M4) / 6
    TS0 = TS0 + (N1 + 2 * N2 + 2 * N3 + N4) / 6
J = J + 1
IF J < NPRT THEN 20
J = 0
PRINT , USING EK$, X0; Z0; T0; TS0; P0; RE; UD
20 IF X0 < XL THEN 10
    PRINT , "-----"
    ' ----PERHITUNGAN PRESSURE DROP PIPA----'
    PDP = (28.2 - P0) * 14.7; ' PSI
    ' -PADA SHELL---- '
    DS = IDS * 1.2 / .3048
    LP = 1.2 * Z0 / .3048
    DES = DE / .3048
    PTS = PT / .3048
    BSS = .25 * DS
    CSS = CL / .3048
    SG = .88
    GSS = 2.304 * MP / DS / BSS / CSS * PTS; ' DALAM LBM/(J FT^2)
    RES = GSS * DES / VS * 1.4895
    F = .013 * RES ^ .2
    PDS = F * GSS ^ 2 * DS * 12 * LP / BSS / 5.22E+10 / DES / SG
    PRINT ,
    INPUT "", PS; CLS
    PRINT ,
    PRINT , "KOMPOSISI GAS KELUAR REAKTOR"
    PRINT , "-----"
    PRINT , " GAS      KG/J      KGMOL/J"
    
```

```

PRINT , "-----"
PRINT , " C2H4 "; USING "####.#### #.#"; FA * BMA; FA
PRINT , " C2H6 "; USING "####.#### #.#"; FI * BMI; FI
PRINT , " HCL "; USING "####.#### #.#"; FB * BMB; FB
PRINT , " C2H5CL "; USING "####.#### #.#"; FC * BMC; FC
PRINT , " H2O "; USING "####.#### #.#"; FW * BMW; FW
FT = FA + FB + FC + FW + FI
BMRTA = (FA / FT) * BMA + (FB / FT) * BMB + (FC / FT) * BMC
BMRTA = BMRTA + (FI / FT) * BMI + (FW / FT) * BMW
PRINT , " TOTAL "; USING "####.#### #.#"; FT * BMRTA; FT
PRINT , "-----"
INPUT "", PS: CLS
PRINT , "KONDISI OPERASI REAKTOR"

PRINT , "-----"
PRINT , "Suhu gas keluar ="; T0
PRINT , "Suhu pendingin keluar ="; TS0
PRINT , "Delta suhu masuk ="; 26; ""
PRINT , "Delta suhu keluar (K) ="; T - TS0
PRINT , "Tekanan gas masuk (atm) ="; 28.2
PRINT , "Tekanan gas keluar (atm) ="; P0
PRINT , "Kecepatan massa pendingin (kg/jam) ="; MP
PRINT , "Pressure drop pada pipa (psi) ="; USING "#.####"; PDP
PRINT , "Pressure drop pada shell (psi) ="; PDS
PRINT , "---SPESIFIKASI REAKTOR---"
PRINT , "Jumlah pipa ="; NP
PRINT , "Diameter dalam pipa (m) ="; ID
PRINT , "Diameter luar pipa (m) ="; OD
PRINT , "Diameter shell (m) ="; IDS
PRINT , "Tinggi bed katalis (m) ="; Z0
PRINT , "Rasio H/D ="; USING "#.###"; Z0 / IDS
PRINT , "Jarak antar baffle (m) ="; BS
PRINT , "Jumlah baffle ="; USING "###"; Z0 / BS - 1
PRINT , "Pitch (m) ="; PT
PRINT , "Clearance (m) ="; USING "#.####"; CL
PRINT , "Velocity (m/s) ="; GT / RM
PRINT , "Reynold ="; GT * DP / VM
END
30 ' -GOSUB PROPERTIES----
' --KOMPOSISI-----'
FA = FA0 * (1 - X)
FB = FB0 - FA0 * X
FC = FC0 + FA0 * X
FI = FI0
FW = FW0
FTO = FA + FB + FC + FI + FW
YA = FA / FTO; YB = FB / FTO; YC = FC / FTO; YI = FI / FTO; YW = FW / FTO
MTOT = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMI * YI + BMW * YW
' --TEKANAN PARSIAL-----'
PA = YA * P; PB = YB * P; PC = YC * P; PI = YI * P; PW = YW * P
' --KAPASITAS PANAS-----'
CPA = 3.806 + .157 * T - .0000835 * T ^ 2 + 1.76E-08 * T ^ 3
CPB = 30.291 - .007 * T - .0000125 * T ^ 2 - 3.9E-09 * T ^ 3
CPC = -.553 + .261 * T - .000184 * T ^ 2 + 5.47E-08 * T ^ 3
CPI = 5.409 + .178 * T - .0000694 * T ^ 2 - 8.17E-09 * T ^ 3
    
```

```

CPW = 32.243 + .002 * T + .0000106 * T ^ 2 - 3.6E-09 * T ^ 3
CPM = CPA * YA + CPB * YB + CPC * YC + CPI * YI + CPW * YW
CPS = .1558662 + 9.990002E-04 * TS
' --RAPAT MASSA CAMPURAN GAS (KG/M^3)----'
RM = .0121875 * MTOT * P * 1000 / T
' ---VISKOSITAS (POISE)---- '
VA = 3.58E-06 + 3.513E-07 * T - 8.055E-11 * T ^ 2
VB = -9.554E-05 + 5.445E-07 * T - 9.656E-11 * T ^ 2
VC = 7.0121E-06 + 3.0168E-07 * T + 2.2087E-11 * T ^ 2
VI = 5.576E-06 + 3.064E-07 * T - 5.307E-11 * T ^ 2
VW = -3.189E-05 + 3.064E-07 * T - 8.272E-12 * T ^ 2
VMA = YA * VA * SQR(BMA) + YB * VB * SQR(BMB) + YC * VC * SQR(BMC) + YI *
VI * SQR(BMI)
VMA = VMA + YW * VW * SQR(BMW)
VMB = YA * SQR(BMA) + YB * SQR(BMB) + YC * SQR(BMC) + YI * SQR(BMI) + YW
* SQR(BMW)
VM = VMA / VMB * 360
VS = 1 / (.8266387 - 663.7532461# * TS ^ -1.16371968#)
' ----THERMAL CONDUCTIVITY (KKAL/DET(MK))----'
KA = -4.204E-05 + 2.865E-07 * T + 7.963E-11 * T ^ 2 - 3.26E-14 * T ^ 3
KB = -2.6E-07 + 1.257E-07 * T - 2.5E-11 * T ^ 2 - 6E-15 * T ^ 3
KC = 4.1 * VC * (.0556 * CPC + 2.48) / BMC
KI = -.0000758 + 5.257E-07 * T - 4.5E-10 * T ^ 2 + 3.974E-13 * T ^ 3
KW = 1.753E-05 - 2.42E-08 * T + 4.3E-10 * T ^ 2 - 2.173E-13 * T ^ 3
KMA = YA * KA * BMA ^ .33 + YB * KB * BMB ^ .33 + YC * KC * BMC ^ .33 + YI * KI
* BMI ^ .33
KMA = KMA + YW * KW * BMW ^ .33
KMB = YA * BMA ^ .33 + YB * BMB ^ .33 + YC * BMC ^ .33 + YI * BMI ^ .33 + YW *
BMW ^ .33
KM = KMA / KMB * 360
KS = .1339663 - .000062670483# * TS
' ----KECEPATAN REAKSI---- '
TR = 1.8 * T
C1 = 10 ^ (-11778 / TR + 15.211)
C2 = 10 ^ (-7026 / TR + 10.108)
C3 = 10 ^ (-8037 / TR + 11.456)
C4 = 10 ^ (-5060 / TR + 7.809)
C5 = 10 ^ (-2829 / TR + 3.833)
C6 = 10 ^ (3925 / TR - 4.96)
TOP = C1 * (PA * PB - PC / C6)
DOWN = (1 + C2 * PA + C3 * PB + C4 * PC + C5 * PI) ^ 2
R = TOP / DOWN
' ---PANAS REAKSI----'
HR = -16000 - 8.306 * (T - 298) + .013555 * (T ^ 2 - 298 ^ 2)
HR = HR - 9.2367E-06 * (T ^ 3 - 298 ^ 3) + 2.06E-09 * (T ^ 4 - 298 ^ 4)
' --GOSUB PROGRAM--- '
F1 = R * RBULK * AT / FA0
F1 = 1 / F1
F2 = ((-HR) * FA0) - (NP * UD * 3.14 * DR * (T - TS) * F1)
F2 = F2 / (FA * CPA + FB * CPB + FC * CPC + FI * CPI + FW * CPW)
' PRESSURE DROP '
GTP = GT * .2046
RMP = RM * .062426
GRAV = 4.12E+08
VMP = VM * .67136564#
    
```

```
E = .4  
DPP = DP * 3.28084  
F3 = (GTP / (RMP * GRAV * DPP)) * ((1 - E) / E ^ 3)  
F3 = F3 * ((150 * (1 - E) * VMP / DPP) + (1.75 * GTP))  
F3 = F3 / 2116.21 / .3048 * F1  
F4 = 3.14 * NP * UD * DR * (T - TS) / MP / CPS * F1  
RE = GT * DP / VM  
RETURN
```



Perancangan Reaktor Multitube Non Adiabatis

FAJAR AKHMAD (00521121)

Dosen Pembimbing : Ir.Panut Mulyono, MEng., DEng

Umpan A masuk reaktor (kgmol/jam)	= 99.2842
Umpan B masuk reaktor (kgmol/jam)	= 99.2842
Umpan C masuk reaktor (kgmol/jam)	= 2.0228
Umpan I masuk reaktor (kgmol/jam)	= .0463
Umpan W masuk reaktor (kgmol/jam)	= 141.0104
Massa jenis katalis (kg/m ³)	= 5490
Diameter katalis (m)	= .003175
Suhu gas masuk (K)	= 403.15
Tekanan gas masuk (atm)	= 28.2
Suhu pendingin masuk (K)	= 377.15
Konversi akhir	= .4
Diameter luar pipa (in)	= 3.5
Diameter dalam pipa (in)	= 2.9
Jumlah pipa	= 172
Kecepatan pendingin (kg/jam)	= 40550
Fouling factor (jm ² C/kkal)	= 3.0738E-04
Jumlah interval konversi	= 2000
Jumlah interval konversi dicetak	= 100
komposisi gas masuk reaktor	

gas	kg/j	kgmol/j
C2H4	2785.3191	99.2842
C2H6	1.3922	0.0463
HCl	3620.0012	99.2842
C2H5Cl	130.5009	2.0228
H2O	2540.3025	141.0104
Total	9077.5156	341.6479

DISTRIBUSI KONVERSI, SUHU, TEKAPAN SEPANJANG REAKTOR

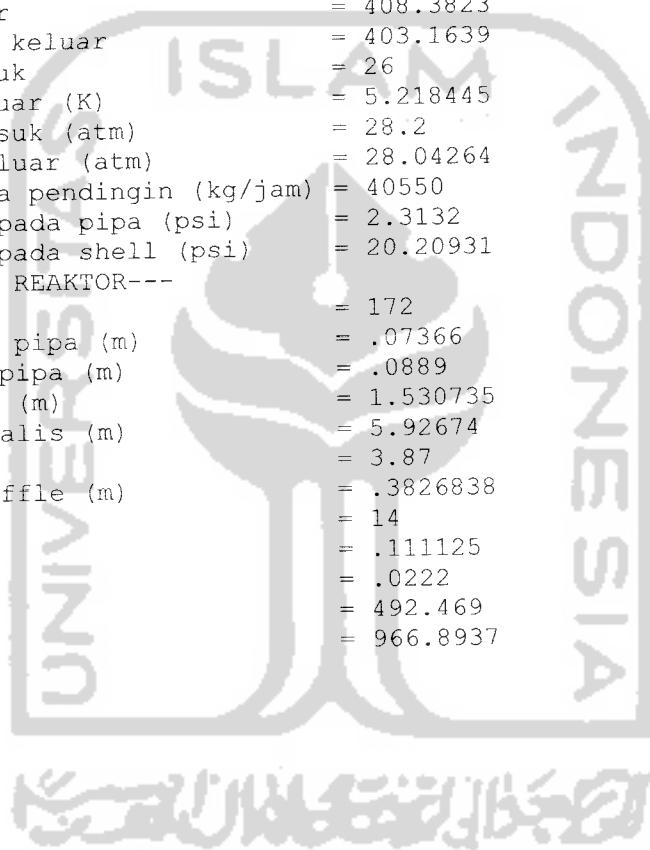
X	Z	T(K)	TP(K)	P(atm)	Re	UD
0.0000	0.0000	403.1500	377.1500	28.2000	0.0000	190.0000
0.0200	0.1510	403.1757	378.6216	28.1957	996.9971	190.0000
0.0400	0.3106	403.2093	380.0845	28.1912	996.1540	190.0000
0.0600	0.4795	403.2548	381.5363	28.1865	995.2690	190.0000
0.0800	0.6584	403.3165	382.9746	28.1816	994.3293	190.0000
0.1000	0.8481	403.3979	384.3975	28.1763	993.3242	190.0000
0.1200	1.0495	403.5026	385.8029	28.1708	992.2432	190.0000
0.1400	1.2635	403.6335	387.1892	28.1650	991.0780	190.0000
0.1600	1.4914	403.7935	388.5550	28.1588	989.8209	190.0000
0.1800	1.7344	403.9847	389.8992	28.1522	988.4659	190.0000
0.2000	1.9937	404.2093	391.2206	28.1452	987.0085	190.0000
0.2200	2.2709	404.4687	392.5186	28.1378	985.4459	190.0000
0.2400	2.5677	404.7638	393.7927	28.1299	983.7762	190.0000
0.2600	2.8859	405.0954	395.0428	28.1215	981.9998	190.0000
0.2800	3.2276	405.4633	396.2690	28.1125	980.1181	190.0000
0.3000	3.5952	405.8674	397.4718	28.1028	978.1348	190.0000
0.3200	3.9913	406.3064	398.6517	28.0925	976.0544	190.0000
0.3400	4.4189	406.7793	399.8097	28.0814	973.8829	190.0000
0.3600	4.8813	407.2842	400.9470	28.0695	971.6273	190.0000
0.3800	5.3825	407.8193	402.0645	28.0566	969.2949	190.0000
0.4000	5.9267	408.3823	403.1639	28.0426	966.8937	190.0000

KOMPOSISI GAS KELUAR REAKTOR

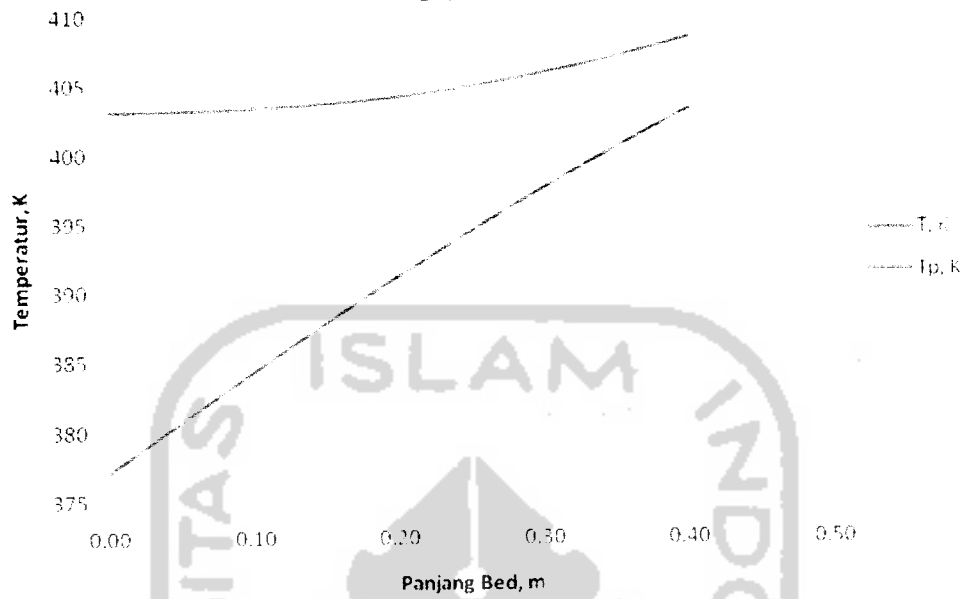
GAS	KG/J	KGMOL/J
C2H4	1671.1759	59.5700
C2H6	1.3922	0.0463
HCL	2171.9805	59.5700
C2H5CL	2692.6650	41.7370
H2O	2540.3025	141.0104
TOTAL	9077.5156	301.9337

KONDISI OPERASI REAKTOR

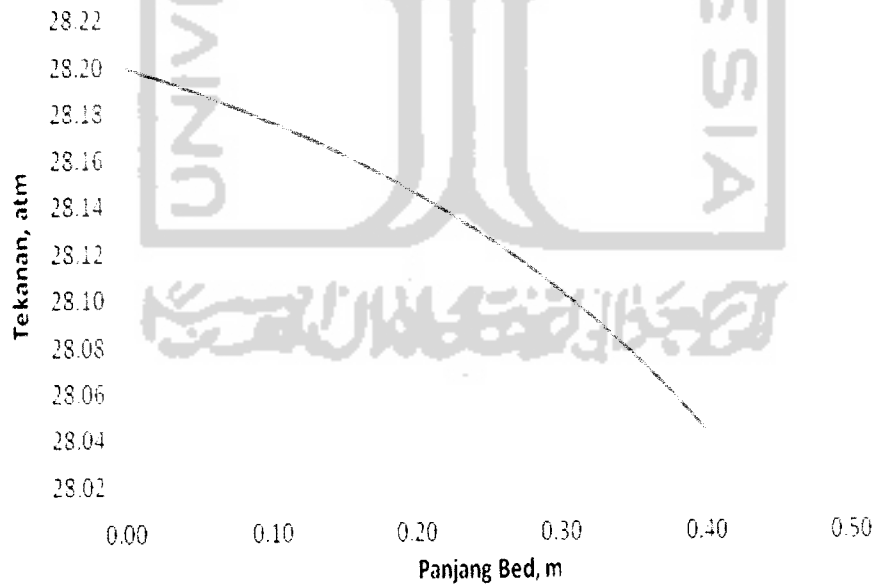
Suhu gas keluar	= 408.3823
Suhu pendingin keluar	= 403.1639
Delta suhu masuk	= 26
Delta suhu keluar (K)	= 5.218445
Tekanan gas masuk (atm)	= 28.2
Tekanan gas keluar (atm)	= 28.04264
Kecepatan massa pendingin (kg/jam)	= 40550
Pressure drop pada pipa (psi)	= 2.3132
Pressure drop pada shell (psi)	= 20.20931
---SPESIFIKASI REAKTOR---	
Jumlah pipa	= 172
Diameter dalam pipa (m)	= .07366
Diameter luar pipa (m)	= .0889
Diameter shell (m)	= 1.530735
Tinggi bed katalis (m)	= 5.92674
Rasio H/D	= 3.87
Jarak antar baffle (m)	= .3826838
Jumlah baffle	= 14
Pitch (m)	= .111125
Clearance (m)	= .0222
Velocity (m/s)	= 492.469
Reynold	= 966.8937



Kurva Hubungan Temperatur dengan Panjang Bed



Kurva Hubungan Tekanan dengan Panjang Bed



MECHANICAL DESIGN

1. PIPA (TUBE)

Bahan : *Stainless Steel*

Susunan pipa : *Triangular pitch*

Ukuran pipa :

1. Diameter nominal = 3 in
2. Schedule number = 80
3. Diameter dalam = 2,9 in = 0,07366 m
4. Diameter luar = 3,5 in = 0,0889 m
5. Luas penampang = 6,61 in² = 4,26 · 10⁻³ m²
6. Luas permukaan luar per panjang = 0,917 ft²/ft
7. Luas permukaan dalam per panjang = 0,76 ft²/ft
8. Tebal pipa = 0,3 in
9. Berat pipa per satuan panjang = 10,3 lb/ft
10. Panjang pipa + 10 % *overdesign* = 5,9267 m
11. Jarak antara dua pusat pipa (*pitch*) = 0,1111 m
12. *Clearance* = 0,0222 m
13. Jumlah pipa = 172

2. SHELL

Bahan : *Carbon Steel SA - 203 grade C*

Ukuran *shell* :

- Diameter dalam *shell* (IDs) = 1,5307 m
- Tebal *shell* dihitung dengan persamaan (Rase and Barrow, 1957)

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

dengan :

ts = tebal *shell*, in

P = tekanan operasi pipa, psi

ri = jari – jari *shell*, in

f = *maximum allowance stress*, psi

E = efisiensi sambungan

C = *corroton allowance*

Karena bahan konstruksi adalah *Carbon Steel SA - 203 grade C* maka :

f = 18750 psi, E = 0,85 dan C = 0,125 in (Brownell and Young, 1979 tabel 13-1) sedangkan :

P_{design} = P_{pipa} = 28,2 atm = 414,54 psi

$$r_i = \frac{ID_s}{2} = \frac{1,5307}{2} = 0,7654 \text{ m} = 30,1326 \text{ in}$$

$$\text{maka } t_s = \frac{414,54 \cdot 30,1326}{(18750 \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 414,54)} + 0,125$$

$$t_s = 0,92118 \text{ in}$$

$$= 0,0234 \text{ m}$$

dipilih pipa standar dengan spesifikasi tebal 0,25 in (Brownell and Young, 1979 hal 89),

- Diameter luar *shell* (ODs) = ID_s + 2.t_s
= 1,5307 m + 2 . 0,0234 m
= 1,5775 m

- Tinggi *shell* = tinggi pipa = 5,3340 m

3. HEAD

Bahan : *Carbon Steel SA - 203 grade C*

Jenis : *elliptical dished head* (mampu menahan P >13,6 atm)

Ukuran *head* :

- Diameter dalam *head* (di) = diameter dalam *shell* = 1,5307 m
- Tebal *head* dicari dengan persamaan (Rase and Barrow, 1957)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot d_i}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

dengan :

t_{head} = tebal *shell*, in

P = tekanan operasi pipa, psi

d_i = diameter dalam *head*, in

f = *maximum allowance stress*, psi

E = efisiensi sambungan

C = *corrotion allowance*

$$t_{\text{head}} = \frac{414,54 \cdot 60,2652}{(2 \cdot 18750 \cdot 0,85) - (0,2 \cdot 414,54)} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,9108 \text{ in}$$

$$t_{\text{head}} = 0,0231 \text{ m}$$

- Diameter luar *head* = $d_i + 2 \cdot t_{\text{head}}$
= $1,53074 \text{ m} + 2 \cdot 0,0231 \text{ m}$
= $1,5770 \text{ m}$
- Tinggi *head* = $\frac{ID_s}{4} = \frac{1,5307}{4} = 0,3827 \text{ m}$
- *Straigh flange* (sf) = 3 in = 0,0762 m (Tabel 5,8 Brownell & Young, 1979)

4. TINGGI REAKTOR

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 \cdot \text{tinggi head} \\ &= 5,3340 \text{ m} + 2 \cdot 0,3827 \text{ m} \\ &= 6,0994 \text{ m} \end{aligned}$$

5. LUAS PERMUKAAN REAKTOR

- a. Luas *shell* bagian dalam (Asi)

$$\begin{aligned} \text{Asi} &= \pi \cdot ID_s \cdot \text{tinggi shell} \\ &= \pi \cdot 1,5307 \cdot 5,3340 \\ &= 25,6381 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Luas *shell* bagian luar (Aso)

$$\begin{aligned} \text{Aso} &= \pi \cdot \text{ODs} \cdot \text{tinggi shell} \\ &= \pi \cdot 1,5775 \cdot 5,3340 \\ &= 26,4218 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

c. Luas *head* bagian dalam (Ahi)

$$\begin{aligned} \text{Ahi} &= \pi \cdot \text{IDs} \cdot \text{sf} + \pi/4 \cdot \text{IDS}^2 \\ &= \pi \cdot 1,5307 \cdot 0,0762 + \pi/4 \cdot 1,5307^2 \\ &= 2,2056 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

d. Luas *head* bagian luar (Aho)

$$\begin{aligned} \text{Aho} &= \pi \cdot \text{ODs} \cdot \text{sf} + \pi/4 \cdot \text{ODS}^2 \\ &= \pi \cdot 1,5775 \cdot 0,0762 + \pi/4 \cdot 1,5775^2 \\ &= 2,3310 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Luas reaktor bagian dalam (Ari)

$$\begin{aligned} \text{Ari} &= \text{Aso} + 2 \cdot \text{Ahi} \\ &= 26,4218 \text{ m}^2 + 2 \cdot 2,2056 \text{ m}^2 \\ &= 30,8330 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Luas reaktor bagian luar (Aro)

$$\begin{aligned} \text{Aro} &= \text{Aso} + 2 \cdot \text{Aho} \\ &= 26,4218 \text{ m}^2 + 2 \cdot 2,3310 \text{ m}^2 \\ &= 31,0838 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

6. VOLUME REAKTOR

Volume reaktor = volume *shell* + 2 . volume *elliptical dished head*

$$\begin{aligned} &= \pi/4 \cdot L \cdot \text{IDs}^2 + 2 \cdot \pi/24 \cdot \text{IDS}^3 \\ &= \pi/4 \cdot 5,3340 \cdot 1,5307^2 + 2 \cdot \pi/24 \cdot 1,5307^3 \\ &= 10,7498 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

7. DIAMETER SALURAN PADA REAKTOR

Dipakai persamaan (Peters, 1981) :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \text{ untuk } Re > 2100 \text{ dan } ID \geq 1 \text{ in}$$

Dengan :

$$Q_f = \text{debit aliran bahan, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{densitas bahan, lb/ft}^3$$

a. Diameter saluran gas masuk

$$\text{Kecepatan aliran gas masuk} = 9077,5156 \text{ kg/jam} = 5,5541 \text{ lb/s}$$

$$\text{Suhu gas masuk} = 403,15 \text{ K}$$

Fraksi mol tiap – tiap komponen :

- $C_2H_4 = 0,2906$
- $C_2H_6 = 0,0001$
- $HCl = 0,2906$
- $C_2H_5Cl = 0,0059$
- $H_2O = 0,4127$

$$BM \text{ rata-rata} = \sum y_i \cdot BM_i$$

$$\begin{aligned} &= 0,2906 \cdot 28,054 + 0,0001 \cdot 30,07 + 0,2906 \cdot 36,461 \\ &\quad + 0,0059 \cdot 64,515 + 0,4127 \cdot 18,015 \\ &= 26,5698 \end{aligned}$$

$$\rho = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T} = \frac{26,5698 \text{ lb/lbmol} \cdot 28,2 \text{ atm}}{1,314 \text{ atm ft}^3/\text{lbmol K} \cdot 403,15 \text{ K}}$$

$$= 1,4144 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = \frac{5,5541 \text{ lb/s}}{1,4144 \text{ lb/ft}^3} = 3,9268 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot (3,9268)^{0,45} + (1,4144)^{0,13} = 7,5501 \text{ in}$$

dipilih pipa standar IPS Sch, 80 (Kern,1980 tabel 11)

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

$$ID = 7,625 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar

$$\text{Kecepatan aliran gas keluar} = 9077,5156 \text{ kg/jam} = 5,5541 \text{ lb/s}$$

$$\text{Suhu gas keluar} = 408,3823 \text{ K}$$

Fraksi mol tiap – tiap komponen :

- C_2H_4 = 0,1973
- C_2H_6 = 0,0002
- HCl = 0,1973
- C_2H_5Cl = 0,1382
- H_2O = 0,4670

BM rata-rata = $\sum y_i \cdot BM_i$

$$\begin{aligned} &= 0,1973 \cdot 28,054 + 0,0002 \cdot 30,07 + 0,1973 \cdot 36,461 \\ &\quad + 0,1382 \cdot 64,515 + 0,4670 \cdot 18,015 \\ &= 30,0645 \end{aligned}$$

$$\rho = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T} = \frac{30,0645 \text{ lb/lbmol} \cdot 28,2 \text{ atm}}{1,314 \text{ atm ft}^3/\text{lbmol K} \cdot 408,3823 \text{ K}}$$
$$= 1,5710 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = \frac{5,5541 \text{ lb/s}}{1,5771 \text{ lb/ft}^3} = 3,5354 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot (3,5354)^{0,45} + (1,5710)^{0,13} = 7,3007 \text{ in}$$

dipilih pipa standar IPS Sch, 80 (Kern,1980 tabel 11)

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

$$ID = 7,625 \text{ in}$$

c. Diameter saluran pendingin

$$\text{Kecepatan pendingin} = 40550 \text{ kg/jam} = 89317,1806 \text{ lb/jam}$$

$$\text{suhu masuk} = 377,15 \text{ K}$$

$$\text{suhu keluar} = 403,1639 \text{ K}$$

$$\text{suhu rata-rata} = 390,1570 \text{ K}$$

$$\text{densitas pendingin} = \rho_p = 0,768 \text{ gr/cc} = 47,938 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = \frac{89317,1806 \text{ lb/jam}}{47,938 \text{ lb/ft}^3 \times 3600} = 0,5175 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot (0,5175)^{0,45} + (47,938)^{0,13} = 4,7953 \text{ in}$$

dipilih pipa standar IPS Sch, 80 (Kern,1980 tabel 11)

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

$$ID = 5,761 \text{ in}$$

8. BERAT KATALISATOR

Katalisator : $ZrOCl_2 \cdot 8H_2O$

Bulk density : 5490 kg/m^3

Panjang pipa : $5,3340 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Berat katalisator} &= \pi/4 \cdot Dt^2 \cdot L \cdot Nt \cdot \rho_{\text{bulk}} \\ &= \pi/4 \cdot 0,07366^2 \cdot 5,3340 \cdot 172 \cdot 5490 \\ &= 21453,0641 \text{ kg} \end{aligned}$$

9. TEBAL PLAT PEMEGANG PIPA

Berat pipa per satuan panjang (Bp) = $10,3 \text{ lb/ft}$

$$\begin{aligned} \text{Berat total pipa} &= Nt (L/0,3048) Bp = 172 \cdot (5,3340/0,3048) \cdot 10,3 \\ &= 31003,1744 \text{ lb} \\ &= 14075,4412 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total pipa + katalisator} &= 14075,4412 \text{ kg} + 21453,0641 \text{ kg} \\ &= 35528,5053 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \cdot 1,5307^2 \\ &= 1,8394 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{Berat total pipa + katalisator}}{\text{Luas}}, \text{ didekati dengan :} \\ &= \frac{35528,5053}{1,8394} \end{aligned}$$

$$= 19315,5578 \text{ kg/m}^2$$

$$= 27,5065 \text{ psi}$$

karena $27,5065 \text{ psi} < 414,54 \text{ psi}$ maka dipakai $P = 414,54 \text{ psi}$

Dipilih bahan *Carbon Steel SA - 203 grade C* dengan $f = 18750 \text{ psi}$, $E = 0,85$ dan $C = 0,125$

$$t = \frac{P d}{4f} + C$$

$$t = \frac{414,54 \cdot (1,5307/0,0254)}{4 \cdot 18750} + 0,125 = 0,4581 \text{ in}$$

dipilih tebal pipa standar $5/8 \text{ in}$ (Brownell & Young, 1979 hal, 89)

10. TEBAL PLAT PENYANGGA KATALISATOR (*GRID SUPPORT*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator dan mencegah kelebihan *pressure drop*, biasanya digunakan piringan berlubang – lubang (*perforated plate*). *Grid support* ini dibuat dari bahan yang anti korosi yaitu *stainless steel*, Berat katalisator per pipa = $\rho_{bulk} V$

$$\begin{aligned} &= 5490 \cdot \pi / 4 \cdot 0,07366^2 \cdot 5,3340 \\ &= 124,7271 \text{ kg} \end{aligned}$$

Beban yang ditanggung *perforated plate* :

$$\text{Luas penyangga} = \pi / 4 \cdot 0,07366^2 = 0,0043 \text{ m}^2$$

$$P = \frac{\text{Berat katalisator}}{\text{Luas penyangga}} = \frac{124,7271}{0,0043} = 30153,7223 \text{ kg/m}^2 < 414,54 \text{ psi}$$

maka dipakai $P = 414,54 \text{ psi}$

Dipilih bahan *Carbon Steel SA - 203 grade C* dengan $f = 18750 \text{ psi}$, $E = 0,85$ dan $C = 0,125$

$$t = \frac{P \cdot d}{4 \cdot f} + C$$

$$t = \frac{414,54 \cdot (0,07366/0,0254)}{4 \cdot 18750} + 0,125$$

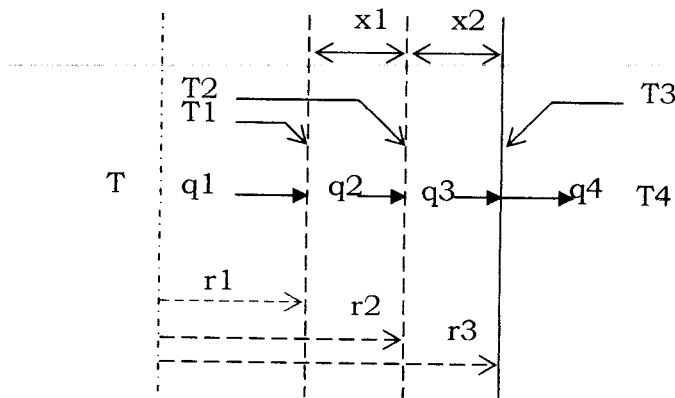
$$= 0,1410 \text{ in}$$

dipilih tebal pipa standar 3/16 in (Brownell and Young, 1979 hal, 89)

11. MENENTUKAN TEBAL ISOLASI

Asumsi :

- Kedaan *steady state*
- Suhu dinding luar isolator = $50 \text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu udara luar = $30 \text{ }^\circ\text{C}$



Keterangan :

- r_1 = jari-jari dalam *shell*
- r_2 = jari-jari luar *shell*
- r_3 = jari-jari isolator luar
- x_1 = tebal plat dinding *shell*
- x_2 = tebal isolator
- T = suhu pendingin
- T_1 = suhu dinding *shell* dalam
- T_2 = suhu dinding luar
- T_3 = suhu isolator luar
- T_4 = suhu udara luar

Bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Holman, 1988) :

- $\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577,0176678 \text{ kg/m}^3$
- $c_p = 0,25 \text{ btu/lb}^{\circ}\text{F}$
- $k = 0,117 \text{ btu/j/ft}^2/^{\circ}\text{F}$
- $\epsilon = 0,96$

Data lain yang diperlukan :

- Diameter *shell*, $D = 1,5307 \text{ m} = 4,8083 \text{ ft}$
- Tebal plat dinding *shell*, $x_1 = 1,25 \text{ in} = 0,104 \text{ ft}$
- Suhu dinding dalam *shell*, $T_1 = 390,1570 \text{ K} = 117,1570 ^{\circ}\text{C} = 242,8825 ^{\circ}\text{F}$
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 50 ^{\circ}\text{C} = 122 ^{\circ}\text{F} = 582 ^{\circ}\text{R}$
- Suhu isolator luar, $T_4 = 30 ^{\circ}\text{C} = 86 ^{\circ}\text{F} = 546 ^{\circ}\text{R}$
- Bahan dinding *shell* = *Stainless steel SA-203 grade C* dengan $k = 25 \text{ btu/j/ft}^2/^{\circ}\text{F}$

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam *shell* ke dinding *shell* dalam (q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar (q_2)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (q_3)

➤ Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

a) Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2} = \frac{50 + 30}{2} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 104 \text{ }^\circ\text{F} = 564 \text{ }^\circ\text{R}$$

pada suhu 104 °F sifat – sifat udara adalah (Daftar A-5, Holman, 1988)

$$v = 1,7061 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/(40 + 273) = 3,19 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1,1279 \text{ kg/m}^3$$

$$Pr = 0,7$$

Panjang reaktor = 6,26 m

$$Gr.L.Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{v^2} \cdot Pr$$

$$= \frac{9,8 \cdot 3,1949 \cdot 10^{-3} \cdot (50 - 30) \cdot 8,03^3}{(1,7061 \cdot 10^{-5})^2} \cdot 0,7$$

$$= 7,8 \times 10^{11}$$

$Gr.L.Pr > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988):

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

$$= 1,31 (20)^{1/3} = 3,52 \text{ W/m}^2/\text{C}$$

$$= 0,6214 \text{ btu/j/F/ft}^2$$

b) Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$$hr (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam °R serta $\sigma = 0,1714 \times 10^{-8} \text{ btu/j/ft}^2/\text{R}$ maka

$$hr = \epsilon \sigma \frac{(T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)}$$

$$hr = 0,96 \cdot 0,174 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{(582^4 - 546^4)}{(582 - 546)}$$

$$= 1,182 \text{ btu/j/R/ft}^2$$

Pada keadaan *steady state* $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan :

$$q_2 = k \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

$$q_3 = k \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

$$q_4 = (hr + hc) \cdot A_3 \cdot (T_3 - T_4) = (hr + hc) \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot (T_3 - T_4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan *shell* bagian dalam sama dengan suhu rata - rata pendingin , maka :

$$T_1 = \frac{(377,15 + 403,2188)}{2} = 390,1844 \text{ K} = 242,66192 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$q_2 = 25 \cdot \pi \cdot L \cdot (5,0221 + 2 \cdot 0,104167) \cdot \frac{(242,88251 - T_2)}{0,1041}$$

$$= 1255,30 \cdot \pi \cdot L \cdot (242,88251 - T_2)$$

$$q_3 = 0,117 \cdot \pi \cdot L \cdot (5,0221 + 2 \cdot 0,104167 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - 122)}{x_2}$$

$$= 0,117 \cdot \pi \cdot L \cdot (5,2304 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - 122)}{x_2}$$

$$q_4 = (1,182 + 0,6214) \cdot \pi \cdot L \cdot (5,0221 + 2 \cdot 0,104167 + 2 \cdot x_2) \cdot (122 - 86)$$

$$= 64,9235 \cdot \pi \cdot L \cdot (5,2304 + 2 \cdot x_2)$$

Jika $q_2 = q_4$ didapat persamaan hubungan T_2 dengan x_2 yaitu

$$T_2 = 242,3914 - 0,1034 x_2 \dots\dots(a)$$

$q_3 = q_4$ maka didapat

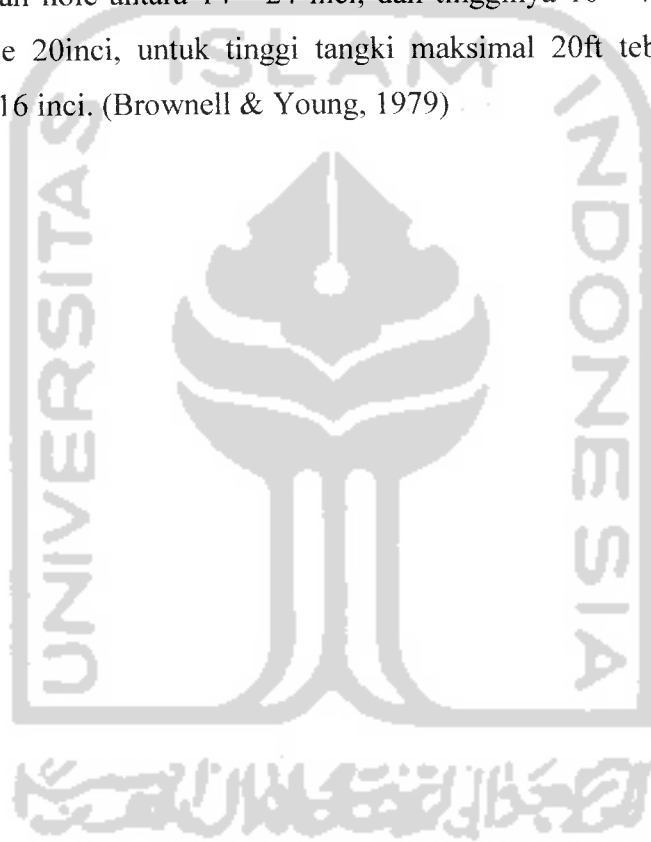
$$T_2 = 122 + 554,9017 x_2 \dots\dots(b)$$

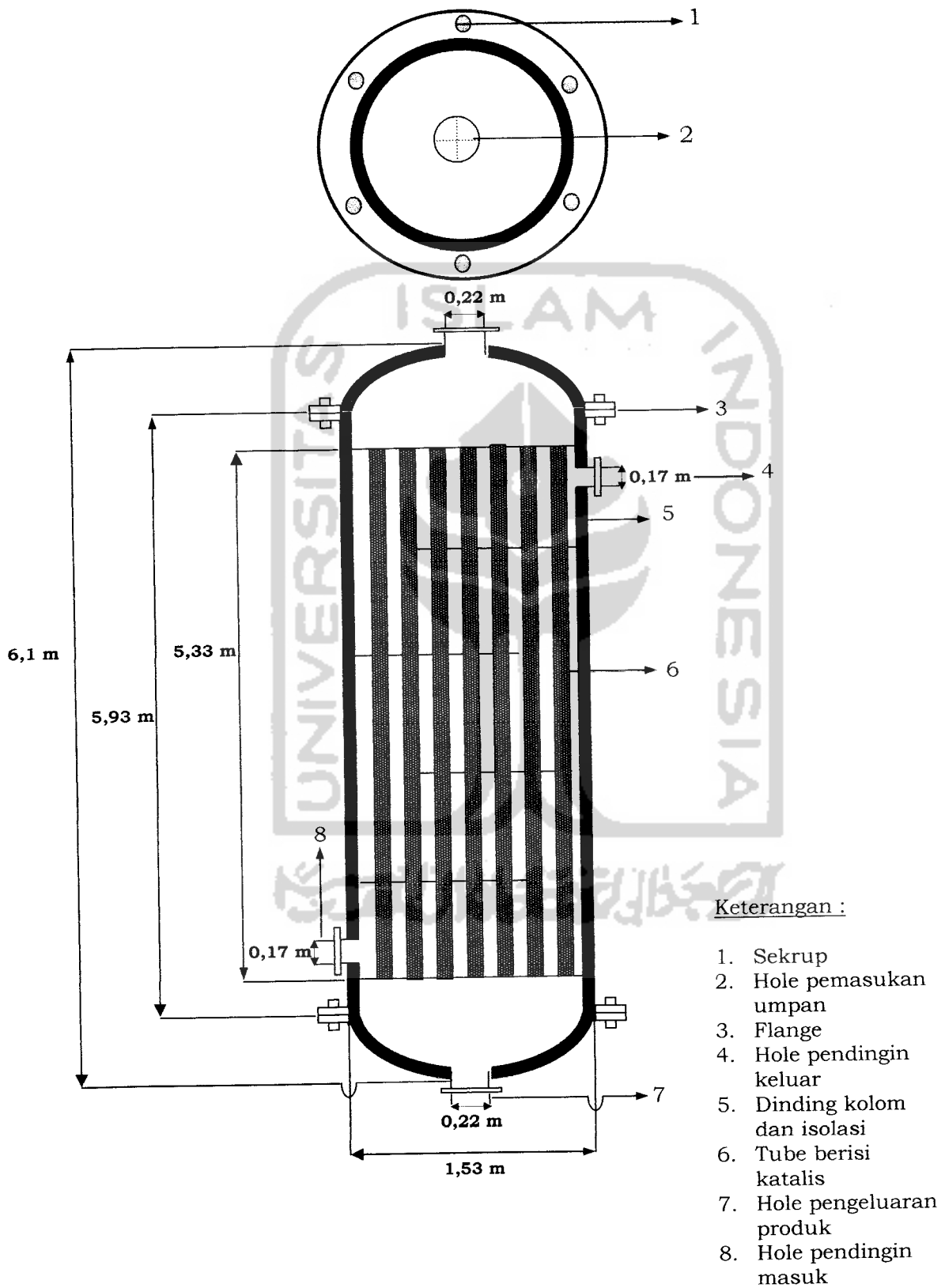
Dari persamaan (a) dan (b) didapat nilai $x_2 = 0,22 \text{ ft} = 0,066 \text{ m}$ dan $T_2 = 242,59 \text{ } ^\circ\text{F}$.

12. TOP MAN HOLE

Man hole penting untuk pemeriksaan dan perawatan reaktor. Kegunaan *man hole* adalah untuk membersihkan bagian reaktor yang tidak terjangkau oleh alat pembersih. Top *man hole* dipasang di bagian atas reaktor, di dekat lubang pemasukan umpan.

Diameter *man hole* dirancang sedemikian hingga manusia bisa masuk kedalam reaktor untuk pembersihan isi di dalam reaktor. Diambil dari tabel.7.8 Backhurst, 1983, diameter *man hole* antara 14 - 24 inci, dan tingginya 10 - 42 inci. Dipilih diameter *manhole* 20inci, untuk tinggi tangki maksimal 20ft tebal plate yang dipakai adalah 5/16 inci. (Brownell & Young, 1979)



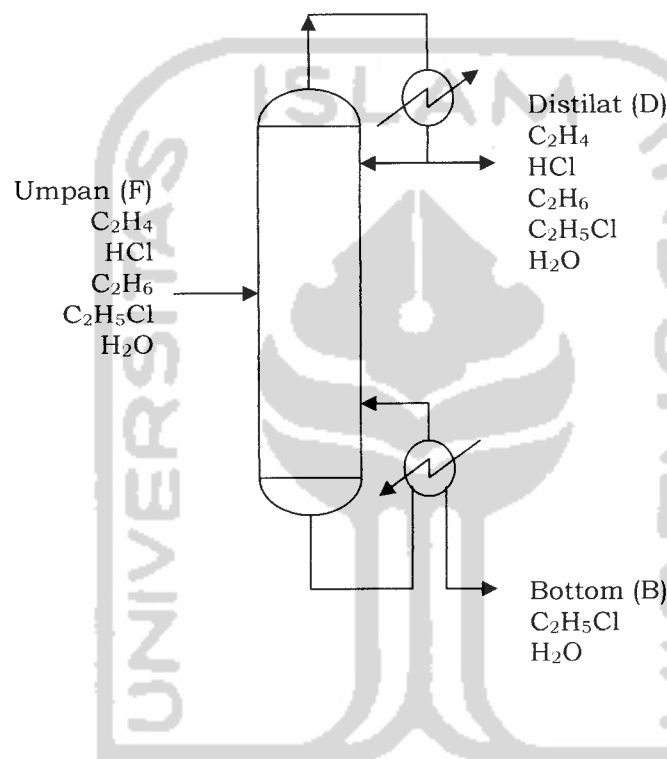




MENARA DISTILASI 1 (MD-01)

Tugas : Memisahkan campuran hasil bawah akumulator 1 (AC-01) sebanyak 7105,39 kg/jam menjadi hasil atas sebanyak 4548,47 kg/jam

Jenis : *Sieve plate column*



Kondenser yang digunakan adalah kondenser parsial. Uap masuk kondenser diembunkan sebagian pada *dew point* untuk sebagai reflux ke menara dan uap yang tak mengembunkan sebagai distilat untuk selanjutnya sebagai *recycle* ke reaktor. Reboiler yang digunakan adalah reboiler parsial, dimana cairan yang masuk ke reboiler tidak semuanya diuapkan, tetapi sebagian uap dimasukkan kembali ke menara sebagai reflux dan cairannya diambil sebagai hasil bawah.

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam perhitungan menara distilasi :

1. Pada setiap *plate* tercapai kesetimbangan
2. Fase uap dan cair dianggap ideal
3. Tidak terjadi pertukaran panas dari atau ke lingkungan

4. Penurunan tekanan tiap *plate* sama
5. Panas pengenceran dan panas pencampuran diabaikan
6. Aliran fase uap dan fase cair adalah *equimolal*

A. Umpan

Umpan masuk ke dalam menara pada keadaan *dew point* (uap jenuh) dengan komposisi sebagai berikut :

Komponen	BM	kgmol/jam
C ₂ H ₄	28,0540	28,2381
HCl	36,4610	31,9138
C ₂ H ₆ (lk)	30,0700	0,0270
C ₂ H ₅ Cl (hk)	64,5150	40,4610
H ₂ O	18,0150	140,9066

Menentukan suhu masuk umpan menara dengan cara :

- Menentukan fraksi mol umpan (Y_i)
- Menentukan tekanan masuk umpan (P_t diambil 5 atm)
- Mencoba nilai suhu umpan masuk (T)
- Menentukan tekanan uap tiap – tiap komponen umpan pada suhu tertentu yang dipilih (P_{oi})
- Menentukan konstanta kesetimbangan tiap komponen ($K_i = P_{oi}/P_t$)
- Menghitung nilai $X_i = Y_i/K_i$ tiap komponen
- Menghitung nilai ΣX_i
- Mencoba – coba nilai T sampai diperoleh nilai $\Sigma X_i = 1$
- Harga T yang didapat jika $\Sigma X_i = 1$ merupakan suhu umpan masuk.

B. Hasil

Diinginkan C₂H₅Cl ke atas menara 99 % berat dari umpan dan 99,7% berat air (H₂O) ke bawah menara.

Menentukan suhu atas digunakan cara yang sama untuk mencari suhu umpan karena distilat yang dihasilkan uap dan *condenser* bekerja pada *dew point*. Sedangkan penentuan suhu bawah dilakukan dengan cara sebagai berikut :

- Menentukan fraksi mol *bottom* (X_i)
- Menentukan tekanan *bottom* (P_t diambil 5,5 atm)
- Mencoba nilai suhu *bottom* (T)
- Menentukan tekanan uap tiap – tiap komponen *bottom* pada suhu tertentu yang dipilih (P_{oi})
- Menentukan konstanta kesetimbangan tiap komponen ($K_i = P_{oi}/P_t$)
- Menghitung nilai $Y_i = K_i \cdot X_i$ tiap komponen
- Menghitung nilai ΣY_i
- Mencoba – coba nilai T sampai diperoleh nilai $\Sigma Y_i = 1$
- Harga T yang didapat jika $\Sigma Y_i = 1$ merupakan suhu *bottom*

C. Penentuan dan pengecekan terhadap komponen kunci

Pada proses ini diambil C_2H_5Cl sebagai *light key component* dan H_2O sebagai *heavy key component*. Pengambilan komponen kunci perlu dicek terlebih dahulu dengan persamaan :

$$\frac{X_{jD} \cdot D}{X_{jF} \cdot F} = \frac{(\alpha_j - 1) \cdot X_{lkD} \cdot D}{(\alpha_{lk} - 1) \cdot Z_{lkF} \cdot F} + \frac{(\alpha_{lk} - \alpha_j) \cdot X_{hkD} \cdot D}{(\alpha_{lk} - 1) \cdot Z_{hkF} \cdot F} \quad \dots(1)$$

$$\alpha_j = \frac{K_j}{K_{hk}} = \frac{p_j^0}{p_{hk}^0} \quad \dots(2)$$

Batasan yang dipakai :

$$\frac{X_{jD} \cdot D}{X_{jF} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{X_{jD} \cdot D}{Z_{jF} \cdot F} > 1,01 \text{ maka komponen tidak terdistribusi}$$

$$0,01 \leq \frac{X_{jD} \cdot D}{Z_{jF} \cdot F} \leq 0,99 \text{ maka komponen } j \text{ pasti terdistribusi}$$

$$\alpha_{av} = \sqrt[2]{(\alpha_{top} \cdot \alpha_{bottom})} \quad \dots(3)$$

dengan :

X_D = fraksi mol distilat

Z_F = fraksi mol umpan

α = *relatif volatility*

D = jumlah distilat (kgmol/jam)

F = jumlah umpan (kgmol/jam)

j = komponen

D. Distribusi komponen *non key*

Dengan menggunakan *Fenske equation* oleh Hengstabeck dan Geddes :

$$\log\left(\frac{D_i}{B_i}\right) = A + C \log \alpha_i \quad \dots(4)$$

kondisi batas adalah LK dan HK

$$D_i = \frac{F_i}{\left(\frac{B_i}{D_i} + 1\right)} \quad \dots(5)$$

$$B_i = \frac{F_i}{\left(\frac{D_i}{B_i} + 1\right)} \quad \dots(6)$$

E. Menentukan refluks minimum dan jumlah *plate* minimum

Besarnya refluks minimum dapat dihitung dengan persamaan Fenske :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \quad \dots(7)$$

sedangkan nilai θ dapat ditentukan dengan persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot Z_{iF}}{\alpha_i - 1} = 1 - q \quad \dots(8)$$

Apabila umpan menara distilasi pada keadaan uap jenuh maka $q = 0$

jumlah *plate* minimum dapat dihitung dengan persamaan Underwood :

$$N_m = \frac{\log \left(\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_B \right)}{\log \alpha_{av}} \quad \dots(9)$$

dengan :

R_{min} = refluks minimum

N_m = jumlah *plate* minimum

X = fraksi mol fase cair

Z = fraksi mol umpan

Q = rasio panas untuk menguapkan umpan terhadap panas laten penguapan umpan

Refluk ratio optimum (R_{op}) didapat dengan mencari grafik hubungan R dan N . Dengan menggunakan metode Elbar dan Maddox correlations (Coulson fig. 11.11, pig. 419)

F. Penentuan letak *feed plate*

Dipakai Kirkbide *equation* :

$$\frac{N_r}{N_s} = \frac{\ln \left[\frac{(D/F)_{lk}}{(D/F)_{hk}} \right]}{\ln \left[\frac{(B/F)_{lk}}{(B/F)_{hk}} \right]} \quad \dots(10)$$

G. Penentuan efisiensi menara

Dihitung dengan persamaan empiris O'Connel :

$$E_o = 51 - 32,5 \cdot \log \left(\mu_{average} \cdot \alpha_{average} \right) \quad \dots(11)$$

$$\text{Sehingga jumlah real plate} = \frac{N}{E_o} \quad \dots(12)$$

H. Perancangan *plate* menara

- a. Menghitung kecepatan maksimum dan minimum uap dan cairan untuk *turn down ratio* yang dibutuhkan (D , B , V , dan L)

- b. Mengumpulkan dan memperkirakan data – data sifat fisis
 - Densitas cair dan uap dari komponen
 - Tegangan permukaan cair dan uap dari komponen
- c. Memilih *plate spacing*
- d. Memperkirakan diameter menara didasarkan pertimbangan *flooding* yang dipilih

$$u_v = (-0,171 \cdot l_t^2 + 0,27 \cdot l_t - 0,047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad ..(13)$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot \overline{Vw}}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}} \quad ..(14)$$

dengan :

u_v = kecepatan uap maksimum yang diijinkan berdasarkan luas melintang menara total, m/s

l_t = *plate spacing*, m

\overline{Vw} = kecepatan uap maksimum, m/s

atau dengan pendekatan :

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad ..(15)$$

dengan :

u_f = kecepatan uap *flooding*, m/s

K_1 = konstanta didapat dari grafik 11.27 Coulson, 1986

- e. Menentukan pola aliran cairan (lihat gambar 11.28, Coulson, 1986)
- f. Menentukan *lay out plate*
 - luas *downcomer*, biasanya diambil 5-19 % luas total menara
 - luas aktif,
 - luas lubang,
 - ukuran lubang, dan
 - tinggi *weir*, biasanya 40 – 90 mm
- g. Mengecek kecepatan *weeping*

Kecepatan uap minimum perancangan :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{0,5}} \quad ..(16)$$

dengan :

u_h = kecepatan uap minimum melewati lubang, m/s

dh = diameter lubang, m

K_2 = konstanta didapat dari grafik 11.30 Coulson, 1986

h. Mengecek *pressure drop per plate*

$$h_t = h_d + h_r + (h_w + h_{ow}) \quad ..(17)$$

$$h_d = 51 \cdot \left[\frac{u_h}{Co} \right] \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad ..(18)$$

$$h_r = \frac{1,25 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad ..(19)$$

$$h_{ow} = 750 \cdot \left[\frac{Lw}{\rho_L \cdot l_w} \right] \quad ..(20)$$

dengan :

h_t = *pressure drop total*

h_d = *dry plate drop*, mm

h_r = *residual head*, mm

h_w = *tinggi weir*, mm

h_{ow} = *weir crest*, mm cairan

Co = konstanta didapat dari grafik 11.34 Coulson, 1986

Lw = kecepatan aliran cairan, m/s

l_w = panjang weir, m

i. Mengecek nilai *downcomer back up* (hb)

$$h_b = h_t + h_{dc} + (h_w + h_{ow}) \quad ..(21)$$

$$h_{dc} = 166 \cdot \left[\frac{Lwd}{\rho_L \cdot A_m} \right] \quad \dots(22)$$

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{Lwd} \quad \dots(23)$$

dengan :

h_{dc} = head loss pada downcomer, mm

Lwd = kecepatan aliran cairan pada downcomer, kg/s

A_m = A_d , luas downcomer atau A_{ap} , luas clearance di bawah downcomer, m^2

Di mana $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w$ dan $h_{ap} = h_w - (5 - 10 \text{ mm})$..(24)

h_{ap} = tinggi antara tepi apron di atas plate, mm

t_r = residence time

j. Menentukan lay out detil dari plate

- Calming zone
- Luas tak berlubang (unperforated area), dipakai persamaan :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \cdot \left[\frac{d_h}{l_p} \right] \quad \dots(25)$$

dengan l_p = hole pitch, mm

k. Optimasi sehingga diperoleh diameter menara terkecil dengan semua spesifikasi yang memenuhi syarat.

I. Mechanical design

1. Spesifikasi menara

Tinggi = (jumlah stage + 1) x plate spacing + disengagement + tinggi cairan di bottom ..(26)

Diameter diperoleh dari perancangan plate

Dipakai bahan pembuatan menara carbon steel

2. Penentuan kondisi menara perancangan

Dipakai faktor keamanan sebagai berikut :

- Suhu perancangan = suhu atas + 50 °F ..(27)

- Tekanan perancangan = 1,1 x tekanan operasi ..(28)

3. Penentuan tebal *shell* menara (T_s , mm)

$$T_s = \frac{1000 \cdot P_d \cdot D}{2 \cdot f - P_d} + 4 \quad ..(29)$$

dengan :

T_s = tebal *shell*, mm

P_d = tekanan perancangan, N/mm²

D = diameter menara, m

f = *maximum allowance stress*, N/mm²

4. Penentuan jenis dan tebal *head*

Dipilih jenis *elliptical dished head* dengan ketebalan dihitung :

$$T_h = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot J \cdot f - 0,2 \cdot P_d} + 4 \quad ..(30)$$

dengan

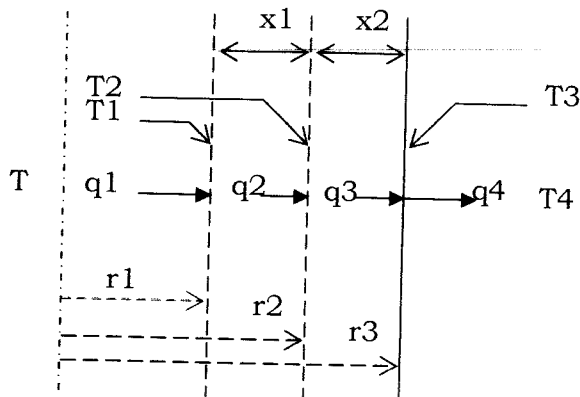
D_i = diameter *head*, $D_i = D - T_s$, m

J = efisiensi sambungan

5. Penentuan Tebal isolasi

asumsi :

- a. Kedaan *steady state*
- b. Suhu dinding luar isolator = 50 °C
- c. Suhu udara luar = 30 °C



Keterangan :

- r1 = jari-jari dalam shell
- r2 = jari-jari luar shell
- r3 = jari-jari isolator luar
- x1 = tebal plat dinding shell
- x2 = tebal isolator
- T = suhu aliran massa menara
- T1 = suhu dinding shell dalam
- T2 = suhu dinding luar
- T3 = suhu isolator dalam
- T4 = suhu udara luar

bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Holman, 1988) :

- $\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577,0176678 \text{ kg/m}^3$
- $k = 0,117 \text{ btu/j/ft}^2/\text{°F}$
- $c_p = 0,25 \text{ btu/lb/°F}$
- $\epsilon = 0,96$

data lain yang didapat dari awal perancangan :

- Diameter shell menara, D
- Tebal plat dinding shell, x1
- Suhu dinding dalam shell, T1
- Suhu isolator dalam, T3
- Suhu isolator luar, T4
- Bahan dinding shell adalah Carbon Steel SA-203 grade C dengan $k = 25 \text{ btu/ j/ft}^2/\text{°F}$

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam shell ke dinding shell dalam (q1)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (q2)

- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (q_3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

a) Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2}$$

pada suhu T_f sifat – sifat udara dapat dicari di daftar A-5, Holman, 1988, nilai $G_{rL} \cdot Pr_r$ dapat dicari dengan persamaan :

$$G_{rL} \cdot Pr_r = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr_r \quad ..(31)$$

dengan :

- g = gaya gravitasi, m/s^2
- β = konstanta, K^{-1}
- ν = viskositas kinematik, m^2/s

Jika $G_{rL} \cdot Pr_r > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988):

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}, W/m^2/C \quad ..(32)$$

b) Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$$hr (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4) \quad ..(33)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam $^{\circ}R$ serta $\sigma = 0,1714 \times 10^{-8} \text{ btu/j/ft}^2/^{\circ}R$ maka

$$hr = \epsilon \sigma \frac{(T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)} \quad ..(34)$$

Pada keadaan *steady state* $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan :

$$q_2 = k \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} \quad ..(35)$$

$$q_3 = k \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} \quad ..(36)$$

$$q_4 = (hr + hc) \cdot A_3 \cdot (T_3 - T_4) = (hr + hc) \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot (T_3 - T_4) \quad ..(37)$$

Dari 4 persamaan di atas didapat nilai x_2 dan T_2

J. Mengecek stress

1. *Dead weight pressure* (WV), kN

Dipakai persamaan :

$$WV = 240 \cdot C_v \cdot D_m \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot T_s / 1000 \quad ..(38)$$

dengan :

C_v = konstanta, $C_v = 1,15$ untuk menara distilasi

H_v = tinggi menara, m

D_m = diameter rata – rata menara, $D_m = D + T_s$, m

2. Berat *plate* (BP), kN

Dipakai persamaan :

$$BP = 1,2 \cdot A_t \cdot \text{Jumlah plate} \quad ..(39)$$

dengan A_t = luas total *plate*, m^2

3. Berat isolasi (WIS), kN

Dipakai persamaan :

$$WIS = \pi \cdot \rho_{iso} \cdot g \cdot D \cdot H_v \cdot X_{iso} / 1000 \quad ..(40)$$

dengan :

ρ_{iso} = densitas isolasi, kg/m^3

X_{iso} = tebal isolasi, m

4. Berat total, (TW), kN

$$TW = WV + BP + 2 \cdot WIS \quad ..(41)$$

5. *Wind loading*

Dipakai persamaan :

$$M_x = \frac{w \cdot x^2}{2} \quad ..(42)$$

dengan :

M_x = bending moment, Nm

w = berat menara per unit panjang, kN/m

x = tinggi menara, m

6. Analisis stress

1) Pressure stress

➤ Longitudinal stress (σ_l), N/mm²

$$\sigma_l = \frac{Pd \cdot D}{4 \cdot Th} \quad \text{..(43)}$$

➤ Circumferential stress (σ_h), N/mm²

$$\sigma_h = 2 \cdot \sigma_l \quad \text{..(44)}$$

2) Dead weight stress, (σ_w), N/mm²

$$\sigma_w = \frac{WV}{\pi \cdot Th \cdot (D + Th)} \quad \text{..(45)}$$

3) Bending stress, (σ_b), N/mm²

$$\sigma_b = \frac{M_x}{LV \cdot (0,5 \cdot D + Th)} \quad \text{..(46)}$$

dengan $LV = \frac{\pi}{64} \cdot (OD^4 - D^4)$ dan $OD = D + Th$

4) Total stress (σ_z), N/mm²

$$\sigma_z = 1,5 \cdot \sigma_l + \sigma_w + \sigma_b \quad \text{..(47)}$$

Shell akan aman digunakan jika $\sigma_z < f$

K. Penentuan diameter nozzle pemasukan dan pengeluaran

Untuk menentukan diameter *nozzle* yang berhubungan dengan aliran dari dan ke menara distilasi digunakan persamaan :

$$D_{i,opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho_f^{0,13} \quad \text{..(48)}$$

dengan :

$D_{i,opt}$ = diameter optimum, in

q_f = debit fluida, cuft/s

ρ_f = densitas fluida, lb/cuft



Mechanical design menara distilasi 1 (MD-01)

1. Umpan

Perhitungan suhu dew point umpan :

Tekanan = 5 atm

suhu

407,8359 K

Komp.	kmol/jam	Yi	Po, mmHg	Ki=P _o /P _t	Xi=Yi/Ki
C ₂ H ₄	28,2381	0,1169	176928,9978	46,5603	0,0025
HCl	31,9138	0,1321	187684,7321	49,3907	0,0027
C ₂ H ₆	0,0270	0,0001	132117,5052	34,7678	0,0000
C ₂ H ₅ Cl	40,4610	0,1675	16327,1883	4,2966	0,0390
H ₂ O	140,9066	0,5834	2319,9491	0,6105	0,9555
Jumlah	241,5466	1,0000			1,0000

Jadi suhu umpan = 407,8359 K

2. Spesifikasi hasil

Komp.	Distilat			Bottom		
	kg/jam	kmol/jam	X _{di}	kmol/jam	X _{bi}	kg/jam
C ₂ H ₄	792,19	28,2381	0,2805	0,0000	0,0000	0,00
HCl	1163,61	31,9138	0,3171	0,0000	0,0000	0,00
C ₂ H ₆	0,81	0,0270	0,0003	0,0000	0,0000	0,00
C ₂ H ₅ Cl	2584,24	40,0564	0,3979	0,4046	0,0029	26,10
H ₂ O	7,62	0,4227	0,0042	140,4839	0,9971	2530,82
Jumlah	4548,47	79,8728	1,0000	140,8885	1,0000	2556,92

3. Perhitungan suhu atas dan bawah

Perhitungan suhu dew point destilat (suhu atas) :

Tekanan = 4,5 atm

suhu

313,6004 K

Komp.	kmol/jam	Yi	Po, mmHg	Ki=Po/Pt	Xi=Yi/Ki
C2H4	28,2381	0,2805	58736,9681	17,1746	0,0163
HCl	31,9138	0,3171	47553,1835	13,9044	0,0228
C2H6	0,0270	0,0003	38616,5583	11,2914	0,0000
C2H5Cl	40,4610	0,3979	1929,1750	0,5641	0,7055
H2O	0,4227	0,0042	56,3371	0,0165	0,2549
Jumlah	241,5466	1,0000			1,0000

Jadi suhu umpan = 313,6004 K

Perhitungan suhu dew point bawah (suhu bawah) :

Tekanan = 5,5 atm

suhu

428,7607 K

Komp.	kmol/jam	Xi	Po, mmHg	Ki=Po/Pt	Yi=Ki*Xi
C2H5Cl	0,4046	0,0029	22816,7747	5,4586	0,0157
H2O	140,4839	0,9971	4128,9831	0,9878	0,9875
Jumlah	140,8885	1,0000			1,0000

TBP Bawah = 428,7607 K

4. Pengambilan LK dan HK

Komp.	alfa-dist	alfa-bott	alfa-ave	$\frac{X_{jD} \cdot D}{X_{jF} \cdot F}$
C2H4	1042,5983	51,0962	230,8090	17,7845
HCl	844,0829	56,6345	218,6417	16,8430
C2H6	685,4552	38,9453	163,3869	12,5677

C ₂ H ₅ Cl(LK)	34,2434	5,5260	13,7561	0,9900
H ₂ O(HK)	1,0000	1,0000	1,0000	0,0030

Penentuan LK dan HK sudah benar

5. Distribusi komponen non key

Jumlah *plate* minimum = $N_m = 3,9677$

Perhitungan distribusi *non key component* :

untuk C ₂ H ₄	$(d/b)I = 7334641,9970$	$b_i = f_i / (1 + (d/b)_i) = 0$	$d_i = f_i - b_i = 28,2381$
untuk HCl	$(d/b)I = 5952493,4264$	$b_i = f_i / (1 + (d/b)_i) = 0$	$d_i = f_i - b_i = 31,9138$
untuk C ₂ H ₆	$(d/b)I = 1855680,3280$	$b_i = f_i / (1 + (d/b)_i) = 0$	$d_i = f_i - b_i = 0,0270$

6. Menghitung jumlah refleks minimum

$\theta = 169,1563$

komp	$\alpha_i \cdot X_{fi} / (\alpha_i - \theta)$	$\alpha_i \cdot X_{di} / (\alpha_i - \theta)$
C ₂ H ₄	0,4377	1,0502
HCl	0,5838	1,4008
C ₂ H ₆	-0,0032	-0,0076
C ₂ H ₅ Cl	-0,0148	-0,0352
H ₂ O	-0,0035	0,0000
	1,0000	2,4082

$R_{m+1} = 2,4082$

$R_m = 1,4082$

R_{op} berkisar antara 1,2 s.d 1,5 (secara hitungan kasar)

Berdasarkan trial didapatkan grafik hubungan R dan N

Maka diambil R_{op} = 3,0000 (hitungan perancangan)

$N = 5,3982$

$$N = 6,0000$$

7. Penentuan letak *feed plate*

$$N_r/N_s = 0,1817$$

$$N = 5,3982 \text{ (including reboiler)}$$

$$N_r + N_s = 4,3982 \text{ (excluding reboiler)}$$

$$N_s = 4,40 - N_r$$

$$N_s = 4,40 - 0,1817 * N_s$$

$$N_s = 3,7219, \text{ diambil } N = 4 \text{ (feed plate)}$$

8. Penentuan efisiensi menara

Hitung viskositas *average* pada suhu rata-rata

$$T_{\text{atas}} = 16,5829 \text{ K}$$

Komp	kg/j atas	wi	μ_i , cp
C ₂ H ₄	792,19	0,1742	0,0549
HCl	1163,61	0,2558	0,7023
C ₂ H ₆	0,81	0,0002	0,0726
C ₂ H ₅ Cl	2584,24	0,5682	0,2196
H ₂ O	7,62	0,0017	0,5948
	4548,47	1,0000	0,1632

$$T_{\text{bawah}} = 425,0908 \text{ K}$$

Komp	kg/j bot	wi	μ_i , cp
C ₂ H ₅ Cl	26,10	0,0102	0,1166
H ₂ O	2530,82	0,9898	0,1624
	2556,92	1,0000	0,1618

$$\mu_{\text{average}} = 0,1625 \text{ cP}$$

$$= 0,1625 \text{ mNs/m}^2$$

$$\alpha_{\text{LK ave}} = 13,7561$$

$$E_o = 51 - 32,5 * \log (0,1625 * 13,7561)$$

$$= 39,6470 \quad \%$$

$$E = N_i/N$$

Maka jumlah real stage = 11,0936 stage
= 11 stage

9. Perancangan *plate menara* (dipakai grafik Coulson)

a. *Flow rate*

$$\text{Top product} = D = 4548,4679 \text{ kg/j}$$

$$\text{Vapour rate} = V = (1+R)*D = 18193,8716 \text{ kg/j}$$

$$\text{Liquid rate} = L = RD = 13645,4037 \text{ kg/j}$$

$$\text{Produk bawah } B = F - D = 2556,9219 \text{ kg/j}$$

$$Lm' - Vm' = 2556,9219 \text{ kg/j}$$

$$Lm'/Vm' = 1,2310$$

$$Vm' = 11088,4818 \text{ kg/j}$$

$$Lm' = 13645,4037 \text{ kg/j}$$

b. Sifat fisis

Harga sifat fisis aliran massa fase cair dan uap adalah :

Atas

$$\rho_L = 377,3134 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 7,9024 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Surface tension} = 0,0008 \text{ N/m}$$

Bawah

$$\rho_L = 938,1827 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 2,8372 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Surface tension} = 0,0251 \text{ N/m}$$

c. *Plate spacing*

Diipilih *plate spacing* = 0,75 m

d. Diameter menara

Estimasi awal pers

$$\text{Fig. 11.79} \quad uv' \text{ atas} = 0,4055 \text{ m/s}$$

$$uv' \text{ bawah} = 1,0769 \text{ m/s}$$

Diameter menara

$$\text{Fig. 11.80} \quad Dc \text{ atas} = 1,4174 \text{ m}$$

$$Dc \text{ bawah} = 1,1332 \text{ m}$$

$$\text{Fig. 11.82} \quad FLV \text{ bawah} = 0,1085$$

$$FLV \text{ atas} = 0,0677$$

Take tray spacing $as = 0,6 \text{ m}$

$$\text{Fig. 11.27} \quad \text{atas K1} = 0,105$$

$$\text{bawah K1} = 0,100$$

Correction for surface tensions

$$\text{atas K1} = 0,0556$$

$$\text{bawah K1} = 0,1046$$

$$\text{Fig. 11.81} \quad \text{atas uf} = 0,3800 \text{ m/s}$$

$$1,900 \text{ m/s}$$

$$\text{bawah uf} =$$

Design percent flooding at maximum flow rate = 85 %

$$\text{atas } uv' = 0,3230 \text{ m/s}$$

$$\text{bawah } uv' = 1,6150 \text{ m/s}$$

Maximum volumetric flow rate

$$\text{atas} = 0,6395 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{bawah} = 0,0856 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area required

$$\text{atas} = 1,9801 \text{ m}^2$$

$$\text{bawah} = 0,6722 \text{ m}^2$$

As first trial take percent downcomer area of total = 12 %

Column cross-sectioned area

$$\text{atas} = 2,2501 \text{ m}^2$$

$$\text{bawah} = 0,7639 \text{ m}^2$$

Column diameter

$$\text{atas} = 1,6930 \text{ m}$$

$$\text{bawah} = 0,9864 \text{ m}$$

Digunakan diameter kolom yang sama, dengan ukuran 1,6930 m

e. Pola aliran

$$\text{Maximum vol liquid rate} = 0,0100 \text{ m}^3/\text{s}$$

dari fig.11.28 maka alirannya adalah *single pass*

f. *Lay out plate*

$$\text{Column diameter} = D_c = 1,6930 \text{ m}$$

$$\text{Column area} = A_c = 2,2501 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area} = A_d = 0,2700 \text{ m}^2, \text{ pada } 12 \%$$

$$\text{Net area} = A_n = A_c - A_d = 1,9801 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area} = A_a = A_c - 2 A_d = 1,4401 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area} = A_h = 0,0720 \text{ m}^2, \text{ pada } 5 \% A_a$$

Weir length (fig 11.31)

$$(A_d/A_c) * 100 = 12 \text{ Didapat}$$

$$l_w/D_c = 0,74$$

$$l_w = 1,2519 \text{ m}$$

$$\text{ambil tinggi weir} = h_w = 50 \text{ mm}$$

$$\text{diameter hole} = 3 \text{ mm}$$

$$\text{tebal plate} = 3 \text{ mm}$$

g. Cek *weeping*

$$\text{Max liquid rate} = 3,7904 \text{ kg/s}$$

$$\text{dengan percent of turn down} = 0,8$$

$$\text{Min liquid rate} = 3,0323 \text{ kg/s}$$

$$\text{Pers (23) Maks how} = 30,0456 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min how} = 25,8925 \text{ mm liquid}$$

pada kecepatan minimum, $h_o + h_{ow} = 75,8925 \text{ mm liquid}$

Dari Fig 11.30, $K_2 = 30,8$

$$\text{Pers (19)} \quad u_{h'}(\text{min}) = 3,7850 \text{ m/s}$$

$$\text{Actual min vapour velocity} = \text{Min vapour rate} / A_h = 7,1055 \text{ m/s}$$

Kecepatan operasi aman karena tidak terjadi weeping

h. *Pressure drop per plate*

Dry plate drop

$$\text{Max vapour velocity through hole} = u_{h'} = 8,8819 \text{ m/s}$$

dari Fig. 11.34 dengan tebal *plate*/ diameter *hole* = 1

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,05$$

$$\text{maka } C_o = 0,81$$

$$\text{Pers (18)} \quad h_d = 128,4298 \text{ mm liquid}$$

Residual head

$$h_r = 33,1290 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Total pressure drop} &= h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 240,8207 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\text{Pressure drop per plate} = 240,6044 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Column pressure drop} = 16097,1390 \text{ Pa}$$

$$\text{Top pressure (4,5 atm)} = 506625 \text{ Pa}$$

$$\begin{aligned} \text{Estimasi bawah pressure} &= 522722,1390 \text{ Pa} \\ &= 5,1589 \text{ atm} \end{aligned}$$

i. *Cek downcomer back up*

Downcomer pressure loss

$$\text{Ambil } h_{ap} = h_w - 10 = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Area under apron, } A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w = 0,0501 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,2700 \text{ m}^2$$

karena $A_{ap} < A_d$ maka dipakai A_{ap} pada persamaan 11.92

$$\text{Pers (22)} \quad h_{dc} = 6,6703 \text{ mm}$$

Diambil 7 mm

Back up in downcomer

$$\text{Pes (21)} \quad hb = (hw + how) + ht + hdc = 328,3204 \text{ mm}$$

$$hb < \frac{1}{2} * (\text{plate spacing} + hw) = hb < 4000 \text{ mm}$$

Sehingga *tray spacing* dapat diterima

Cek residence time

$$\text{Pers (23)} \quad tr = 8,8248 \text{ s} > 3 \text{ s} \text{ memenuhi}$$

Cek entrainment

Actual percentage flooding for design area

$$uv = 0,3230 \text{ m/s}$$

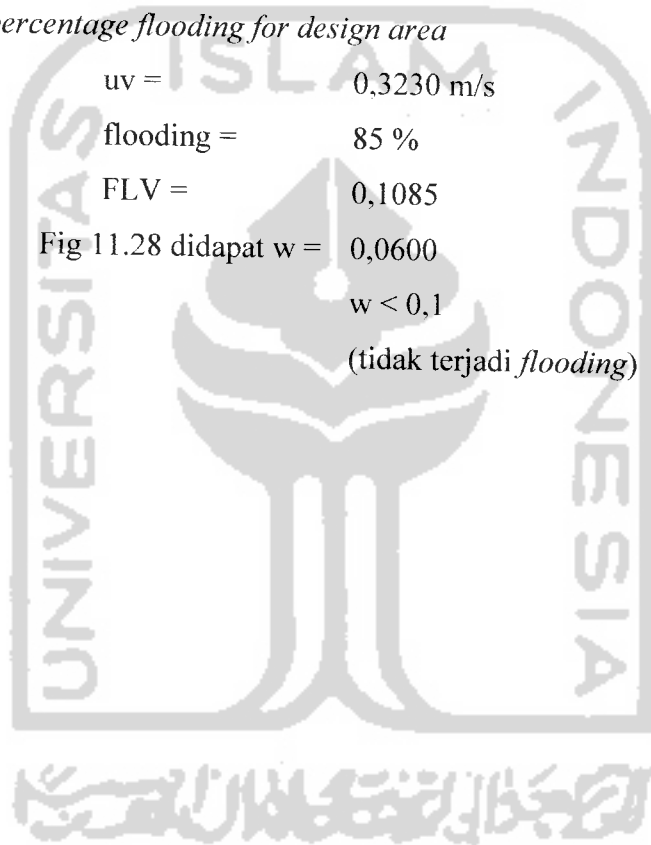
$$\text{flooding} = 85 \%$$

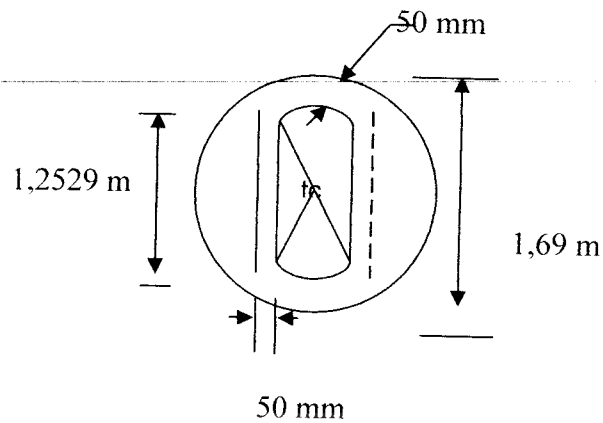
$$\text{FLV} = 0,1085$$

$$\text{Fig 11.28 didapat } w = 0,0600$$

$$w < 0,1$$

(tidak terjadi *flooding*)





j. *Calming zone* dan luas tak berlubang

Dari Fig 11.32 pada $lw/Dc = 0,74$ maka $\theta_c = 92^\circ$

Angle subtended at plate edge by unperforated strip = 88 derajat

Mean length, unperforated edge strips = 2,5223 m

Area of unperforated edge strips = 0,1261 m²

Area of calming zone = 0,1153 m²

Total area available for perforations, A_p = 1,1987 m²

$$Ah / A_p = 0,0601$$

Dari Fig.11.33 $lp/dh = 3,8707$, dan ini memenuhi (biasanya 2-4)

k. Jumlah lubang = 3666 buah

l. Spesifikasi *plate*

Plate No. = 18 buah

Plate ID = 1,69 m

Hole size = 3 mm

Hole pitch = 11,6122 mm

Active hole = 3666

Turn down = 80 % kecepatan maksimal

Plate material = *Stainless Steel*

Downcomer material = *Stainless Steel*

<i>Plate spacing</i>	= 0,75 m
<i>Plate thickness</i>	= 3 mm
<i>Plate pressure drop</i>	= 240,6044 mm liquid = 0,1589 atm

10. Mechanical design

a. Spesifikasi menara

Tinggi menara = 16,2500 m

Diameter menara = 1,6930 m

b. Penentuan kondisi menara perancangan

Suhu perancangan = 50,6004 °C

Tekanan perancangan = 0,5016 N/mm²

Bahan *carbon steel* dengan nilai stress (f) = 135 N/mm²

c. Tebal *shell* = 7,0778 mm

d. Jenis dan tebal *head*

Jenis = *elliptical dished head*

Tebal *head* = 7,1509 mm

e. Tebal isolator = 47,60 mm

11. Mengecek stress

a. *Dead weight pressure (WV)*, kN

$C_v = 1,15$ (untuk menara distilasi)

$D_m = D + T_s = 1,7702$ m

$H_v = \text{height of vessel} = 16,2500$ m

$WV = 59,0927$ kN

b. Berat *plate* (BP), kN

$A_t = \text{luas area total plate} = 2,2501$ m²

$BP = 48,6030$ kN

c. Berat isolasi (WIS), kN

$$\rho_s = \text{densitas bahan isolasi} = 577,0177 \text{ kg/m}^3$$

$$X_{is} = \text{tebal isolasi} = 0,0476 \text{ m}$$

$$D = 1,6930 \text{ m}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$WS = 23,2773 \text{ kN}$$

d. berat total (TW), kN

$$TW = 154,2501 \text{ kN}$$

e. *Wind loading*

$$\text{diambil } \textit{dinamic wind pressure (DWP)} = 1280 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Diameter rata-rata} = 1,8026 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara, } x = 16,2500 \text{ m}$$

$$\text{Berat menara per meter, } w = 2307,2698 \text{ N/m}$$

$$M_x = 18746,5674 \text{ Nm}$$

f. *Analisis stress*

a. *Pressure stress*

longitudinal stress

$$\sigma_l = 28,4437 \text{ N/mm}^2$$

circumferential stress

$$\sigma_h = 2 \cdot \sigma_l = 56,8874 \text{ N/mm}^2$$

b. *Dead weight stress*

$$\sigma_w = 1,4828 \text{ N/mm}^2$$

c. *Bending stresses*

$$OD = 1700,5132 \text{ mm}$$

$$LV = 4,1027 \cdot 10^{11} \text{ mm}^3$$

$$\sigma_b = 0,0390 \text{ N/mm}^2$$

d. Total stress

$$\sigma_z = 1,5 \cdot \sigma_l + \sigma_w + \sigma_b = 44,1873 \text{ N/mm}^2$$

Jadi *shell* aman karena $\sigma_z < f$ sehingga tebal *shell* bisa diterima

12. Diameter nozzle pemasukan dan pengeluaran

a. Nozzle umpan

$$\rho_f = 0,2742 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 16,1636 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 16,5383 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 18 in

ID = 17,25

Schedule number = 20

b. Nozzle uap atas menara

$$\rho_f = 0,4929 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 23,0184 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 20,9270 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 22 in

ID = 21,25

Schedule number = 20

c. Nozzle refluks distilat

$$\rho_f = 23,5364 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 0,3616 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 5,3361 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 6 in

ID = 5,7610

Schedule number = 80

d. *Nozzle* pengeluaran bottom

$$\rho_f = 55,5228 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 0,0584 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 2,6446 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 3 in

ID = 2,9

Schedule number = 80

e. *Nozzle* refluks bottom

$$\rho_f = 0,1770 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 10,3018 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 12,7571 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

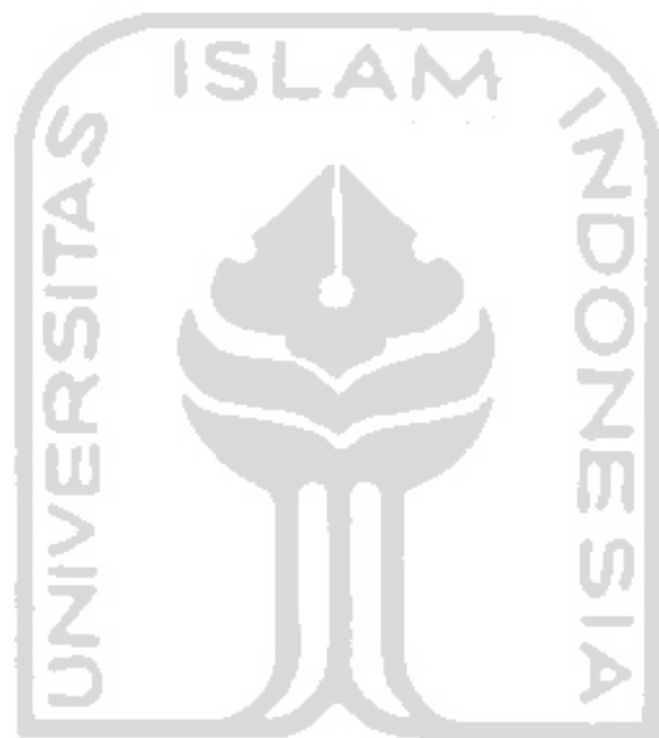
Nominal pipe size = 14 in

ID = 13,25

Schedule number = 30

13. Spesifikasi menara distilasi

1. Tinggi menara = 16,2500 m
2. Diameter kolom
Diameter kolom enriching = 1,6930 m
Diameter kolom stripping = 0,9864 m
(untuk perancangan/mechanical design diambil diameter kolom dengan ukuran 1,6930 m)
3. Tebal shell = 7,1509 mm
4. Jenis head *elliptical dished head*
5. Tebal head = 7,4636 mm
6. Tebal isolator = 0,0476 m
7. Pipa umpan = 18 ins (IPS)
8. Pipa atas menuju kondensor = 22 ins (IPS)
9. Pipa refluks distilat = 6 ins (IPS)
10. Pipa pengeluaran bottom = 3 ins (IPS)
11. Pipa refluks bottom = 14 ins (IPS)

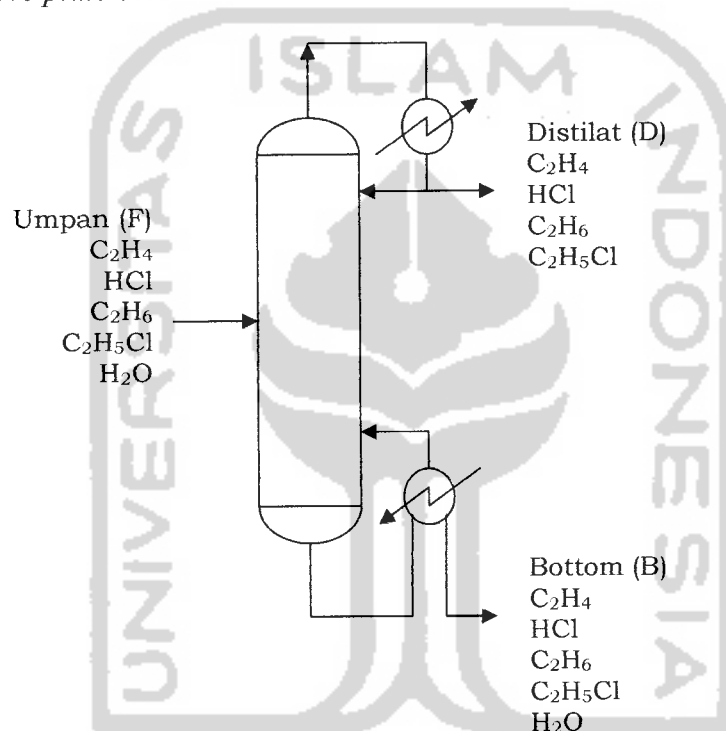


جامعة الإسلام في إندونيسيا

MENARA DISTILASI 2 (MD-02)

Tugas : Memisahkan campuran hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) sebanyak 4548,47 kg/jam menjadi produk bawah etil klorid sebanyak 2540,18 kg/jam

Jenis : *Sieve plate column*



Kondenser yang digunakan adalah kondenser parsial. Uap masuk kondenser diembunkan sebagian pada *dew point* untuk sebagai refluks ke menara dan uap yang tak mengembunkan sebagai distilat untuk selanjutnya sebagai *recycle* ke reaktor. Reboiler yang digunakan adalah reboiler parsial, dimana cairan yang masuk ke reboiler tidak semuanya diuapkan, tetapi sebagian uap dimasukkan kembali ke menara sebagai refluks dan cairannya diambil sebagai hasil bawah.

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam perhitungan menara distilasi :

1. Pada setiap *plate* tercapai kesetimbangan
2. Fase uap dan cair dianggap ideal

3. Tidak terjadi pertukaran panas dari atau ke lingkungan
4. Penurunan tekanan tiap *plate* sama
5. Panas pengenceran dan panas pencampuran diabaikan
6. Aliran fase uap dan fase cair adalah *equimolar*

A. Umpan

Umpan masuk ke dalam menara pada keadaan *dew point* (uap jenuh) dengan komposisi sebagai berikut :

Komponen	BM	kgmol/jam
C ₂ H ₄	28,0540	28,2381
HCl	36,4610	31,9138
C ₂ H ₆	30,0700	0,0270
C ₂ H ₅ Cl	64,5150	40,0564
H ₂ O	18,0150	0,4227

Menentukan suhu masuk umpan menara dengan cara :

- Menentukan fraksi mol umpan (Y_i)
- Menentukan tekanan masuk umpan (P_t diambil 25 atm)
- Mencoba nilai suhu umpan masuk (T)
- Menentukan tekanan uap tiap – tiap komponen umpan pada suhu tertentu yang dipilih (P_{oi})
- Menentukan konstanta kesetimbangan tiap komponen ($K_i = P_{oi}/P_t$)
- Menghitung nilai $X_i = Y_i/K_i$ tiap komponen
- Menghitung nilai ΣX_i
- Mencoba – coba nilai T sampai diperoleh nilai $\Sigma X_i = 1$
- Harga T yang didapat jika $\Sigma X_i = 1$ merupakan suhu umpan masuk.

B. Hasil

Diinginkan C_2H_5Cl ke bawah menara 97 % berat dari umpan dan 99 % berat C_2H_6 ke atas menara.

Menentukan suhu atas digunakan cara yang sama untuk mencari suhu umpan karena distilat yang dihasilkan uap dan *condenser* bekerja pada *dew point*. Sedangkan penentuan suhu bawah dilakukan dengan cara sebagai berikut :

- Menentukan fraksi mol *bottom* (X_i)
- Menentukan tekanan *bottom* (P_t diambil 25,5 atm)
- Mencoba nilai suhu *bottom* (T)
- Menentukan tekanan uap tiap – tiap komponen *bottom* pada suhu tertentu yang dipilih (P_{oi})
- Menentukan konstanta kesetimbangan tiap komponen ($K_i = P_{oi}/P_t$)
- Menghitung nilai $Y_i = K_i \cdot X_i$ tiap komponen
- Menghitung nilai ΣY_i
- Mencoba – coba nilai T sampai diperoleh nilai $\Sigma Y_i = 1$
- Harga T yang didapat jika $\Sigma Y_i = 1$ merupakan suhu *bottom*

C. Penentuan dan pengecekan terhadap komponen kunci

Pada proses ini diambil C_2H_6 sebagai *light key component* dan C_2H_5Cl sebagai *heavy key component*. Pengambilan komponen kunci perlu dicek terlebih dahulu dengan persamaan :

$$\frac{X_{jD} \cdot D}{X_{jF} \cdot F} = \frac{(\alpha_j - 1) \cdot X_{lkD} \cdot D}{(\alpha_{lk} - 1) \cdot Z_{lkF} \cdot F} + \frac{(\alpha_{lk} - \alpha_j) \cdot X_{hkD} \cdot D}{(\alpha_{lk} - 1) \cdot Z_{hkF} \cdot F} \quad \dots(1)$$

$$\alpha_j = \frac{K_j}{K_{hk}} = \frac{p_j^0}{p_{hk}^0} \quad \dots(2)$$

Batasan yang dipakai :

$$\frac{X_{jD} \cdot D}{X_{jF} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{X_{jD} \cdot D}{Z_{jF} \cdot F} > 1,01 \text{ maka komponen tidak terdistribusi}$$

$$0,01 \leq \frac{X_{jD} \cdot D}{Z_{jF} \cdot F} \leq 0,99 \text{ maka komponen } j \text{ pasti terdistribusi}$$

$$\alpha_{av} = \sqrt[2]{\left(\alpha_{top} \cdot \alpha_{bottom} \right)} \quad \dots(3)$$

dengan :

X_D = fraksi mol distilat

Z_F = fraksi mol umpan

α = *relatif volatility*

D = jumlah distilat (kgmol/jam)

F = jumlah umpan (kgmol/jam)

j = komponen

D. Distribusi komponen non key

Dengan menggunakan *Fenske equation* oleh Hengstabeck dan Geddes :

$$\log \left(\frac{D_i}{B_i} \right) = A + C \log \alpha_i \quad \dots(4)$$

kondisi batas adalah LK dan HK

$$D_i = \frac{F_i}{\left(\frac{B_i}{D_i} + 1 \right)} \quad \dots(5)$$

$$B_i = \frac{F_i}{\left(\frac{D_i}{B_i} + 1 \right)} \quad \dots(6)$$

E. Menentukan reflux minimum dan jumlah *plate* minimum

Besarnya reflux minimum dapat dihitung dengan persamaan Fenske :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{min} + 1 \quad \dots(7)$$

sedangkan nilai θ dapat ditentukan dengan persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot Z_{iF}}{\alpha_i - 1} = 1 - q \quad \dots(8)$$

Apabila umpan menara distilasi pada keadaan uap jenuh maka $q = 0$
 jumlah *plate* minimum dapat dihitung dengan persamaan Underwood :

$$N_m = \frac{\log \left(\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_B \right)}{\log \alpha_{av}} \quad \dots(9)$$

dengan :

R_{min} = refluks minimum

N_m = jumlah *plate* minimum

X = fraksi mol fase cair

Z = fraksi mol umpan

Q = rasio panas untuk menguapkan umpanter hadap panas laten penguapan umpan

Refluk ratio optimum (R) didapat dengan mencari grafik hubungan R dan N.
 Dengan menggunakan metode Elbar dan Maddox correlations (Coulson fig. 11.11, pig. 419)

F. Penentuan letak *feed plate*

Dipakai Kirkbide *equation* :

$$\frac{N_r}{N_s} = \frac{\ln \left[\frac{(D/F)_{lk}}{(D/F)_{hk}} \right]}{\ln \left[\frac{(B/F)_{lk}}{(B/F)_{hk}} \right]} \quad \dots(10)$$

G. Penentuan efisiensi menara

Dihitung dengan persamaan empiris O'Connel :

$$E_o = 51 - 32,5 \cdot \log \left(\mu_{average} \cdot \alpha_{average} \right) \quad \dots(11)$$

$$\text{Sehingga jumlah real plate} = \frac{N}{E_o} \quad \dots(12)$$

H. Perancangan plate menara

- Menghitung kecepatan maksimum dan minimum uap dan cairan untuk *turn down ratio* yang dibutuhkan (D, B, V, dan L)
- Mengumpulkan dan memperkirakan data – data sifat fisis
 - Densitas cair dan uap dari komponen
 - Tegangan permukaan cair dan uap dari komponen
- Memilih *plate spacing*
- Memperkirakan diameter menara didasarkan pertimbangan *flooding* yang dipilih

$$u_v = \left(-0,171 \cdot l_t^2 + 0,27 \cdot l_t - 0,047 \right) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad ..(13)$$

$$Dc = \sqrt{\frac{4 \cdot Vw}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}} \quad ..(14)$$

dengan :

u_v = kecepatan uap maksimum yang diijinkan berdasarkan luas melintang menara total, m/s

l_t = *plate spacing*, m

\overline{Vw} = kecepatan uap maksimum, m/s

atau dengan pendekatan :

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad ..(15)$$

dengan :

u_f = kecepatan uap *flooding*, m/s

K_1 = konstanta didapat dari grafik 11.27 Coulson, 1986

- Menentukan pola aliran cairan (lihat gambar 11.28, Coulson, 1986)
- Menentukan *lay out plate*
 - luas *downcomer*, biasanya diambil 5-19 % luas total menara
 - luas aktif,
 - luas lubang,

- ukuran lubang, dan
- tinggi *weir*, biasanya 40 – 90 mm

g. Mengecek kecepatan *weeping*

Kecepatan uap minimum perancangan :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{0,5}} \quad ..(16)$$

dengan :

u_h = kecepatan uap minimum melewati lubang, m/s

dh = diameter lubang, m

K_2 = konstanta didapat dari grafik 11.30 Coulson, 1986

h. Mengecek *pressure drop per plate*

$$h_t = h_d + h_r + (h_w + h_{ow}) \quad ..(17)$$

$$h_d = 51 \cdot \left[\frac{u_h}{Co} \right] \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad ..(18)$$

$$h_r = \frac{1,25 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad ..(19)$$

$$h_{ow} = 750 \cdot \left[\frac{Lw}{\rho_L \cdot l_w} \right] \quad ..(20)$$

dengan :

h_t = *pressure drop* total

h_d = *dry plate drop*, mm

h_r = *residual head*, mm

h_w = tinggi *weir*, mm

h_{ow} = *weir crest*, mm cairan

Co = konstanta didapat dari grafik 11.34 Coulson, 1986

Lw = kecepatan aliran cairan, m/s

l_w = panjang *weir*, m

i. Mengecek nilai *downcomer back up* (hb)

$$h_b = h_t + h_{dc} + (h_w + h_{ow}) \quad ..(21)$$

$$h_{dc} = 166 \cdot \left[\frac{Lwd}{\rho_L \cdot A_m} \right] \quad ..(22)$$

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{Lwd} \quad ..(23)$$

dengan :

h_{dc} = head loss pada downcomer, mm

Lwd = kecepatan aliran cairan pada downcomer, kg/s

A_m = A_d , luas downcomer atau A_{ap} , luas clearance di bawah downcomer, m^2

Di mana $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w$ dan $h_{ap} = h_w - (5 - 10 \text{ mm})$..(24)

h_{ap} = tinggi antara tepi apron di atas plate, mm

t_r = residence time

j. Menentukan lay out detil dari plate

- Calming zone
- Luas tak berlubang (unperforated area), dipakai persamaan :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \cdot \left[\frac{d_h}{l_p} \right] \quad ..(25)$$

dengan l_p = hole pitch, mm

k. Optimasi sehingga diperoleh diameter menara terkecil dengan semua spesifikasi yang memenuhi syarat.

I. Mechanical design

1. Spesifikasi menara

Tinggi = (jumlah stage + 1) x plate spacing + disengagement + tinggi cairan di bottom ..(26)

Diameter diperoleh dari perancangan plate

Dipakai bahan pembuatan menara carbon steel

2. Penentuan kondisi menara perancangan

Dipakai faktor keamanan sebagai berikut :

- Suhu perancangan = suhu atas + 50 °F ..(27)

- Tekanan perancangan = 1,1 x tekanan operasi ..(28)

3. Penentuan tebal *shell* menara (T_s , mm)

$$T_s = \frac{1000 \cdot P_d \cdot D}{2 \cdot f - P_d} + 4 \quad ..(29)$$

dengan :

T_s = tebal *shell*, mm

P_d = tekanan perancangan, N/mm²

D = diameter menara, m

f = *maximum allowance stress*, N/mm²

4. Penentuan jenis dan tebal *head*

Dipilih jenis *elliptical dished head* dengan ketebalan dihitung :

$$T_h = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot J \cdot f - 0,2 \cdot P_d} + 4 \quad ..(30)$$

dengan

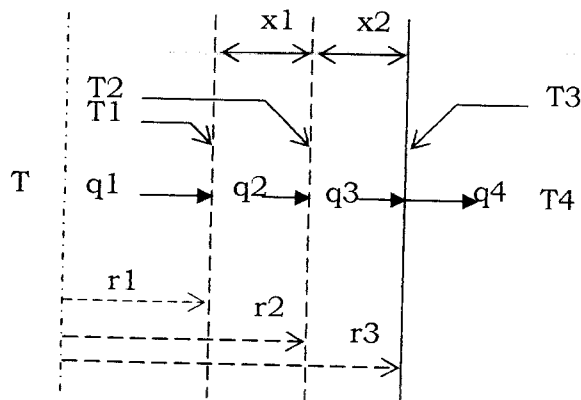
D_i = diameter *head*, $D_i = D - T_s$, m

J = efisiensi sambungan

5. Penentuan tebal isolasi

asumsi :

- a. Kedaan *steady state*
- b. Suhu dinding luar isolator = 50 °C
- c. Suhu udara luar = 30 °C



Keterangan :

- r_1 = jari-jari dalam *shell*
- r_2 = jari-jari luar *shell*
- r_3 = jari-jari isolator luar
- x_1 = tebal plat dinding *shell*
- x_2 = tebal isolator
- T = suhu aliran massa menara
- T_1 = suhu dinding *shell* dalam
- T_2 = suhu dinding luar
- T_3 = suhu isolator luar
- T_4 = suhu udara luar

bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Holman, 1988) :

- $\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577,0176678 \text{ kg/m}^3$
- $k = 0,117 \text{ btu/j/ft}^2/^{\circ}\text{F}$
- $cp = 0,25 \text{ btu/lb}/^{\circ}\text{F}$
- $\epsilon = 0,96$

data lain yang didapat dari awal perancangan :

- Diameter *shell* menara, D
- Tebal plat dinding *shell*, x_1
- Suhu dinding dalam *shell*, T_1
- Suhu isolator dalam, T_3
- Suhu isolator luar, T_4
- Bahan dinding *shell* adalah *Carbon Steel SA-203 grade C* dengan $k = 25 \text{ btu/ j/ft}^2/^{\circ}\text{F}$

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam *shell* ke dinding *shell* dalam (q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar (q_2)

- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (q_3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

a) Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2}$$

pada suhu T_f sifat – sifat udara dapat dicari di daftar A-5, Holman, 1988, nilai $G_{rL} \cdot P_r$ dapat dicari dengan persamaan :

$$G_{rL} \cdot P_r = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr \quad ..(31)$$

dengan :

- g = gaya gravitasi, m/s^2
- β = konstanta, K^{-1}
- ν = viskositas kinematik, m^2/s

Jika $G_{rL} \cdot P_r > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988):

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}, W/m^2/C \quad ..(32)$$

b) Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$$hr (T_3 - T_4) = C \sigma (T_3^4 - T_4^4) \quad ..(33)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam $^{\circ}R$ serta $\sigma = 0,1714 \times 10^{-8} \text{ btu}/j/ft^2/R$ maka

$$hr = C \sigma \frac{(T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)} \quad ..(34)$$

Pada keadaan *steady state* $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan :

$$q_2 = k \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} \quad ..(35)$$

$$q_3 = k \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} \quad ..(36)$$

$$q_4 = (hr + hc) \cdot A_3 \cdot (T_3 - T_4) = (hr + hc) \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot (T_3 - T_4) \quad ..(37)$$

Dari 4 persamaan di atas didapat nilai x_2 dan T_2

J. Mengecek Stress

1. *Dead weight pressure* (WV), kN

Dipakai persamaan :

$$WV = 240 \cdot C_v \cdot D_m \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot T_s / 1000 \quad ..(38)$$

dengan :

C_v = konstanta, $C_v = 1,15$ untuk menara distilasi

H_v = tinggi menara, m

D_m = diameter rata – rata menara, $D_m = D + T_s$, m

2. Berat *plate* (BP), kN

Dipakai persamaan :

$$BP = 1,2 \cdot A_t \cdot \text{Jumlah plate} \quad ..(39)$$

dengan A_t = luas total *plate*, m^2

3. Berat isolasi (WIS), kN

Dipakai persamaan :

$$WIS = \pi \cdot \rho_{iso} \cdot g \cdot D \cdot H_v \cdot X_{iso} / 1000 \quad ..(40)$$

dengan :

ρ_{iso} = densitas isolasi, kg/m^3

X_{iso} = tebal isolasi, m

4. Berat total, (TW), kN

$$TW = WV + BP + 2 \cdot WIS \quad ..(41)$$

5. *Wind loading*

Dipakai persamaan :

$$M_x = \frac{w \cdot x^2}{2} \quad ..(42)$$

dengan :

- Mx = bending moment, Nm
w = berat menara per unit panjang, kN/m
x = tinggi menara, m

6. Analisis stress

1) Pressure stress

➤ Longitudinal stress (σ_l), N/mm²

$$\sigma_l = \frac{Pd \cdot D}{4 \cdot Th} \quad \text{..(43)}$$

➤ Circumferential stress (σ_h), N/mm²

$$\sigma_h = 2 \cdot \sigma_l \quad \text{..(44)}$$

2) Dead weight stress, (σ_w), N/mm²

$$\sigma_w = \frac{WV}{\pi \cdot Th \cdot (D + Th)} \quad \text{..(45)}$$

3) Bending stress, (σ_b), N/mm²

$$\sigma_b = \frac{Mx}{LV \cdot (0,5 \cdot D + Th)} \quad \text{..(46)}$$

dengan $LV = \frac{\pi}{64} \cdot (OD^4 - D^4)$ dan $OD = D + Th$

4) Total stress (σ_z), N/mm²

$$\sigma_z = 1,5 \cdot \sigma_l + \sigma_w + \sigma_b \quad \text{..(47)}$$

Shell akan aman digunakan jika $\sigma_z < f$

K. Penentuan diameter nozzle pemasukan dan pengeluaran

Untuk menentukan diameter *nozzle* yang berhubungan dengan aliran dari dan ke menara distilasi digunakan persamaan :

$$D_{i,opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho_f^{0,13} \quad \text{..(48)}$$

dengan :

$D_{i,opt}$ = diameter optimum, in

q_f = debit fluida, cuft/s

ρ_f = densitas fluida, lb/cuft



Mechanical design menara distilasi 2 (MD-01)

1. Umpan

Perhitungan suhu dew point umpan :

Tekanan = 25 atm

suhu

376,8603 K

Komp.	kmol/jam	Yi	Po, mmHg	Ki=Po/Pt	X=Y/Ki
C2H4	28,2381	0,2805	131249,1489	6,9078	0,0406
HCl	31,9138	0,3171	129296,2655	6,8051	0,0466
C2H6	0,0270	0,0003	94666,2655	4,9824	0,0001
C2H5Cl	40,0564	0,3979	9217,0493	0,4851	0,8203
H2O	0,4227	0,0042	863,1317	0,0454	0,0924
Jumlah	100,6581	1,0000			1,0000

Jadi Suhu Umpan = 376,8603 K

2. Spesifikasi hasil

Komp.	Distilat			Bawah		
	kg/jam	kmol/jam	Xdi	kg/jam	kmol/jam	Xbi
C2H4	792,19	28,2381	0,4631	0,00	0,0000	0,0000
HCl	1163,61	31,9138	0,5234	0,00	0,0000	0,0000
C2H6(lk)	0,80	0,0267	0,0004	0,01	0,0003	0,0000
C2H5Cl(hk)	51,68	0,8011	0,0131	2532,55	39,2553	0,9893
H2O	0,00	0,0000	0,0000	7,62	0,4227	0,0107
Jumlah	2008,29	60,9798	1,0000	2540,18	39,6782	1,0000

3. Perhitungan suhu atas dan bawah

Perhitungan suhu dew point distilat (suhu atas) :

Tekanan = 24,5 atm

suhu

283,1080 K

Komp.	kmol/jam	Yi	Po, mmHg	Ki=Po/Pt	X=Y/Ki
C2H4	28,2381	0,4631	34757,0727	1,8667	0,2481
HCl	31,9138	0,5234	24815,2067	1,3327	0,3927
C2H6	0,0267	0,0004	21522,6194	1,1559	0,0004
C2H5Cl	0,8011	0,0131	681,5875	0,0366	0,3589
H2O	0,0000	0,0000	8,9835	0,0005	0,0000
Jumlah	60,9798	1,0000			1,0000

Jadi suhu umpan = 283,1080 K

Perhitungan suhu dew point bawah (suhu bawah) :

Tekanan = 25,5 atm

suhu

418,8574 K

Komp.	kmol/jam	Xi	Po, mmHg	Ki=Po/Pt	Yi=Ki*Xi
C2H6	0,0003	0,0000	146886,6264	7,5793	0,0001
C2H5Cl	39,2553	0,9893	19560,8756	1,0093	0,9986
H2O	0,4227	0,0107	3167,7398	0,1635	0,0017
Jumlah	39,6782	1,0000			1,0004

TBP bawah = 418,8574 K

4. Pengambilan LK dan HK

Komp.	alfa-dist	alfa-bott	alfa-ave	$\frac{X_{jD} \cdot D}{X_{jF} \cdot F}$
C2H4	50,9943	9,9456	22,5204	1,4698
HCl	36,4080	10,8027	19,8319	1,2887
C2H6(lk)	31,5772	7,5092	15,3987	0,9900
C2H5Cl(hk)	1,0000	1,0000	1,0000	0,0200
H2O	0,0132	0,1619	0,0462	-0,0443

Penentuan LK dan HK sudah benar

5. Distribusi komponen non key

Jumlah *plate* minimum = $N_m = 3,1039$

Perhitungan distribusi *non key component* :

untuk C2H4	$(d/b)I = 322,1537$	$b_i = f_i / (1 + (d/b)_i) = 0,0874$	
		$d_i = f_i - b_i = 28,1508$	
untuk HCl	$(d/b)I = 217,1163$	$b_i = f_i / (1 + (d/b)_i) = 0,1463$	
		$d_i = f_i - b_i = 31,7675$	
untuk H2O	$(d/b)I = 0,0000$	$b_i = f_i / (1 + (d/b)_i) = 0,4227$	
		$d_i = f_i - b_i = 0,0000$	

6. Menghitung jumlah refkuks minimum

trial $\theta = 9,0179$

komp	$\frac{\alpha_i \cdot X_{fi}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \cdot X_{di}}{(\alpha_i - \theta)}$
C2H4	0,4679	0,7723
HCl	0,5814	0,9598
C2H6	0,0006	0,0011
C2H5Cl	-0,0496	-0,0016
H2O	0,0000	0,0000
	1,0003	1,7315

$$R_m + 1 = 1,7315$$

$$R_m = 0,7315$$

Rop berkisar antara 1,2 s.d 1,5 (secara hitungan kasar)

Berdasarkan trial didapatkan grafik hubungan R dan N

Maka diambil Rop = 1,6000 (hitungan perancangan)

$$N = 4,0310$$

$$N = 4,0000$$

7. Penentuan letak *feed plate*

$$N_r/N_s = 0,0090$$

$$N = 4,0310 \text{ (including reboiler)}$$

$$N_r + N_s = 3,0310 \text{ (excluding reboiler)}$$

$$N_s = 3,0310 - N_r$$

$$N_s = 3,0310 - 0,0090 * N_s$$

$$N_s = 3,0039, \text{ diambil } N = 3 \text{ (feed plate)}$$

8. Penentuan efisiensi menara (semua memakai grafik Coulson)

Hitung viskositas *average* pada suhu rata-rata

$$T_{\text{atas}} = 283,1080 \text{ K}$$

Komp	kg/j atas	wi	μ_i , cp
C2H4	792,1930	0,3945	0,0628
HCl	1163,6106	0,5794	0,9431
C2H6	0,8033	0,0004	0,0821
C2H5Cl	51,6848	0,0257	0,2830
H2O	0,0000	0,0000	1,0010
		1,0000	0,1431

$$T_{\text{bawah}} = 418,8574 \text{ K}$$

Komp	kg/j bot	wi	μ_i , cp
C2H4	0,0000	0,0000	0,0402
HCl	0,0000	0,0000	0,3530

C2H6	0,0081	0,0000	0,0544
C2H5Cl	2532,5529	0,9970	0,1215
H2O	7,6153	0,0030	0,1766
		1,0000	0,1216

$$\begin{aligned} \mu \text{ average} &= 0,1319 \text{ cp} \\ &= 0,1319 \text{ mNs/m}^2 \end{aligned}$$

$$\alpha \text{ LK ave} = 15,3987$$

$$\begin{aligned} E_o &= 51 - 32.5 \cdot \log(0.011 \cdot 5.7553) \\ &= 41,0010 \% \end{aligned}$$

$$E = N_i/N$$

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah real stage} &= 7,3926 \text{ stage} \\ &= 8,0000 \text{ stage} \end{aligned}$$

9. Perancangan *plate* menara

a. Flow rate

$$\text{Top product} = D = 2008,2916 \text{ kg/j}$$

$$\text{Vapour rate} = V = (1+R) \cdot D = 5221,5582 \text{ kg/j}$$

$$\text{Liquid rate} = L = RD = 3213,2666 \text{ kg/j}$$

$$\text{Produk bawah B} = F - D = 2540,1763 \text{ kg/j}$$

$$L_m' - V_m' = 2540,1763$$

$$L_m' / V_m' = 4,7739$$

$$V_m' = 673,0902 \text{ kg/j}$$

$$L_m' = 3213,2666 \text{ kg/j}$$

b. Sifat fisis

Harga sifat fisis aliran massa fase cair dan uap adalah :

Atas

$$\rho_L = 316,4795 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 34,7345 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Surface tension} = 0,0004 \text{ N/m}$$

Bawah

$$\rho_L = 428,9923 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 47,4887 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Surface tension} = 0,0009 \text{ N/m}$$

c. Plate spacing

$$\text{Diipilih plate spacing} = 0,7 \text{ m}$$

d. Diameter menara

Estimasi awal pers

$$\text{Fig. 11.79 } uv' \text{ atas} = 0,1658 \text{ m/s}$$

$$uv' \text{ bawah} = 0,1650 \text{ m/s}$$

Diameter Menara

$$\text{Fig. 11.80 } Dc \text{ atas} = 0,5664 \text{ m}$$

$$Dc \text{ bawah} = 0,1744 \text{ m}$$

$$\text{Fig. 11.82 } FLV \text{ bawah} = 0,2039$$

$$FLV \text{ atas} = 1,5883$$

Take tray spacing as = 0,7 m

$$\text{Fig. 11.27 } \text{atas K1} = 0,0650$$

$$\text{bawah K1} = 0,0180$$

Correction for surface tensions

$$\text{atas K1} = 0,0272$$

$$\text{bawah K1} = 0,0095$$

$$\text{Fig. 11.81 } \text{atas uf} = 0,0296 \text{ m/s}$$

$$\text{bawah uf} = 0,0096 \text{ m/s}$$

Design percent flooding at maximum flow rate = 85 %

$$\text{atas } uv' = 0,0715 \text{ m/s}$$

$$\text{bawah } uv' = 0,0231 \text{ m/s}$$

Maximum volumetric flow rate

$$\text{atas} = 0,0418 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{bawah} = 0,0039 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area required

$$\text{atas} = 0,5836 \text{ m}^2$$

$$\text{bawah} = 0,1706 \text{ m}^2$$

As first trial take percent downcomer area of total = 15 %

Column cross-sectioned area

$$\text{atas} = 0,6866 \text{ m}^2$$

$$\text{bawah} = 0,2007 \text{ m}^2$$

Column diameter

$$\text{atas} = 0,9352 \text{ m}$$

$$\text{bawah} = 0,5056 \text{ m}$$

Digunakan diameter kolom yang sama, dengan ukuran 0,9352 m

e. Pola aliran

$$\text{Maximum vol liquid rate} = 0,0028 \text{ m}^3/\text{s}$$

dari fig.11.28 Coulson maka alirannya adalah *single pass*

f. Lay out plate

$$\text{Column diameter} = D_c = 0,9352 \text{ m}$$

$$\text{Column area} = A_c = 0,6866 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area} = A_d = 0,1030 \text{ m}^2, \text{ pada } 15 \%$$

$$\text{Net area} = A_n = A_c - A_d = 0,5836 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area} = A_a = A_c - 2 A_d = 0,3776 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area} = A_h = 0,0151 \text{ m}^2, \text{ pada } 4 \% A_a$$

Weir length (fig 11.31)

$$(A_d/A_c) * 100 = 15 \text{ Didapat}$$

$$l_w/D_c = 0,8$$

$$l_w = 0,7482 \text{ m}$$

$$\text{ambil tinggi weir} = h_w = 50 \text{ mm}$$

$$\text{diameter hole} = 3 \text{ mm}$$

$$\text{tebal plate} = 3 \text{ mm}$$

g. Cek weeping

$$\text{Max liquid rate} = 0,8926 \text{ kg/s}$$

$$\text{dengan percent of turn down} = 0,8$$

$$\text{Min liquid rate} = 0,7141 \text{ kg/s}$$

$$\text{Pers (20) Maks how} = 18,1657 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min how} = 15,6547 \text{ mm liquid}$$

$$\text{pada kecepatan minimum, ho + how} = 65,6547 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Dari Fig 11.30, K2} = 30,4$$

$$\text{Pers (16) } u_{h'}(\text{min}) = 1,7544 \text{ m/s}$$

$$\text{Actual min vapour velocity} = \text{Min vapour rate} / A_h = 2,2115 \text{ m/s}$$

Kecepatan operasi aman karena tidak terjadi weeping

h. Pressure drop per plate

Dry plate drop

$$\text{Max vapour velocity through hole} = u_{h'} = 2,7644 \text{ m/s}$$

dari Fig. 11.34 dengan tebal plate/ diameter hole =

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,04$$

$$\text{maka } C_o = 0,79$$

$$\text{Pers (18) } h_d = 68,5384 \text{ mm liquid}$$

Residual head

$$h_r = 39,4970 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total pressure drop} = h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$= 176,2012 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Pressure drop per plate} = 176,2012 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Column pressure drop} = 6564,5445 \text{ Pa}$$

$$\text{Top pressure (25 atm)} = 2533125 \text{ Pa}$$

$$\text{Estimasi bawah pressure} = 2539689,5445 \text{ Pa}$$

$$= 25,0462 \text{ atm}$$

i. Cek downcomer back up

Downcomer pressure loss

$$\text{Ambil hap} = h_w - 10 = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Area under apron, } A_{ap} = \text{hap} * l_w = 0,0299 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,1030 \text{ m}^2$$

karena $A_{ap} < A_d$ maka dipakai A_{ap} pada persamaan 11.92

$$\text{Pers (22)} \quad h_{dc} = 1,4742 \text{ mm}$$

Diambil 2 mm

Back up in downcomer

$$\text{Pers (21)} \quad h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 245,8511 \text{ mm}$$

$$h_b < \frac{1}{2} * (\text{plate spacing} + h_w)$$

Sehingga *tray spacing* dapat diterima

Cek residence time

$$\text{Pers (23)} \quad t_r = 8,9776 \text{ s} > 3 \text{ s} \text{ memenuhi}$$

Cek entrainment

Actual percentage flooding for design area

$$u_v = 0,0715 \text{ m/s}$$

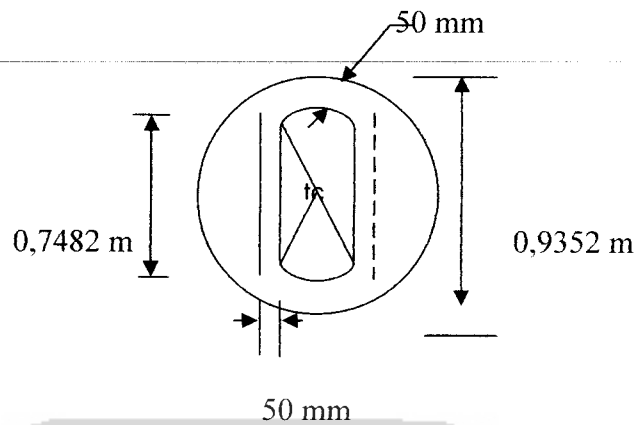
$$\text{flooding} = 85 \%$$

$$\text{FLV} = 0,2039$$

$$\text{Fig 11.29 Coulson didapat } w = 0,0032$$

$$w < 0,1 \text{ memenuhi}$$

(tidak terjadi *flooding*)



j. *Calming zone* dan luas tak berlubang

Dari Fig 11.32 pada $lw/Dc = 0,8$ maka $\theta_c = 108^0$

Angle subtended at plate edge by unperforated strip = 72 derajat

Mean length, unperforated edge strips = 1.1119 m

Area of unperforated edge strips = 0,0556 m²

Area of calming zone = 0,0648 m²

Total area available for perforations, Ap = 0,2572 m²

$$Ah / Ap = 0,0587$$

Dari Fig.11.33 $lp/dh = 3,9148$, dan ini memenuhi (biasanya 2-4)

k. Jumlah lubang = 769 buah

l. Spesifikasi *plate*

Plate No. = 12 buah

Plate ID = 0,9352 m

Hole size = 3 mm

Hole pitch = 11,7444 mm

Active hole = 769

Turn down = 80 % kecepatan maksimal

Plate material = *Stainless Steel*

Downcomer material = *Stainless Steel*

<i>Plate spacing</i>	= 0,7 m
<i>Plate thickness</i>	= 3 mm
<i>Plate pressure drop</i>	= 176,2012 mm liquid = 0,0462 atm

10. Mechanical design

a. Spesifikasi menara

Tinggi menara = 11,1 m

Diameter menara = 0,9352 m

b. Penentuan kondisi menara perancangan

Suhu perancangan = 20,1082 °C

Tekanan perancangan = 2,7307 N/mm²

Bahan *carbon steel* dengan nilai stress (f) = 135 N/mm²

c. Tebal shell = 13,5554 mm

d. Jenis dan tebal head

Jenis = *elliptical dished head*

Tebal head = 14,1822 mm

e. Tebal isolator = 27,5998 mm

11. Mengecek stress

a. *Dead weight pressure* (WV), kN

$C_v = 1,15$ (untuk menara distilasi)

$D_m = D + T_s = 0,9488$ m

$H_v = \text{height of vessel} = 11,1$ m

$WV = 42,0960$ kN

b. Berat *plate* (BP), kN

$A_t = \text{luas area total plate} = 0,6635$ m²

$BP = 9,8872$ kN

c. Berat isolasi (WIS), kN

$$\rho_s = \text{densitas bahan isolasi} = 577,0177 \text{ kg/m}^3$$

$$X_{is} = \text{tebal isolasi} = 0,0276 \text{ m}$$

$$D = 0,9352 \text{ m}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$WS = 5,0926 \text{ kN}$$

d. Berat total (TW), kN

$$TW = 62,1684 \text{ kN}$$

e. *Wind loading*

$$\text{diambil } \textit{dynamic wind pressure} \text{ (DWP)} = 1280 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Diameter rata-rata} = 1,0175 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara, } x = 11,1 \text{ m}$$

$$\text{Berat menara per meter, } w = 1302,4600 \text{ N/m}$$

$$M_x = 7228,6532 \text{ Nm}$$

f. Analisis *stress*

a. *Pressure stress*

longitudinal stress

$$\sigma_l = 45,0186 \text{ N/mm}^2$$

circumferential stress

$$\sigma_h = 2 \cdot \sigma_l = 90,0377 \text{ N/mm}^2$$

b. *Dead weight stress*

$$\sigma_w = 0,9957 \text{ N/mm}^2$$

c. *Bending stresses*

$$OD = 949,4187 \text{ mm}$$

$$LV = 3,72 \cdot 10^{10} \text{ mm}^3$$

$$\sigma_b = 0,0874 \text{ N/mm}^2$$

d. Total stress

$$\sigma_z = 1,5 \cdot \sigma_l + \sigma_w + \sigma_b = 68,6113 \text{ N/mm}^2$$

Jadi *shell* aman karena $\sigma_z < f$ sehingga tebal *shell* bisa diterima

12. Diameter nozzle pemasukan dan pengeluaran

a. Nozzle umpan

$$\rho_f = 2,2789 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 1,2448 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 6,8708 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 8 in

ID = 7,625

Schedule number = 80

b. Nozzle uap atas menara menuju kondensor

$$\rho_f = 2,1668 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 1,5029 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 7,4299 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 8 in

ID = 7,625

Schedule number = 80

c. Nozzle refluks distilat

$$\rho_f = 19,6375 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 0,1020 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 2,9497 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 3 in

ID = 3,068

Schedule number = 40

d. *Nozzle* pengeluaran bottom

ρ_f = 26,7838 lb/cuft

q_f = 0,1454 cuft/s

$D_{i,opt}$ = 3,6020 in

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 4 in

ID = 3,826

Schedule number = 80

e. *Nozzle* refluks bottom

ρ_f = 2,9630 lb/cuft

q_f = 0,7801 cuft/s

$D_{i,opt}$ = 5,7609 in

Dipakai pipa standar (IPS)

Nominal pipe size = 6 in

ID = 5,761

Schedule number = 80

13. Spesifikasi menara distilasi

1. Tinggi menara = 11,1000 m
2. Diameter kolom
Diameter kolom enriching = 0,9352 m
Diameter kolom stripping = 0,5056 m
(untuk perancangan/mechanical design diambil diameter kolom dengan ukuran 0,9352 m)
3. Tebal shell = 13,5554 mm
4. Jenis head *elliptical dished head*
5. Tebal head = 14,1822 mm
6. Tebal isolator = 0,0276 m
7. Pipa umpan = 8 ins (IPS)
8. Pipa atas menuju kondensor = 8 ins (IPS)
9. Pipa refluks distilat = 3 ins (IPS)
10. Pipa pengeluaran bottom = 4 ins (IPS)
11. Pipa refluks bottom = 6 ins (IPS)



Data *import Methyl Chloride dan Ethyl Chloride* dari Badan Pusat Statistik (BPS)

NEGARA ASAL	TAHUN (KG)						
	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004
Arab Saudi	-	-	760.737	-	-	-	-
Belanda	-	-	19.980	-	19.980	-	-
Belgia	-	-	20.000	-	-	21.600	-
China	-	21.000	24.980	29.600	16.000	24.437	43.570
Inggris	-	-	-	40.280	-	-	-
India	-	-	-	-	16.323	-	-
Jerman	1.684	-	-	2.226	6.577	509	18.210
Jepang	1.662	1.144	2.393	4.705	416	444	3.702
Korea	38.573	56.000	18.784	140.000	91.500	158.000	-
Kamerun	-	-	-	-	-	-	370
Singapura	5	147.534	194.500	-	19.440	-	89
Taiwan	1.021	20.424	-	-	17.600	153.190	267.800
Thailand	-	246.900	-	19.442-	-	-	-
U.S.A	58.635	2	59.230	-	4.449	-	-

TAHUN	JUMLAH (KG)	JUMLAH (TON)
1998	101.580	101,508
1999	538.516	538,516
2000	1.114.364	1.114,364
2001	275.133	275,133
2002	192.285	192,285
2003	358.180	358,180
2004	333.741	333,741

**HASIL PREDIKSI KAPASITAS DENGAN MENGGUNAKAN METODA
TREND ANALYSIS**

TAHUN	JUMLAH (TON)
2005	332,504
2006	311,566
2007	290,628
2008	269,690
2009	248,752
2010	227,814
2011	206,814
2012	185,937



Shandong Vicome Lunan Pesticide Co.,LTD.

[Company Intro](#) [GM'S Speech](#) [Company Honor](#) [Product Intro](#) [Technical Force](#) [Marketing](#) [Contact Us](#) [Back](#)

Company Intro

Shandong Shengbang Lunan Pesticide Co., Ltd is a large enterprise reformed on the base of Shandong Linyi Pesticide Factory. Founded in 1968, it is the backbone unit that is fixed a point to national agricultural chemical industry production. Lying in the west of Liberated Road No.226, Lanshan district, Linyi city, Shandong province, the company enjoys very convenient traffic. is very convenient. Linyi city is neighboring Shijiu and Lanshan two ports to the east; Beijing to Shijiu railway runs through the east and west of Linyi; Beijing to Shanghai expressway runs through the north and south of Linyi city; the new airport is opened the navigation or air flight extends in all directions.

Insisting on the strategic guide line of "being established in Shandong; facing all nation; aiming at the world" since it was reformed, the company continually expanded its production capacity and adjusted the structure of its products. And the synthetical business structure of pesticide, intermediate fine chemical industry has been formed gradually. Now it can produce and process pesticide chemical products divided into four big types and more than twenty species. Synthetical production process ability can reach more than 20 thousand tons annually. Among them the production capacity of ethyl chloride is ranked in the first of Asia; the production capacity of phoxime crude oil is ranked in the first of the nation. Now covering an area of 160 square kilometers, with the total asset of 120 million RMB it can realize selling income of over one hundred million RMB and make profit tax of over a hundred million RMB. In many years' business practice the Company was commented for one of "the national biggest five hundred chemical industry enterprises", "the biggest one hundred emphatic industry enterprises", "one hundred profit big families of chemical industry system in Shandong province", "AAA's grade trustworthiness enterprises" and "Province grade contract stressing and credit keeping enterprises" in order by national statistical bureau.

Our main pesticide products: 40% phoxime milk oil, 40% 203 milk oil, 50% ethyl 1605 milk oil in the second base, 3% gram of chemical preparation for pellet hundred impressive strength, 20% Ying Saifeng's (man's hundred impressive strength sulphur gram) milk oil, the more inferior agriculture milk oil of 25% ground, 22.5% the wheat enlighten weed killer, etc.

The intermediate products: 90% primary medicine of phoxime, 97% ethyl chloride, 97% benzyl cyanide, 48% oxime sodium, 95%

ethyl parathion crude oil, and 95% 203 crude oil ization

The company's management principal is: seeking to Survive by the products' quality, Seeking to develop by prestige, putting the customer at the first place, regarding the market as the aim, regarding the science and technology as the guide, regarding the development as the main body, and serving for agriculture production completely.

Address: No.226 Liberated Road, Lanshan district, Linyi city,
Shandong province.

Post code: 276006

Sales tel.: 0539-8350753

Fax: 0539-8350361

Copyright: Shandong Shengbang Lunan Pesticide Co., Ltd.

Made and maintained by lamtop
computer network center.



S
E
C
C
M
C
/
/
/
/
/
/
/
/
/
/
/
/

Production

Ethyl chloride is produced by reacting ethylene and hydrogen chloride over an aluminium chloride catalyst at temperatures ranging from 130-250°C. Under these conditions, ethyl chloride is produced according to the chemical equation.



At various times in the past, ethyl chloride has also been produced from ethanol and hydrochloric acid, or from ethane and chlorine, but these routes are no longer economical. Some ethyl chloride is generated as a byproduct of polyvinyl chloride production. Should demand for ethyl chloride continue to fall to the point where making it for its own sake is not economical, this may become the leading source of the chemical.

Uses

Beginning in 1922 and continuing through most of the 20th century, the major use of ethyl chloride was to produce tetraethyl lead (TEL), an anti-knock additive for gasoline. However, due to growing awareness of air pollution, TEL has been or is being phased out in most of the industrialized world, and the demand for ethyl chloride has fallen sharply.

Like other chlorinated hydrocarbons, ethyl chloride has been used as a refrigerant, an aerosol spray propellant, an anesthetic, and a blowing agent for foam packaging. At present though, it is not widely used in any of these roles.

The only remaining industrially important use of ethyl chloride is in treating cellulose to make ethylcellulose, a thickening agent and binder in paints, cosmetics, and similar products.

Ethyl chloride is a prescription drug in the US, supplied as a liquid in a spray bottle propelled by its own vapor pressure. It acts as a mild topical anesthetic by its chilling effect when sprayed on skin, such as when removing splinters in a clinical setting. The heat absorbed by the boiling liquid on tissues produces a deep and rapid chill, but since the boiling point is well above freezing, it presents no danger of frostbite. The vapor is flammable and narcotic, which requires care.

Ethyl chloride is a narcotic inhalant drug, sometimes referred to as "Duster". Similar to poppers, ethyl chloride is used as an inhalant (huffed) during sexual activity for an intense several-minute-long high that results in a prolonged orgasm. In Brazil, it is a traditional (though illegal) drug taken during Carnaval parades, known as "lança-perfume".

<u>Systematic name</u>	Chloroethane
<u>Other names</u>	Ethyl chloride Monochloroethane Chlorene EtCl UN 1037
<u>Molecular formula</u>	C ₂ H ₅ Cl
<u>SMILES</u>	CCCl
<u>Molar mass</u>	64.51 g mol ⁻¹
<u>Appearance</u>	colourless gas
<u>CAS number</u>	[75-00-3]

Properties

<u>Density and phase</u>	0.92 g cm ⁻³ , liquid
<u>Solubility in water</u>	0.6 g/100 ml (?°C)
<u>Melting point</u>	-139°C (134 K)
<u>Boiling point</u>	12.3°C (285.4 K)
<u>Acidity (pK_a)</u>	?
<u>Basicity (pK_b)</u>	?
<u>Viscosity</u>	? cP at ?°C

Structure

<u>Molecular shape</u>	tetrahedral (sp ³) at carbon
<u>Dipole moment</u>	2.06 D

Hazards

<u>MSDS</u>	<u>External MSDS</u>
<u>Main hazards</u>	Flammable
<u>Flash point</u>	-50°C (closed cup)
<u>R/S statement</u>	R: R12, R40, R52, R53 S: S9, S16, S33, S36, S37, S61
<u>RTECS number</u>	KH7525000

Supplementary data page

<u>Structure and properties</u>	n , ϵ_r , etc.
<u>Thermodynamic data</u>	Phase behaviour Solid, liquid, gas
<u>Spectral data</u>	UV, IR, NMR, MS

Related compounds

<u>Related haloalkanes</u>	<u>1,1-dichloroethane</u>
	<u>1,2-dichloroethane</u>
	<u>1,1,1-trichloroethane</u>
	<u>1,1,2-trichloroethane</u>
	<u>bromoethane</u>
	<u>chloromethane</u>

Except where noted otherwise, data are given for materials in their standard state (at 25°C, 100 kPa)

Infobox disclaimer and references



Aromatic hydrocarbons

Page	Cat.No.	Designation	Page	Cat.No.	Designation	Page	Cat.No.	Designation
1	814312	Acenaphthene	404	801372	Ethylbenzene	743	820990	1-Phenyldodecane
72	820109	Anthracene	429	820044	2-Ethyltoluene	747	841840	1-Phenylhexane
80	820119	Azulene	429	820045	3-Ethyltoluene	750	821006	1-Phenyldecane
87	101789	Benzene-D6	429	820046	4-Ethyltoluene	803	807521	Propylbenzene
87	101766	Benzene-D6	436	820572	Fluorene	808	821051	Pyrene
105	803090	Biphenyl	542	820712	Isobutylbenzene	919	821077	o-Terphenyl
116	841875	1,4-Bis(2-methylstyryl)-benzene	547	820717	Isopentylbenzene	929	809733	1,2,3,4-Tetrahydronaphthalene
156	820239	Butylbenzene	552	811571	4-Isopropylphenol	932	808624	1,2,4,5-Tetramethylbenzene
157	821717	sec-Butylbenzene	600	805890	Mesitylene	957	113368	Toluene-D8
157	820240	tert-Butylbenzene	618	821249	9-Methylanthracene	980	841587	1,3,5-Triisopropylbenzene
169	814286	4-tert-Butyltoluene	640	820809	1-Methylnaphthalene	983	814544	4,6,8-Trimethylazulene
169	814287	5-tert-Butyl-m-xylene	640	806074	2-Methylnaphthalene	983	814505	1,2,4-Trimethylbenzene
245	841690	Chrysene	653	841352	4-Methylstyrene	989	821195	Triphenylmethane
262	802681	Cumene	666	820846	Naphthalene	995	841391	Tritylum tetrafluoroborate
292	841610	Dibenzyl	717	841687	[2,2]-Paracyclophane	1011	818754	Xylene
320	841003	1,4-Diethylbenzene	722	841584	Pentamethylbenzene	1012	808697	o-Xylene
360	821775	1,4-Dimethylnaphthalene	726	820965	n-Pentylbenzene	1012	808691	p-Xylene
375	820529	9,10-Diphenylanthracene	730	820969	Perylene			
377	803513	Diphenylmethane	733	822122	Phenanthrene			

Hydrochloric acid → Hydrochloric acid page 495

Hydrochloric acid 1.000 l → Hydrochloric acid 1.000 l page 496

480592 Hydrochloric acid 10% Ph Eur, NF

- Spec. density 1.05 g/cm³ (20 °C) Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- irritant R 36/37/38 S 26 Poison class (CH) 3 WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 II IMDG-Code 8/II UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809
- Merckblatt BG Chemie Nr. M004, M051

Specification	Value
Assay (acidimetric)	9.5 - 10.0 %
Identity	passes test
Appearance	passes test
Free Bromine or Free Chlorine	passes test
Free chlorine (Cl)	≤ 0.0001 %
Sulphate (SO ₄)	≤ 0.0005 %
Sulfite (SO ₃)	≤ 0.0010 %
Heavy metals (as Pb)	≤ 0.0002 %

Residual solvents (Ph. Eur./ICH)	Value	
Residue on ignition (as SO ₄)	excluded by production process ≤ 0.0080 %	
Non volatile matter	≤ 0.0100 %	
Corresponds PhEur, NF		
Ord.No.	Packaging	Quantity
4 80592 922	Plastic container	25 l
4 80592 920	Plastic barrel	200 l

Hydrochloric acid 25%

- Vapour pressure 12 hPa (20 °C) Spec. density 1.12 g/cm³ (20 °C) Solub. in H₂O (20 °C) soluble Melting point -70 °C
- Boiling point 107 °C

- corrosive R 34-37 S 26-36/37/39-45 Poison class (CH) 2
- WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B Pack.-cat. A Disposal 12

- Road/Rail 8/C 1 II IMDG-Code 8/II UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809
- Merckblatt BG Chemie Nr. M004, M051, M053
- Merck-Index 10, 4662 Roempp 8, 3672

100312 Hydrochloric acid 25% extra pure Ph Helv

For acidification, neutralization in chemical processes, regeneration of ion exchangers

Specification	Value
Assay (acidimetric)	24.5 - 25.5 %
Identity	conforms
Appearance of solution	passes test
Density (d 20/4)	1.121 - 1.131 g/cm ³
Bromide, iodide (Br, I)	passes test
Free chlorine	passes test
- Ph. Helv	passes test
- Cl	≤ 0.0001 %

Sulphate (SO ₄)	≤ 0.0005 %
Sulfite (SO ₃)	≤ 0.001 %
Heavy metals (as Pb)	≤ 0.0001 %
As (Arsenic)	≤ 0.0001 %
Ca (Calcium)	≤ 0.001 %
Fe (Iron)	≤ 0.0001 %
Mg (Magnesium)	≤ 0.001 %
Zn (Zinc)	≤ 0.001 %
Residual solvents (Ph. Eur./ICH)	excluded by production process
Residue on ignition (as SO ₄)	≤ 0.002 %

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00312.2500	Glass bottle	2.5 l
1.00312.2505	Glass bottle	4 x 2.5 l
1.00312.2525	Plastic container	25 l
1.00312.2560	Plastic barrel	180 l

100316 Hydrochloric acid 25% GR for analysis

Neutralising agent, solvent.

Specification	Value
Assay (acidimetric)	min 25.0 %
Colour	max 10 Hazen
Bromide (Br)	max 50 ppm
Free chlorine (Cl)	max 0.5 ppm
Sulphate (SO ₄)	max 1 ppm
Sulfite (SO ₃)	max 1 ppm
Al (Aluminium)	max 0.05 ppm
As (Arsenic)	max 0.01 ppm
Ba (Barium)	max 0.02 ppm
Be (Beryllium)	max 0.02 ppm
Bi (Bismuth)	max 0.1 ppm
Ca (Calcium)	max 0.5 ppm
Cd (Cadmium)	max 0.01 ppm
Co (Cobalt)	max 0.01 ppm
Cr (Chromium)	max 0.02 ppm

Cu (Copper)	max 0.02 ppm
Fe (Iron)	max 0.2 ppm
Ge (Germanium)	max 0.05 ppm
K (Potassium)	max 0.1 ppm
Li (Lithium)	max 0.01 ppm
Mg (Magnesium)	max 0.01 ppm
Mn (Manganese)	max 0.01 ppm
Mo (Molybdenum)	max 0.02 ppm
NH ₄ (Ammonium)	max 1 ppm
Na (Sodium)	max 0.5 ppm
Ni (Nickel)	max 0.02 ppm
Pb (Lead)	max 0.02 ppm
Sr (Strontium)	max 0.01 ppm
Ti (Titanium)	max 0.1 ppm
Tl (Thallium)	max 0.05 ppm
V (Vanadium)	max 0.01 ppm
Zn (Zinc)	max 0.05 ppm

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00316.1000	Glass bottle	1 l
1.00316.1011	Glass bottle	6 x 1 l
1.00316.1011	Plastic bottle	1 l
1.00316.2520	Glass bottle	2.5 l
1.00316.2520	Glass bottle	4 x 2.5 l
1.00316.2511	Plastic bottle	25 l
1.00316.2511	Plastic bottle	4 x 2.5 l
1.00316.9025	Plastic container	25 l

Hydrochloric acid 30%

- Vapour pressure 21.8 hPa (20 °C) Spec. density 1.15 g/cm³ (20 °C) Solub. in H₂O (20 °C) soluble Melting point -50 °C
- Boiling point -90 °C (1013 hPa)

- corrosive R 34-37 S 26-36/37/39-45 Poison class (CH) 2
- WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B Pack.-cat. A Disposal 12

- Road/Rail 8/C 1 II IMDG-Code 8/II UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809
- Merckblatt BG Chemie Nr. M004, M051, M053

100318 Hydrochloric acid 30% Suprapur®

Each package includes a certificate of analysis.

Specification	Value
Assay (acidimetric)	min 30.0 %
Colour	max 10 Hazen
Bromide (Br)	max 10 ppm
Free chlorine (Cl)	max 300 ppb
Phosphate (PO ₄)	max 10 ppb
Sulphate (SO ₄)	max 300 ppb
Sulfite (SO ₃)	max 500 ppb
Ag (Silver)	max 1.0 ppb
Al (Aluminium)	max 5.0 ppb
As (Arsenic)	max 5.0 ppb
Au (Gold)	max 1.0 ppb
Ba (Barium)	max 2.0 ppb
Be (Beryllium)	max 1.0 ppb
Bi (Bismuth)	max 1.0 ppb
Ca (Calcium)	max 5.0 ppb
Cd (Cadmium)	max 1.0 ppb

Co (Cobalt)	max 1.0 ppb
Cr (Chromium)	max 1.0 ppb
Cu (Copper)	max 1.0 ppb
Fe (Iron)	max 10.0 ppb
Ga (Gallium)	max 1.0 ppb
Ge (Germanium)	max 10.0 ppb
Hg (Mercury)	max 5.0 ppb
In (Indium)	max 1.0 ppb
K (Potassium)	max 10.0 ppb
Li (Lithium)	max 1.0 ppb
Mg (Magnesium)	max 5.0 ppb
Mn (Manganese)	max 1.0 ppb
Mo (Molybdenum)	max 1.0 ppb
NH ₄ (Ammonium)	max 500 ppb
Na (Sodium)	max 10.0 ppb
Ni (Nickel)	max 1.0 ppb
Pb (Lead)	max 1.0 ppb
Pt (Platinum)	max 1.0 ppb

Sn (Tin)	max 1.0 ppb
Sr (Strontium)	max 1.0 ppb
Ti (Titanium)	max 1.0 ppb
Tl (Thallium)	max 1.0 ppb
V (Vanadium)	max 1.0 ppb
Zn (Zinc)	max 2.0 ppb
Zr (Zirconium)	max 1.0 ppb
Residue on ignition (as sulphate)	max 2 ppb
Actual analysis values are subject to unavoidable variations in this concentration range	

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00318.0250	Plastic bottle	250 ml
1.00318.1000	Plastic bottle	6 x 250 ml
1.00318.1000	Plastic bottle	1 l
1.00318.1000	Plastic bottle	6 x 1 l

Hydroc

101514 Hydrochloric acid 30%, Ultrapur®

Acid purified by sub-boiling distillation for sample preparation in trace analysis. Each package includes a certificate of analysis.

Specification

Assay (acidimetric)	≥ 30 %
Ag (Silver)	≤ 100 ppt
Al (Aluminium)	≤ 100 ppt
As (Arsenic)	≤ 100 ppt
Au (Gold)	≤ 100 ppt
B (Boron)	≤ 100 ppt
Ba (Barium)	≤ 100 ppt
Be (Beryllium)	≤ 50 ppt
Bi (Bismuth)	≤ 50 ppt
Cd (Cadmium)	≤ 50 ppt
Ca (Calcium)	≤ 50 ppt
Ce (Cerium)	≤ 50 ppt
Co (Cobalt)	≤ 200 ppt
Cr (Chromium)	≤ 200 ppt
Cu (Copper)	≤ 200 ppt
Dy (Dysprosium)	≤ 200 ppt
Er (Erbium)	≤ 200 ppt
Eu (Europium)	≤ 200 ppt
Fe (Iron)	≤ 50 ppt
Ga (Gallium)	≤ 50 ppt
Gd (Gadolinium)	≤ 20 ppt
Hf (Hafnium)	≤ 100 ppt
Hg (Mercury)	≤ 50 ppt

Ho (Holmium)	≤ 200 ppt
In (Indium)	≤ 50 ppt
K (Potassium)	≤ 500 ppt
La (Lanthanum)	≤ 200 ppt
Li (Lithium)	≤ 50 ppt
Lu (Lutetium)	≤ 200 ppt
Mg (Magnesium)	≤ 100 ppt
Mn (Manganese)	≤ 50 ppt
Mo (Molybdenum)	≤ 50 ppt
Na (Sodium)	≤ 200 ppt
Nb (Niobium)	≤ 200 ppt
Nd (Neodymium)	≤ 200 ppt
Ni (Nickel)	≤ 200 ppt
Pb (Lead)	≤ 50 ppt
Pd (Palladium)	≤ 100 ppt
Pr (Praseodymium)	≤ 200 ppt
Pt (Platinum)	≤ 50 ppt
Rb (Rubidium)	≤ 20 ppt
Re (Rhenium)	≤ 100 ppt
Ru (Ruthenium)	≤ 200 ppt
Sb (Antimony)	≤ 100 ppt
Sc (Scandium)	≤ 20 ppt
Se (Selenium)	≤ 200 ppt
Sm (Samarium)	≤ 200 ppt
Sn (Tin)	≤ 200 ppt
Sr (Strontium)	≤ 500 ppt
Ta (Tantalum)	≤ 1000 ppt

Tb	≤ 200 ppt
Te (Tellurium)	≤ 100 ppt
Th	≤ 100 ppt
Ti (Titanium)	≤ 100 ppt
Tl (Thallium)	≤ 50 ppt
Tm (Thulium)	≤ 200 ppt
U (Uranium)	≤ 100 ppt
V (Vanadium)	≤ 50 ppt
W (Wolfram)	≤ 100 ppt
Y (Yttrium)	≤ 100 ppt
Yb (Ytterbium)	≤ 200 ppt
Zn (Zinc)	≤ 200 ppt
Zr (Zirconium)	≤ 200 ppt

ICP-MS: Determination after evaporation to dryness with ICP-MS
 ICP-MS: Determination with ICP-MS
 CSDPP: Determination with cathodic stripping differential pulse polarography
 Actual analysis values are subject to unavoidable systematic variations in this concentration range

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.01514.0250	Plastic bottle	250 ml
1.01514.0500	Plastic bottle	500 ml
1.01514.1000	Plastic bottle	1 l

Hydrochloric acid 32%

■ Vapour pressure 21.3 hPa (20 °C) ■ Spec. density 1.16 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble ■ Melting point -40 °C
 ■ corrosive ■ R 34-37 ■ S 26-36/37/39-45 ■ Poison class (CH) 2
 ■ WGK 1

■ HS-No. 2806 10 00
 ■ LGK 8 B ■ Pack.-cat. A ■ Disposal 12
 ■ Road/Rail 8/C 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1789
 ■ IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809

■ Merckblatt BG Chemie Nr. M004,M051,M053
 ■ Merck-Index 10, 4682 ■ Roempp 8, 3672

100313 Hydrochloric acid 32% extra pure

For acidification, neutralization in chemical processes, regeneration of ion exchangers

Specification

Assay (acidimetric)	≥ 32 %
Identity	passes test
Bromide, Iodide (Br, I)	passes test
Free chlorine (Cl)	≤ 0.0001 %
Sulphate (SO ₄)	≤ 0.0005 %

Sulfite (SO ₃)	≤ 0.001 %
Heavy metals (as Pb)	≤ 0.0001 %
As (Arsenic)	≤ 0.0001 %
Fe (Iron)	≤ 0.0002 %
Residual solvents (Ph. Eur./ICH)	excluded by production process
Non volatile matter	≤ 0.01 %

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00313.2500	Glass bottle	25 l
	Glass bottle	4 x 2.5 l
1.00313.9025	Plastic container	25 l
1.00313.9180	Plastic barrel	180 l

100319 Hydrochloric acid 32% GR for analysis

For the preparation of chlorides, solvent and dissolution agent, neutralising agent.

Specification

Assay (acidimetric)	min 32.0 %
Colour	max 10 Hazen
Bromide (Br)	max 50 ppm
Free chlorine (Cl)	max 0.5 ppm
Phosphate (PO ₄)	max 0.5 ppm
Sulphate (SO ₄)	max 1 ppm
Sulfite (SO ₃)	max 1 ppm
Ag (Silver)	max 0.05 ppm
Al (Aluminium)	max 0.05 ppm
As (Arsenic)	max 0.01 ppm
Au (Gold)	max 0.05 ppm
Ba (Barium)	max 0.02 ppm
Be (Beryllium)	max 0.02 ppm
Bi (Bismuth)	max 0.02 ppm
Ca (Calcium)	max 0.2 ppm
Cd (Cadmium)	max 0.01 ppm
Co (Cobalt)	max 0.01 ppm

Cr (Chromium)	max 0.02 ppm
Cu (Copper)	max 0.02 ppm
Fe (Iron)	max 0.1 ppm
Ga (Gallium)	max 0.05 ppm
Ge (Germanium)	max 0.02 ppm
Hg (Mercury)	max 0.01 ppm
In (Indium)	max 0.05 ppm
K (Potassium)	max 0.1 ppm
Li (Lithium)	max 0.01 ppm
Mg (Magnesium)	max 0.05 ppm
Mn (Manganese)	max 0.01 ppm
Mo (Molybdenum)	max 0.01 ppm
NH ₄ (Ammonium)	max 1 ppm
Na (Sodium)	max 0.2 ppm
Ni (Nickel)	max 0.02 ppm
Pb (Lead)	max 0.01 ppm
Pt (Platinum)	max 0.1 ppm
Sr (Strontium)	max 0.01 ppm
Ti (Titanium)	max 0.02 ppm
Tl (Thallium)	max 0.02 ppm

V (Vanadium)	max 0.01 ppm
Zn (Zinc)	max 0.05 ppm
Zr (Zirconium)	max 0.02 ppm
Residue on ignition (as SO ₄)	max 5 ppm
Date of expiry:	see product label

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00319.1000	Glass bottle	1 l
	Glass bottle	6 x 1 l
1.00319.1011	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l
1.00319.2500	Glass bottle	25 l
	Glass bottle	4 x 2.5 l
1.00319.2511	Plastic bottle	25 l
	Plastic bottle	4 x 2.5 l
1.00319.9025	Plastic container	25 l

Hydrochloric acid aluminium salt anhydrous → Aluminium chloride page 30

Hydrochloric acid aluminium salt hexahydrate → Aluminium chloride hexahydrate page 30

Hydrochloric acid fuming 37%

■ Vapour pressure 190 hPa (20 °C) ■ Spec. density - 1.19 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
 ■ corrosive ■ R 34-37 ■ S 26-36/37/39-45 ■ Poison class (CH) 2
 ■ WGK 1

■ HS-No. 2806 10 00
 ■ LGK 8 B ■ Pack.-cat. A ■ Disposal 12
 ■ Road/Rail 8/C 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1789
 ■ IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809

■ Merckblatt BG Chemie Nr. M004,M051,M053
 ■ Merck-Index 10, 4682 ■ Roempp 8, 3672

100314 Hydrochloric acid fuming 37% extra pure Ph Eur, BP, JP, NF

For acidification and dissolution, neutralization in chemical processes, regeneration of ion exchangers

Specification

Assay (acidimetric)	37.0 - 38.0 %
Identity	passes test
Appearance of solution	passes test
Bromide, Iodide (Br, I)	passes test
Free Bromine or Free Chlorine	passes test
Free chlorine (Cl)	≤ 0.0001 %
Sulphate (SO ₄)	≤ 0.0005 %

Sulfite (SO ₃)	≤ 0.001 %
Heavy metals (as Pb)	≤ 0.0001 %
As (Arsenic)	≤ 0.0001 %
Ca (Calcium)	≤ 0.001 %
Fe (Iron)	≤ 0.0002 %
Hg (Mercury)	≤ 0.000004 %
Residual solvents (Ph. Eur./ICH)	excluded by production process
Residue on ignition (as SO ₄)	≤ 0.008 %
Non volatile matter	≤ 0.005 %
Corresponds Ph Eur, BP, JP, NF	

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00314.1000	Glass bottle	1 l
	Glass bottle	6 x 1 l
1.00314.2500	Glass bottle	25 l
	Glass bottle	4 x 2.5 l
1.00314.9025	Plastic container	25 l
1.00314.9201	Plastic barrel	200 l

113386 Hydrochloric acid fuming 37% GR for analysis max. 0,001 ppm Hg

Specification

Assay (acidimetric)	min 37.0 %
Colour	max 10 Hazen
Bromide (Br)	max 50 ppm
Free chlorine (Cl)	max 0.5 ppm
Phosphate (PO ₄)	max 0.5 ppm
Sulphate (SO ₄)	max 1 ppm
Sulfite (SO ₃)	max 1 ppm
Al (Aluminium)	max 0.05 ppm
As (Arsenic)	max 0.01 ppm
Ba (Barium)	max 0.02 ppm
Be (Beryllium)	max 0.02 ppm
Bi (Bismuth)	max 0.1 ppm
Ca (Calcium)	max 0.5 ppm

Cd (Cadmium)	max 0.01 ppm
Co (Cobalt)	max 0.01 ppm
Cr (Chromium)	max 0.02 ppm
Cu (Copper)	max 0.02 ppm
Fe (Iron)	max 0.2 ppm
Ge (Germanium)	max 0.05 ppm
Hg (Mercury)	max 0.001 ppm
K (Potassium)	max 0.1 ppm
Li (Lithium)	max 0.01 ppm
Mg (Magnesium)	max 0.01 ppm
Mn (Manganese)	max 0.01 ppm
Mo (Molybdenum)	max 0.02 ppm
NH ₄ (Ammonium)	max 1 ppm
Na (Sodium)	max 0.5 ppm

Ni (Nickel)	max 0.02 ppm
Pb (Lead)	max 0.02 ppm
Sr (Strontium)	max 0.01 ppm
Ti (Titanium)	max 0.1 ppm
Tl (Thallium)	max 0.05 ppm
V (Vanadium)	max 0.01 ppm
Zn (Zinc)	max 0.05 ppm
Zr (Zirconium)	max 0.1 ppm
Residue on ignition (as SO ₄)	max 5 ppm

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.13386.2500	Glass bottle	25 l
	Glass bottle	4 x 2.5 l

100317 Hydrochloric acid fuming 37% GR for analysis ACS,ISO,Reag. Ph Eur

For the preparation of chlorides, solvent and dissolution agent, component of aqua regia.

Specification

Assay (acidimetric) 37.0 - 38.0 %

Identify passes test

Colour max 10 Hazen

Appearance passes test

Appearance of solution passes test

Bromide (Br) max 50 ppm

Free chlorine (Cl) max 0.4 ppm

Phosphate (PO₄) max 0.5 ppm

Sulphate (SO₄) max 0.5 ppm

Sulfite (SO₃) max 0.5 ppm

Heavy metals (as Pb) max 1 ppm

Ag (Silver) max 0.020 ppm

Al (Aluminium) max 0.050 ppm

As (Arsenic) max 0.010 ppm

Au (Gold) max 0.050 ppm

B (Boron) max 0.100 ppm

Ba (Barium) max 0.010 ppm

Be (Beryllium) max 0.010 ppm

Bi (Bismuth) max 0.050 ppm

Ca (Calcium) max 0.300 ppm

Cd (Cadmium) max 0.010 ppm

Co (Cobalt) max 0.010 ppm

Cr (Chromium) max 0.010 ppm

Cu (Copper) max 0.100 ppm

Fe (Iron) max 0.100 ppm

Ga (Gallium) max 0.050 ppm

Ge (Germanium) max 0.020 ppm

Hg (Mercury) max 0.010 ppm

K (Potassium) max 0.100 ppm

Li (Lithium) max 0.010 ppm

Mg (Magnesium) max 0.050 ppm

Mn (Manganese) max 0.010 ppm

Mo (Molybdenum) max 0.010 ppm

NH₄ (Ammonium) max 1 ppm

Na (Sodium) max 0.300 ppm

Ni (Nickel) max 0.020 ppm

Pb (Lead) max 0.010 ppm

Pt (Platinum) max 0.100 ppm

Sn (Tin) max 0.050 ppm

Sr (Strontium) max 0.010 ppm

Ti (Titanium) max 0.020 ppm

Tl (Thallium) max 0.020 ppm

V (Vanadium) max 0.010 ppm

Zn (Zinc) max 0.050 ppm

Zr (Zirconium) max 0.020 ppm

Extractable organic substances max 5 ppm

Residue on ignition (as SO₄) max 3 ppm

Non volatile matter max 10 ppm

Date of expiry: see product label

Hydrochloric acid in 2-propanol → Hydrochloric acid in 2-propanol page 496

100327 Hydrochloric acid in ethanol for microscopy

- Spec. density 0.90 g/cm³ (20 °C) ■ Flash point 21 °C
- Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- flammable ■ R 10 ■ Poison class (CH) 4 ■ WGK 1
- LD 50 oral rat 6200 mg/kg ■ LD 50 dermal rabbit > 20000 mg/kg
- HS-No. 3822 00 00
- LGK 3 A ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 3/FC II ■ IMDG-Code 3/II UN 2924

- IATA-DGR UN 2924 CAO 307 PAX 305
- Merckblatt BG Chemie Nr. M017, M051

Specification

Suitability for microscopy passes test

Mycobacterium tuberculosis red

Background blue

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00327.1000	Glass bottle	1 l
	Glass bottle	6 x 1 l
1.00327.2500	Glass bottle	2.5 l
	Glass bottle	4 x 2.5 l
1.00327.2500	Glass bottle, pl. coat.	2.5 l
1.00327.9025	Plastic container	25 l

Hydrochloric acid tin(II)-salt dihydrate → Tin(II) chloride dihydrate page 947

Hydrochloric acid volumetric solutions

109060 Hydrochloric acid c(HCl) = 0,1 mol/l (0,1 N)

Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1.00 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- Poison class (CH) 5 ■ WGK nwg
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 821 PAX 819

Specification

Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.1mol/l +/- 0.1% Titer (20 °C) 1.000

This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric Standard Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09060.1000	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l
1.09060.5000	Plastic container	5 l
	Plastic container	4 x 5 l
1.09060.9010	Titripac PE/Alu	10 l
1.09060.9025	Plastic container	25 l

113136 Hydrochloric acid c(HCl) = 0,357 mol/l (1/2,8 N)

Hydrogen chloride solution

- Spec. density ~ 1.01 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- Poison class (CH) 4 ■ WGK nwg
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789

- IATA-DGR UN 1789 CAO 821 PAX 819

Specification

Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.357mol/l +/- 0.1% Titer (20 °C) 1.000

This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard Merck volumetric standards are directly traceable to the

Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.13136.9010	Titripac PE/Alu	10 l

109058 Hydrochloric acid c(HCl) = 0,5 mol/l (0,5 N)

Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1.01 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- Poison class (CH) 4 ■ WGK nwg
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789

- IATA-DGR UN 1789 CAO 821 PAX 819

Specification

Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.5mol/l +/- 0.1% Titer (20 °C) 1.000

This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard Merck volumetric standards are directly traceable to the

Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09058.1000	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l
1.09058.9025	Plastic container	25 l

109057 Hydrochloric acid c(HCl) = 1 mol/l (1 N)

Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1.02 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- Poison class (CH) 3 ■ WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 821 PAX 819

Specification

Amount-of-substance concentration c(HCl) = 1 mol/l +/- 0.1% Titer (20 °C) 1.000

This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09057.1000	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l
1.09057.2500	Plastic bottle	2.5 l
1.09057.5000	Plastic container	5 l
	Plastic container	4 x 5 l
1.09057.9010	Titripac PE/Alu	10 l
1.09057.9025	Plastic container	25 l

109063 Hydrochloric acid c(HCl) = 2 mol/l (2 N)

Hydrogen chloride solution

- Spec. density ~ 1.03 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- Poison class (CH) 3 ■ WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809

Specification

Amount-of-substance concentration c(HCl)=2mol/l +/- 0.1% Titer (20 °C) 1.000

This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09063.1000	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l

113134 Hydrochloric acid c(HCl) = 3,571 mol/l (1/0,28 N)

Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1.06 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- irritant ■ R 36/37/38 ■ S 26 ■ Poison class (CH) 3 ■ WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789

- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809
- Merckblatt BG Chemie Nr. M004, M051

Specification

Amount-of-substance concentration c(HCl)=3.571 mol/l +/- 0.1% Titer (20 °C) 1.000

This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard

Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.13134.9010	Titripac PE/Alu	10 l

109974 Hydrochloric acid for 1000 ml c(HCl) = 0,01 mol/l (0,01 N) Titrisol®
Hydrogen chloride solution

- Spec. density - 1,00 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble ■ pH value - 1 undiluted
- Poison class (CH) 5 ■ WGK nwg
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 III ■ IMDG-Code 8/III UN 1789

■ IATA-DGR UN 1789 CAO 821 PAX 819
Specification
 Concentration after dilution to 1l: c(HCl) = 0.01 mol/l
 Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.01mol/l±0.2%
 Titer (20 °C) 1.000
 This volumetric solution was checked by means of sodium hydroxide standard solution tested against a Merck volumetric

standard.
 Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09974.0001	Plastic ampoule	1 Amp

109973 Hydrochloric acid for 1000 ml c(HCl) = 0,1 mol/l (0,1 N) Titrisol®
Hydrogen chloride solution

- Spec. density - 1,03 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- Poison class (CH) 3 ■ WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809

■ IATA-DGR UN 1789 CAO 821 PAX 819
Specification
 Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.1mol/l±0.2%
 Titer (20 °C) 1.000
 This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09973.0001	Plastic ampoule	1 Amp
	Plastic ampoule	6 x 1 Amp

109971 Hydrochloric acid for 1000 ml c(HCl) = 0,5 mol/l (0,5 N) Titrisol®
Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1,08 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- irritant ■ R 25/37/38 ■ S 26 ■ Poison class (CH) 3 ■ WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1789
- IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809
- Merckblatt BG Chemie Nr. M004,M051

Specification
 Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.5000mol/l±0.2%
 Titer (20 °C) 1.000
 This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09971.0001	Plastic ampoule	1 Amp
	Plastic ampoule	24 x 1 Amp

109970 Hydrochloric acid for 1000 ml c(HCl) = 1 mol/l (1 N) Titrisol®
Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1,09 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- irritant ■ R 36/37/38 ■ S 26 ■ Poison class (CH) 2 ■ WGK 1
- HS-No. 2806 10 00
- LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
- Road/Rail 8/C 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1789

■ IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809
 ■ Merckblatt BG Chemie Nr. M004,M051
Specification
 Amount-of-substance concentration c(HCl) = 1 mol/l ± 0.2%
 Titer (20 °C) 1.000
 This volumetric solution was checked by means of Tris(hydroxymethyl)-aminomethan Merck volumetric standard

Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09970.0001	Plastic ampoule	1 Amp
	Plastic ampoule	6 x 1 Amp

109911 Hydrochloric acid 1.000 l for the preparation of dilute volumetric solutions or for direct use c(HCl) = 5 mol/l (5 N) Combi-Titrisol®
Hydrogen chloride solution

- Spec. density 1,08 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- irritant ■ R 36/37/38 ■ S 26 ■ Poison class (CH) 2 ■ WGK 1

■ HS-No. 2806 10 00
 ■ LGK 8 B ■ Pack.-cat. A
 ■ Road/Rail 8/C 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1789
 ■ IATA-DGR UN 1789 CAO 813 PAX 809

Merckblatt BG Chemie Nr. M004,M051

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.09911.0001	Plastic bottle	1 l

100326 Hydrochloric acid in 2-propanol acc. to DIN 51558 part 1 c(HCl) = 0,1 mol/l (0,1 N)

- Spec. density - 0,79 g/cm³ (20 °C) ■ Explosive limit 2 - 12 Vol% (2-Propanol) ■ Flash point 12 °C
- Solub. in H₂O (20 °C) soluble
- highly flammable, irritant ■ R 11-36-67 ■ S 7-16-24-26
- Poison class (CH) F ■ WGK 1
- LD 50 oral rat 5045 mg/kg (2-Propanol) ■ LD 50 dermal rabbit 12800 mg/kg (2-Propanol)
- HS-No. 3822 00 00
- LGK 3 A ■ Pack.-cat. A

■ Road/Rail 3/FC II ■ IMDG-Code 3/II UN 2924
 ■ IATA-DGR UN 2924 CAO 307 PAX 305
 ■ Merckblatt BG Chemie Nr. M017,M004,M051
Specification
 Amount-of-substance concentration c(HCl)=0.1mol/l±0.2%
 Titer (20 °C) 1.000
 This volumetric solution was checked by means of Sodium hydroxide standard solution tested against a Merck volumetric standard.

Merck volumetric standards are directly traceable to the Standard Reference Materials of NIST (National Institute of Standards and Technology, USA).

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00326.1000	Glass bottle	1 l

Hydrocinnamaldehyde → 3-Phenylpropionaldehyde page 751
 Hydrocinnamic acid → 3-Phenylpropionic acid page 751

Hydrocinnaronitrile → 3-Phenylpropionitrile page 751
 Hydrocinnamoyl chloride → 3-Phenylpropionyl chloride page 751

Hydrocinnamyl alcohol → 3-Phenyl-1-propanol page 750

Hydrofluoric acid 38-40%

- Hydrofluoric acid solution**
- Spec. density 1,13 g/cm³ (20 °C) ■ Solub. in H₂O (20 °C) soluble ■ Melting point - 44 °C ■ Boiling point - 112 °C

- very toxic, corrosive ■ R 26/27/28-35
- S 7/9-26-28.1-36/37/39-45 ■ Poison class (CH) 1 ■ WGK 1
- HS-No. 2811 11 00
- LGK 6.1 B ■ Pack.-cat. A

- Road/Rail 8/CT 1 II ■ IMDG-Code 8/II UN 1790
- IATA-DGR UN 1790 CAO 813 PAX 809
- Merckblatt BG Chemie Nr. M005,M004,M050

100337 Hydrofluoric acid 38-40% extra pure
 For the etching of glass and SiO₂ in the electronic industry

Specification

Assay (acidimetric)	38 - 40 %
Chloride (Cl)	≤ 0.002 %
Hexafluorosilicate (SiF₆)	≤ 0.01 %
Sulphate (SO₄)	≤ 0.001 %
Sulfite (SO₃)	≤ 0.002 %
Heavy metals (as Pb)	≤ 0.0005 %

Fe (Iron)	≤ 0.001 %
Residue on ignition (as sulphate)	≤ 0.002 %

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00337.1000	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l
1.00337.2500	Plastic bottle	2.5 l
	Plastic bottle	4 x 2.5 l
1.00337.9050	Plastic container	50 l

100329 Hydrofluoric acid 38-40%
 For the etching of glass and SiO₂ in the electronic industry

Specification

Assay (acidimetric)	38 - 40 %
Chloride (Cl)	≤ 0.02 %
Heavy metals (as Pb)	≤ 0.05 %
Fe (Iron)	≤ 0.2 %

Iodine reducing matter (as SO₂)	≤ 0.005 %
Residue on ignition (as SO₄)	≤ 0.2 %

Ord.No.	Packaging	Quantity
1.00329.1000	Plastic bottle	1 l
	Plastic bottle	6 x 1 l
1.00329.2500	Plastic bottle	2.5 l
	Plastic bottle	4 x 2.5 l

Ethyl S,S-dipropyl phosphorodithioate see p. 759 *Ethrophos*
Ethyl N,N-dipropylthiocarbamate see p. 747 *EPTC*

i-Ethyl-N,N-dipropylthiocarbamate

C₉H₁₉NOS M_r 189.32 [759-94-4] BRN 1762751 EC No 2120738
Merck 13,3669

554 ampule of 500 mg
pelco produced by Chem Service Inc, PS-54 500 mg 59.00

ethyl 1,3-dithiane-2-carboxylate

Glyoxylic acid ethyl ester trimethylenemercaptal
C₇H₁₂O₂S₂ M_r 192.30 [20462-00-4] BRN 1424352
EC No 2438384

density 1.22 g/mL 25 °C
bp (0.2 mm Hg) 75-77 °C
n_D²⁰ 1.539
Beil. 19.V,7,227

43749 technical, ≥90% (GC)
luka R: 10 S: 26-36/37/39-45 RID/ADR: UN 3272 3/PG 3 Fp: 55°C
5 mL 85.60
F: 9-13

Ethyl dithioacetate

CH₃CSSSCH₂CH₃ C₄H₈S₂ M_r 120.24 [870-73-5] BRN 1737711
EC No 2128014

density 1.048 g/mL 25 °C
bp (23 mm Hg) 61 °C n_D²⁰ 1.568
Beil. 2.IV,573

13795 purum, ≥97.0% (GC)
luka n_D²⁰ 1.568 5 mL 145.10
Acyl anion equivalent useful for a double homologation. A. Meyers et al., *J. Amer. Chem. Soc.* 105, 5015 (1983); its enethiolate reacts in very high syn-selectivity with aldehydes; A. Meyers, R.D. M. *Tetrahedron* 41, 5089 (1985); K. Hartke, O. Kunze, *Liebigs Ann. Chem.* 321, 1989 (1999); reagent for thioacetylations; B.R. Babu et al., *J. Biol. Chem.* 174, 25218 (1999)
R: 36/37/38 S: 26-36 RID/ADR: UN 3272 3/PG 3 Fp: 43 °C
25 mL 574.10
F: 10-13-23

thyl 1,3-dithiolane-2-carboxylate

Glyoxylic acid ethyl ester ethylene mercaptal
C₆H₁₀O₂S₂ M_r 178.27 [20461-99-8] BRN 118157
EC No 2438379

density 1.249 g/mL 25 °C
bp (0.1 mm Hg) 85 °C n_D²⁰ 1.539
Beil. 19.V,7,225

798 purum, ≥98.0% (GC)
luka S: 23-24/25 Fp: 113°C
5 mL 45.20
F: 8-9

thyl dodecanoate

Ethyl laurate; Lauric acid ethyl ester

CH₃(CH₂)₁₀COOC₂H₅ C₁₄H₂₈O₂ M_r 228.37 [106-33-2] BRN 1769671
EC No 2033860

density 0.862 g/mL 20 °C
bp 269 °C
Merck 13,3851; Beil. 2.IV,1092

1630 purum, ≥98.0% (GC)
luka n_D²⁰ 1.432 100 mL 15.50
S: 23-24/25 WGK 2 Fp: 113 °C 500 mL 51.10

(R)-Ethyl-DUPHOS see p. 242 (+)-1,2-Bis[(2R,5R)-2,5-dithienylphosphino]ethane
S)-Ethyl-DUPHOS see p. 242 (+)-1,2-Bis[(2S,5S)-2,5-dithienylphosphino]ethane
thyl enanthate see p. 780 *Ethyl heptanoate*

ethylene

1881-U pkg of 14 L

pelco produced by Scott Specialty Gases Inc, 4-114-2 14 L 99.60
size Scotty 14

ethylene

Ethene

CH₂=CH₂ C₂H₄ M_r 28.05 [74-85-1] BRN 1730731 EC No 2008153
bp -104 °C mp -169 °C
Merck 13,3825; Beil. 1.IV,677

0489 puriss., ≥99.95% (GC)
luka pressure tin 1 L 47.10
filling pressure at 15 °C: 11 bar; content: 15 °C, 1 bar; 11 L
Recommended valves see section 'Tools/Valves and Adapter for Cylinders' in the annex at the end of this catalog.
C₂H₄ ≤0.042% CO₂ traces
N₂ traces O₂ traces
methane ≤0.0025% water traces
Sales restrictions may apply
Control valve: 97490-F

1482 purum, ≥99.9%
luka Cylinder with net -0.7 kg 2 L 77.00
CO traces carbohydrates ≤0.2%
Sales restrictions may apply
Control valve: 99112-F

Ethylene (continued)

03484 purum, ≥99.9%

Fluka Cylinder with net -3.2 kg
carbohydrates ≤2000 ppm
Sales restrictions may apply
Control valve: 99112-F

R: 12 S: 9-16-33 F: 4-5-31 RTECS KU5340000 RID/ADR: UN 1962 2
WGK - Fp: -100°C

Ethylene-d₄

Tetradeteuroethylene

CD₂=CD₂ C₂D₄ M_r 32.08 [683-73-8] BRN 1733307 EC No 2120738
bp -104 °C mp -169 °C
Beil. 1.IV,694

42,285-1 99 atom % D

Alcock Packaged in lecture bottles
Brass hose adapter Z14,681-1 or brass body mini gas regulator
Z51,353-9 is recommended.
Hose barb: Z14,681-1-A
Regulator: Z51,296-6-A
Regulator: Z51,353-9-A

R: 12 S: 9-16-33 RID/ADR: UN 1962 2 CH-Gk: 5 Fp: -100°C

F: 10

N,N'-Ethylenebis(acrylamide)

N,N'-Bisacryloyl-1,2-diaminoethane; N,N'-
Dimethylenebis(acrylamide)

C₈H₁₂N₂O₂ M_r 168.19 [2956-58-3] BRN 1771570
Beil. 4.IV,1200

03486 purum, ≥98.0% (TLC)

Fluka mp 138 to 144 °C
Cross-linking agent used for the preparation of polyacrylamide resins
R. Arshady, et al., *J. Chem. Soc. Perkin Trans 1* 529 (1981); E. Atherton
et al., *ibid.* 538 (1981)

R: 11-36/37/38 S: 26 RID/ADR: UN 1325 4/PG 2 S: 2-8°C

F: 10

Ethylenebis(chloroformate)

ClCO₂CH₂CH₂O₂CCl C₂H₂Cl₂O₂ M_r 186.98 [124-05-0]

density 1.436 g/mL 25 °C
bp 103 mm Hg 53-55 °C
mp 1436

64,865-5 98% 5 g
new 25 g

65,307-1 puriss., 98% 5 g
new 25 g

R: 11-36/37/38 S: 26-36/37/39-45 RTECS LQ6000000 RID/ADR: UN 3272 3/PG 3 Fp: 43 °C

N,N'-Ethylenebis(diacetamide) see p. 1692
N,N'-Tetraacetylethylenediamine
Ethylenebis(dimethylphosphine) see p. 243

Ethylenebis(diphenylphosphine)

1,2-Bis(diphenylphosphino)ethane; Diphos
(C₆H₅)₂PCH₂CH₂P(C₆H₅)₂ M_r 398.42 [1663-45-2]
BRN 761261 EC No 2167692

mp 127 to 132 °C

Beil. 16,1,358

14823 purum, ≥96.0% (CH)

mp 137 to 142 °C 10 g
Phosphine for the preparation of phosphine nickel in catalyzed reactions
W. S. Knowles et al., *J. Amer. Chem. Soc.* 102, 2095 (1980); V.
Fandanes et al., *Tetrahedron Lett.* 24, 3677 (1983); K.C. Eapen et al., *J. Org.*
478 (1984)
S: 22-24/25
F: 9

2,2'-Ethylenebis(nitrilomethylidene)diphenol see p. 252
N,N'-Bis(salicylidene)ethylenediamine

Ethylene-bis(oxyethylenenitrilo)tetraacetic acid see p. 1025
Ethylene glycol-bis(2-amino-2-methylpropanoic acid)

Ethylenebis(salicylimine) cobalt(II) salt see p. 252
N,N'-Bis(salicylidene)ethylenediamine

1,1'-Ethylenebis(N,N,1,1-tetramethylsilanamine) see p. 242
1,2-Bis(dimethylamino)ethane

Ethylene bromochloride see p. 309
1-Bromo-2-chloroethane

Ethylene bromohydrin see p. 313
2-Bromoethanol

Ethylene carbonate

1,3-Dioxolan-2-one

C₃H₄O₃ M_r 88.06 [96-49-1] BRN 106249 EC No 2025100

density 1.321 g/mL 25 °C
bp (742 mm Hg) 243-244 °C
mp 35 to 38 °C
Beil. 19.V,4,6

Fluoric acid (continued)

technical, 40-45% hydrofluoric acid (H ₂ SiF ₆) SO ₂ ≤100 mg/kg R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	1 L 19.90 6 × 1 L 103.90 5 L 83.40 4 × 5 L 290.30
technical, 51-55% hydrofluoric acid (H ₂ SiF ₆) SO ₂ ≤100 mg/kg R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	1 L 47.90 6 × 1 L 250.10
semiconductor grade VLSI PURANAL (Honeywell 17601) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 245.50
semiconductor grade SLSI PURANAL (Honeywell 17308) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 613.70
semiconductor grade PURANAL (Honeywell 17735) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 157.10
semiconductor grade SLSI PURANAL (Honeywell 17312) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 386.40
semiconductor grade MOS PURANAL (Honeywell 17928) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	2.5 L 68.80 5 L 123.70
semiconductor grade PURANAL (Honeywell 17736) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 99.00
semiconductor grade ULSI PURANAL (Honeywell 17004) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 309.10
semiconductor grade SLSI PURANAL (Honeywell 17300) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 386.40
semiconductor grade VLSI PURANAL (Honeywell 17602) purity on request R: 26/27/28-35 S: 26-28-36-37-39-45	5 L 154.60

acid see p. 994 Hydrogen fluoride

Electronic Chemicals

Riedel-deHaën etching solutions and solvents are particle free, high chemical purity. You find the products under the name of substance with the additional label "Semiconductor Grade".

TraceSelectUltra

Acids and bases for application in the concentration range < 10 ng/kg) in trace analysis. Ask for Trace Analysis brochure and our CD "Analytical Standards".

TraceSelect

High purity reagents (acids/bases/salts) for sample preparation in trace analysis. Ask for Trace Analysis brochure and our CD "Analytical Standards".

Hydrogen

99.99% M _r 2.02 [1333-74-0] EC No 2156057 Merck 13.4813 puriss., ≥99.999% pressure tin 1 bar pressure at 15 °C, 11 bar content (15 °C, 1 bar), 11 L; recommended valves see section "Tools, Valves and Adapter for Cylinders" in the annex at the end of this catalog sales restrictions may apply control valve 97490-F R: 12 S: 9-16-53 STECS MW:EP1000 RID/ADR: UN 1049 2 CH-GH IRE: WGK 1 4.5:31	1 L 47.10
--	-----------

Hydrogen

99.99% produced by Scott Specialty Gases Inc. size of 14 L Scotty 14	14 L 99.60
--	------------

Hydrogen bromide

Hydrobromic acid HBr BrH M _r 80.91 [10035-10-6] BRN 3587158 EC No 2331130 Merck 13.4814	
18702 puriss., ≥99.8% Fluka Cylinder with net ~450 g Br 5 ppm Fe 2 ppm H ₂ SO ₄ 0.1 ppm HCl ≤0.2% Sales restrictions may apply Control valve 99198-F	400 mL 465.40

18703 puriss., ≥99.8% Fluka Cylinder with net ~3.2 kg HCl ≤0.2% Sales restrictions may apply Control valve 99109-F R: 35-37 S: 26-45-73 STECS MW:385000 RID/ADR: UN 1048 2 CH-GH 2	2 L 887.60
---	------------

Hydrogen bromide in acetic acid see p. 987 Hydrochloric acid

Hydrogen chloride

Hydrochloric acid HCl ClH M _r 36.46 [7647-01-0] BRN 1098214 EC No 2315957 Merck 13.4815	
26612 puriss., ≥99.8% Fluka Cylinder with net ~1.5 kg Cl ₂ 10 ppm Sales restrictions may apply Control valve 99109-F	2 L 1,055.60

26614 puriss., ≥99.8% Fluka Cylinder with net ~7.8 kg Cl ₂ 10 ppm Sales restrictions may apply Control valve 99109-F	10 L 1,577.00
26616 puriss., ≥99.7% Fluka Cylinder with net ~25 kg Sales restrictions may apply Control valve 99109-F R: 23-35 S: 26-36-37/39-45 STECS MW:4025000 RID/ADR: UN 1050 2 CH-GH 2	40 L 2,834.60

Hydrogen chloride - t-Butanol solution

[7647-01-0] BRN 1098214 EC No 2315957	
87472 puriss. p.a., for GC Fluka density 0.87 g/mL 20 °C Reagent for the esterification of amino acids and carmites for GC-MS analysis; M.S. Fasella et al. J. Org. Chem. 43: 1129 (1997) R: 10-22-23-35-67 S: 26-36-37/39-45 F: 3 RID/ADR: UN 2920 8/PG 2 CH-GH 2	50 mL 35.10 250 mL 115.20

Hydrogen chloride dioxan solution

Hydrochloric acid in dioxan solution HCl ClH M _r 36.46 [7647-01-0] BRN 1098214 EINECS Merck 13.4815	
84431 BioChemika, for protein sequence analysis, 4 M, ampule, 4.0 M in dioxane Fluka density 1.06 g/mL 20 °C St: 2-8 °C	10 × 2 mL 135.80

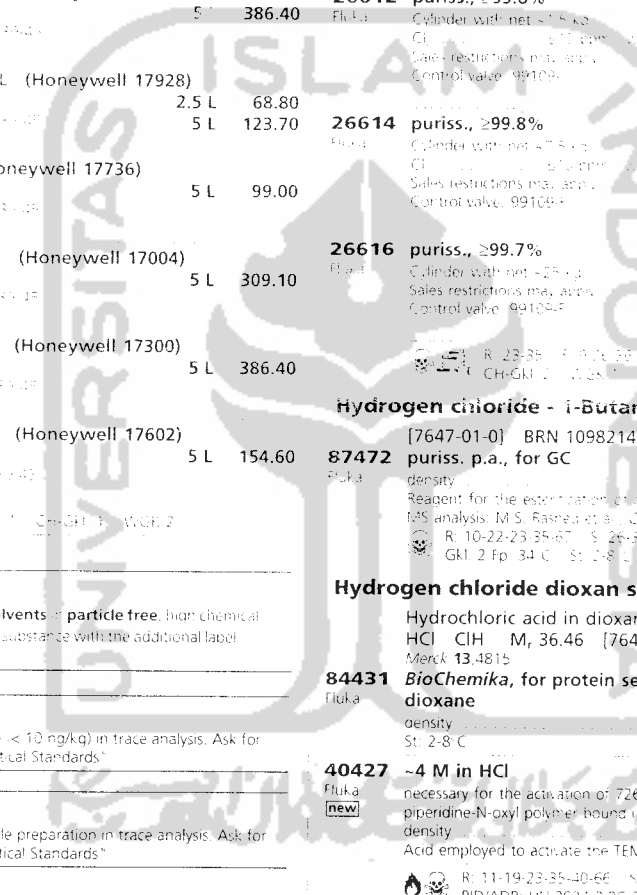
40427 ~4 M in HCl Fluka new necessary for the activation of 72601 2,2,6,6-Tetramethylpiperidine-N-oxyl polymer bound (Tempo resin) density 1.06 g/mL 20 °C Acid employed to activate the TEMPO resin; Angew. Chem. 113: 1489 (2001) R: 11-19-23-35-40-66 S: 16-26-36/37-39-45 F: 3-10-23 RID/ADR: UN 2924 3/PG 2 Fp: 17 °C	250 mL 99.00 1 L 320.00
---	----------------------------

Hydrogen chloride - ethanol solution

Hydrochloric acid in ethanol HCl · CH ₃ CH ₂ OH ClH M _r 36.46 [123864-74-4] BRN 1098214 EINECS	
17934 puriss. p.a., for GC, ~1.25 M Fluka See also 2. Alkylation Reagents, page 902 Derivatizing agent for GC density 0.825 g/mL 20 °C R: 11-23-35 S: 26-36/37/39-45 F: 3 RID/ADR: UN 2920 8/PG 1 St: 2-8 °C	50 mL 16.50 250 mL 54.60

Hydrogen chloride - methanol solution

Hydrochloric acid in methanol HCl · CH ₃ OH ClH M _r 36.46 [132228-87-6] BRN 1098214 EINECS	
17935 puriss. p.a., for GC, ~1.25 M Fluka See also 2. Alkylation Reagents, page 902 Derivatizing agent for GC density 0.831 g/mL 20 °C R: 11-23/24/25-35-39/23/24/25 S: 7-16-26-36/37/39-45 F: 3 RID/ADR: UN 3286 3/PG 2 WGK 1 Fp: 11 °C St: 2-8 °C	50 mL 16.40 250 mL 54.10



H

1

2

3,265,748
**PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF
 ETHYL CHLORIDE**

David M. Hurt, Wilmington, Del., assignor to E. I. du Pont de Nemours and Company, Wilmington, Del., a corporation of Delaware

Filed June 26, 1963, Ser. No. 290,799

3 Claims. (Cl. 260-663)

This invention is directed to an improved process for the manufacture of ethyl chloride. More particularly, this invention is directed to an improved process for the manufacture of ethyl chloride wherein provision is made for removing catalyst poisons from the reaction system.

It has been known that ethylene will react with hydrogen chloride in a liquid reaction medium in the presence of Friedel-Crafts type catalysts such as anhydrous ferric chloride, aluminum chloride or zinc chloride. It is also known that these catalysts cause polymerization of the ethylene in the reaction mass to higher molecular weight materials and that these higher molecular weight materials act as catalyst poisons causing the catalyst to lose its activity. Higher olefins such as isobutylene are much more prone to polymerize than ethylene. It is further known that ferric chloride causes less ethylene polymerization than the aluminum chloride or zinc chloride catalysts.

The usual method for overcoming the difficulty of the catalyst poisoning caused by the polymerization of ethylene has been to add fresh catalyst to the reaction medium. Occasionally, spent catalyst was also withdrawn from the reaction medium and disposed of in some manner. In a continually operating system for the preparation of ethyl chloride, however, these polymeric catalyst poisons build up in the liquid reaction medium to an extent where even the addition of fresh catalyst to the system will not give the catalytic activity necessary to give continuous high conversions of ethylene and hydrogen chloride to ethyl chloride.

It is, therefore, an object of this invention to provide an improved process for preparing ethyl chloride from ethylene and hydrogen chloride.

It is another object of this invention to provide an improved process for preparing ethyl chloride from ethylene and hydrogen chloride which overcomes the problem of catalyst poisoning inherent in the art processes.

It is a further object to provide an improved process for preparing ethyl chloride from ethylene and hydrogen chloride which operates in a continuous manner at high conversion.

These and other objects will become apparent from the following description and claims.

More specifically, the present invention is directed to a novel, improved process for the preparation of ethyl chloride which comprises contacting hydrogen chloride and ethylene with anhydrous ferric chloride catalyst in a reaction medium containing ethyl chloride as the major constituent, adding fresh catalyst to the reaction zone as required, continuously removing a portion of said liquid ethyl chloride reaction medium from the reaction zone, contacting said portion of the reaction medium with a superheated mixture of ethylene, hydrogen chloride and ethyl chloride vapors recycled from the reaction zone in a gas-liquid contactor, therein allowing ethyl chloride and from 0.1 mole to 20 moles per 100 moles of ethyl chloride, of other constituents having boiling points less than 150° C. to vaporize at one atmosphere from said liquid portion, collecting said vaporized materials of said portion of the reaction medium and returning the vaporized materials to said reaction zone and removing the un-

vaporized constituents of said portion from said gas-liquid contactor.

The art process on which the present invention is an improvement consists in causing hydrogen chloride to react with ethylene in the presence of anhydrous ferric chloride suspended and dissolved in liquid ethyl chloride which may contain varying amounts of higher molecular weight organic compounds. It is known that liquid ethyl chloride can be used as the reaction medium in this process although higher boiling halogenated aliphatic hydrocarbons are usually preferred in the art process. In a convenient form and the form usually used, the reaction is carried out in a reaction zone consisting of a reaction vessel, a fractionation or rectification column and a reflux condenser. Gaseous ethylene and hydrogen chloride are passed into the liquid medium containing the suspended catalyst. A vapor mixture of ethyl chloride, hydrogen chloride, ethylene and by-products passes into the fractionation column and condenser. Some of the ethyl chloride and all of the by-products are condensed in contact with the descending ethyl chloride reflux and returned to the reaction zone. Most of the unreacted ethylene and hydrogen chloride are not condensed but are removed from the condenser system along with small amounts of ethyl chloride and returned to the reaction zone as an external recycle. Product ethyl chloride is removed from the condenser system as a liquid. Sufficient ethyl chloride is returned to the reaction zone to maintain proper descending reflux in the column and to maintain the liquid level in the reaction zone at the desired level.

As the reaction continues, the polymeric by-products which form collect in the liquid reaction medium and poison the catalyst. Since these polymerization products are relatively non-volatile compared to the ethyl chloride reaction medium, they cannot be removed by vaporization. Conversion of ethylene and hydrogen chloride to ethyl chloride decreases rapidly with time due to catalyst poisoning. Addition of fresh catalyst, as taught by the art, partially overcomes this problem but this soon fails too since the amount of catalyst poison soon builds up to a point where catalyst is deactivated as soon as it is added.

It has now been found that the polymerization by-products vary from relatively low boiling materials having boiling points of about 56° to very high boiling materials having boiling points greater than 225° C. Non-distillable tars also occur. In a qualitative way it has been found that these by-products having boiling points below 150° C. at one atmosphere are relatively innocuous catalyst poisons. Those having boiling points above 150° C. and particularly those boiling above 170° C. are very severe ferric chloride catalyst poisons however. This was demonstrated by fractionally distilling a sample of the polymeric by-product, then agitating one part of each fraction with five parts of the ferric chloride catalyst and 110 parts of ethyl chloride for two hours. The solid iron compounds were then isolated and analyzed for ferrous chloride. Those samples of iron compounds treated with by-products having boiling points less than 150° C. contained about 11% ferrous chloride, whereas those treated with by-products having boiling points between 150° and 170° C. contained about 13% ferrous chloride while those treated with by-products boiling above 170° C. contained from 21% to 35% ferrous chloride. This also shows that catalyst deactivation or poisoning is due, in part at least, to reduction of ferric chloride to ferrous chloride. Physical adsorption of high molecular weight materials on the catalyst surface also accounts for some of the catalyst poisoning. Judging from those by-products identified, they seem to consist of four types of compounds; i.e., alkanes such as 3-

3703

methyloctane, olefines such as dimethylhexene and trimethylpentene, chloroalkanes such as 2-chlorobutane and chlorinated olefines such as chloropentene and chloroheptene. This list is far from complete, since it is known that at least 29 different by-products are formed.

It has been further found that as little as 1% of the ethylene polymerization by-products in the ethyl chloride reaction mass having boiling points of 170° C. and above cause severe deactivation of the ferric chloride catalyst. It has also been found that of the four types of by-products formed as mentioned heretofore, the olefines are the worst catalyst poisons. The chlorinated alkanes are relatively harmless as might be expected since they are used as solvents for this process in some cases. It has also been found that polymerization increases markedly as the catalyst becomes deactivated.

The present process overcomes the problem of catalyst poisoning and diminished conversions due to polymerization by-products by continuously removing these by-products from the reaction mass. This is accomplished by continuously removing a stream of the liquid ethyl chloride reaction mass from the reaction zone and treating this stream in a gas-liquid contactor with a mixture of superheated ethylene, hydrogen chloride and ethyl chloride vapors recycled from the reaction zone. The superheated vapors contact the stream of liquid ethylene chloride reaction mass at a temperature sufficient to cause ethyl chloride and a portion of the by-products to vaporize from the reaction mass. The vaporized material, which of course includes the ethylene, hydrogen chloride and ethyl chloride injected as superheated vapors, is returned to the reaction zone, most conveniently by injecting it into the reaction vessel or fractionation column. The non-vaporized portion of the stream, containing the high boiling constituents which act as catalyst poisons, is removed for disposal such as burning. This portion contains any ferric chloride catalyst which was dissolved or suspended in the original reaction mass stream. For this reason it is necessary to continuously add fresh ferric chloride catalyst to the reaction mass to replace that removed. Using this method of operation, it has been found that it is possible to carry out the reaction of ethylene with hydrogen chloride in a continuous manner in high conversion and yield essentially without interruption.

The present invention will be better understood by reference to the accompanying drawing which illustrates a representative and preferred embodiment of the improved process of this invention. In the drawing, the reaction system shown consists of an ethylene source 10, an ethylene flow meter 11 for measuring and controlling the ethylene flow, a hydrogen chloride source 12, a hydrogen chloride flow meter 13 for measuring and controlling the flow of hydrogen chloride, a feed flow meter 14 for measuring and controlling the flow of the mixed gases, a feed inlet 15 and catalyst addition line 17 which feed directly into the liquid ethyl chloride-ferric chloride reaction mass 18 which is contained in the reaction vessel 16. Attached to reaction vessel 16 and forming a part thereof is fractionation column 19 which, in turn, communicates with vapor line 20, condenser 21, liquid-vapor separator 22, liquid return line 23, liquid reflux return line 24, and a crude product take-off line 25. The crude product take-off line 25 communicates with a fractionation column 43, reboiler 46, an ethyl chloride product line 44, reflux condenser 45, and a vapor return line 26. From the top of separator 22, vapor line 27 leads to vent valve 28, compressor 29, recycle line 30, recycle vapor flow meter 32, and vapor take-off line 31. Vapor take-off line 31 leads to the bottom of gas-liquid contactor 33 via control valve 34, flow meter 35 and heat exchanger 36. Line 37, containing a flow meter 38, connects the bottom of reaction vessel 16 with the top of gas-liquid contactor 33. Vapor line 39 connects the top of gas-liquid contactor 33 with the reaction vessel 16. Liquid

line 40 and valve 41 are connected to the bottom of contactor 33. Line 42 connects the outflow of the heat exchanger with the gas-liquid contactor 33.

In operation, recycle vapors from line 30, consisting mainly of hydrogen chloride with smaller amounts of ethylene and ethyl chloride, are measured by flow meter 32. This mixture is then combined with approximately equivalent amounts of ethylene and hydrogen chloride feed from sources 10 and 12, measured and controlled by meters 11 and 13, and the resulting mixture, at the desired flow rates, as measured by meter 14, enters reaction vessel 16 via inlet 15. The reaction vessel 16 contains a reaction medium 18 consisting of a suspension and/or solution of anhydrous ferric chloride in ethyl chloride. Ethylene and hydrogen chloride react, in part, in reaction medium 18 to form ethyl chloride and by-products. Unreacted ethylene and hydrogen chloride carry ethyl chloride and by-products into the fractionation column 19 where fractionation occurs in contact with descending liquid reflux from line 24 which condense the by-products and return them to the reaction vessel 16. Vapors from the top of 19 pass into vapor line 20, hence into condenser 21. In condenser 21 most of the ethyl chloride is condensed and descends into the vapor-liquid separator 22 along with the uncondensed materials. The separated liquid condensate is returned to the fractionation column 19 via lines 23 and 24. Sufficient liquid is returned to the fractionation column 19 to maintain proper descending reflux for fractionation in the column 19 and to maintain the proper liquid level in the reactor. The remaining liquid, being crude ethyl chloride, is removed via line 25 to a fractionation column 43 wherein pure ethyl chloride is obtained and drawn off the column from the reboiler 46 via product line 44. Any dissolved hydrogen chloride and ethylene in the crude ethyl chloride are collected in the reflux condenser 45 and returned to the reaction system via line 26. The uncondensed vapors from the separator 22 pass into line 27, drawn by the compressor 29. Valve 28 is merely used to vent-off excessive pressure in the system. The compressor 29 acts to provide sufficient pressure to cause the vapors to flow. A portion of the vapors leaving compressor 29 pass via recycle line 30 and measuring means 32 into the reaction vessel 16 as heretofore described. The other portion of the vapors leaving compressor 29 pass via line 31, control valve 34 and flow meter 35 into heat exchanger 36 where the vapors are superheated considerably above their dew point. The superheated vapors then pass via line 42 into the bottom of the gas-liquid contactor 33. Part of the liquid ethyl chloride reaction mass 18 is passed via line 37 and control meter 38 into the top of gas-liquid contactor 33. Contact of the superheated vapors from line 42 with the liquid from line 37 causes a portion of the liquid to vaporize as indicated hereinbefore. These vapors pass via line 39 into reaction vessel 16 for return to the reaction mass. The unvaporized portion passes from the gas-liquid contactor 33 via line 40 and valve 41 to waste. Usually the waste is burned. Concurrently with the above, fresh catalyst is added to reactor 16 via catalyst feed line 17 in sufficient quantity to replace that removed via line 37.

The above described method does not depend on any particular size system or reaction mass. The reaction system is designed, of course, to meet the requirements of the size of reaction mass or production rate contemplated. The reaction temperatures and pressures used in this invention are those disclosed and used in the art. Flow rates are chosen to give the desired reaction mass and to fit the size of the reaction equipment. The rate of removal of reaction mass to the gas-liquid contactor 33 is somewhat variable, usually from about 0.1% to 10% of the reaction mass is transferred to the gas-liquid contactor 33 each hour. The temperature of the superheated vapors depends primarily on the reaction pressure. In a representative commercial scale operation, re-

action vessel 16 was a 13,610 gallon pressure vessel and the fractionation column 19 was a 5 ft. x 17 ft. column filled with 15 sieve trays. The reaction vessel contained at start-up approximately 25,000 lbs. of ethyl chloride reaction solvent containing 1% ferric chloride catalyst. The reaction temperature was varied from 25° to 70° C. with corresponding variations in reaction pressure of from 160 to 200 p.s.i.g. The reaction temperature of 65° C. and the reaction pressure of 185 p.s.i.g. are usually preferred.

The feed stock enters the reactor 16 via inlet 15, consisting of 15 to 25 mole percent of each of ethylene and ethyl chloride and the remainder hydrogen chloride, at rates varying from 28,000 to 132,000 lbs./hr. The feed stock was made from the recycle vapors from line 30 and additional ethylene and hydrogen chloride to make up the desired rate. The added ethylene and hydrogen chloride feed, entering via lines 10 and 12 and consisting of approximately equivalent amounts of the two reactants, varied from 4600 to 14,000 lbs./hr. The preferred total feed rate, measured at flow meter 14, is 120,000 lbs./hr. The recycle vapors flow rate varied from 300 to 1400 cubic feet per minute (26,000 to 122,000 lbs./hr.) with 1200 cubic feet per minute (106,000 lbs./hr.) being the preferred recycle vapor flow rate. The recycle vapors contained from 55% to 83% hydrogen chloride, 2% to 20% ethylene and 15% to 25% ethyl chloride. The preferred make-up of the recycle vapors being 75% hydrogen chloride, 5% ethylene and 20% ethyl chloride.

During the reaction from 1000 to 2500 lbs./hr. of the reaction mixture, at 25° to 75° C., were removed from the reaction mixture and were passed into the gas-liquid contactor 33 with 2000 lbs./hr. corresponding to the preferred rate of removal. The gas-liquid contactor 33 was a 20 inch x 7 ft. 4 inch sieve tray contactor of 132 gallon capacity. Concurrently, from 25 to 150 cubic feet per minute of vapors in line 31, heated to from 50° to 140° C. with steam in heat exchanger 36, were passed into the gas-liquid contactor 33. The flow and temperature of heated vapors were adjusted to meet the requirements of the flow of liquid, the temperature and the pressure. A flow of 149 cubic feet per minute at 140° C. corresponds to the preferred flow rate for the superheated vapors. The flow of vaporized material from the gas-liquid contactor 33 through line 39 to the reactor 16 varied from 25 to 100 cubic feet per minute at from 45° to 65° C. The vaporized material from the gas-liquid contactor which is returned to the reaction vessel 16 via line 39 consists of ethyl chloride, ethylene and hydrogen chloride containing up to 0.2 weight percent of by-products having boiling points up to 150° C. This flow is, of course, directly dependent on the flow of liquid and superheated vapors into the gas-liquid contactor 33. A flow of 95 cubic feet per minute at 60° C. corresponds to the preferred rate of flow for the vaporized materials from the gas-liquid contactor 33 back to the reaction vessel 16. The flow of unvaporized material from the gas-liquid contactor 33 via line 40 is again dependent on the flow of materials into the contactor 33. It varied from 300 to 1200 lbs./hr. with 400 lbs./hr. corresponding to the preferred flow rate. These results indicate that 30% to 48% by weight of the liquid entering contactor 33 remains unvaporized and represents by-products and catalyst. Under the preferred conditions 16% remains unvaporized; this amounts to 1.6% of the total reaction mass per hour.

The yield of pure ethyl chloride, obtained from line 44 was from 4200 to 13,900 lbs./hr. with 13,900 lbs./hr. corresponding to the preferred rate of recovery. The conversion of hydrogen chloride varied from 90% to 100% and the conversion of ethylene from 90% to 100%. The yield of ethyl chloride varied from 90% to 99.6% with 99.6% corresponding to the preferred yield of ethyl chloride.

When the same process was carried out as hereinbefore 75

described without passing any liquid reaction mass through contactor 33 along with heated vapors from line 31, originally high conversions (100%) were obtained but these rapidly decreased. After only 16 hours the conversion had decreased to 75% and in 48 hours the catalyst was essentially dead. Additions of fresh catalyst prolonged the running time but after 60 hours even fresh catalyst had little or no effect on conversion. Thus, after 60 hours and 133,000 lbs. of production, it was necessary to shut down the reaction system and remove the entire reaction mass. With the method of this invention the system was operated for greater than one month continuously (>720 hours) without a shutdown due to catalyst poisoning and produced greater than 5,000,000 lbs. of ethyl chloride, without any sign that a shutdown would be required.

It is to be understood that the preceding preferred embodiment is representative and that said embodiment may be varied within the teachings and disclosure of the total specification, as understood by one skilled in the art, to produce essentially the same result.

As many apparently widely different embodiments of this invention may be made without departing from the spirit and scope thereof, it is to be understood that this invention is not limited to the specific embodiments thereof except as defined in the appended claims.

The embodiments of the invention in which an exclusive property or privilege is claimed are defined as follows:

1. In the process for preparing ethyl chloride comprising contacting hydrogen chloride and ethylene at a temperature from 25° C. to 75° C. in a reaction zone in the presence of anhydrous ferric chloride catalyst contained in a reaction medium, said reaction medium containing ethyl chloride as the major constituent, and wherein the vaporous effluent from the reaction zone is condensed into a separator where the liquid is separated from the effluent vapors, a portion of the separated liquid thereafter being distilled to obtain the product ethyl chloride, the improvement which comprises continuously removing a portion of said liquid ethyl chloride reaction medium from said reaction zone, contacting said removed liquid portion with superheated vapors recycled from the reaction zone thereby vaporizing the ethyl chloride and from 0.1 mole to 20 moles, per 100 moles of ethyl chloride, of other constituents having boiling points less than 150° C. at one atmosphere from said removed liquid portion, collecting and returning only said vaporized materials of said liquid portion to said reaction zone, and replenishing the catalyst as required by adding fresh catalyst to the reaction medium.

2. In the process for preparing ethyl chloride comprising contacting hydrogen chloride and ethylene at a temperature from 25° C. to 75° C. in a reaction zone in the presence of anhydrous ferric chloride catalyst contained in a reaction medium, said reaction medium containing ethyl chloride as the major constituent, and wherein the vaporous effluent from the reaction zone is condensed into a separator where the liquid is separated from the effluent vapors, a portion of the separated liquid thereafter being distilled to obtain the produce ethyl chloride, the improvement which comprises continuously removing a portion of said liquid ethyl chloride reaction medium from said reaction zone, contacting said removed liquid portion with a superheated mixture of effluent vapors comprising ethylene, hydrogen chloride, and ethyl chloride from said separator thereby vaporizing the ethyl chloride and from 0.1 mole to 20 moles, per 100 moles of ethyl chloride, of other constituents having boiling points less than 150° C. at one atmosphere from said removed liquid portion, collecting and returning only said vaporized materials of said liquid portion to said reaction zone, and replenishing the catalyst as required by adding fresh catalyst to the reaction medium.

3. In the process for preparing ethyl chloride comprising contacting hydrogen chloride and ethylene at a

temperature from 25° C. to 75° C. in a reaction zone in the presence of anhydrous ferric chloride catalyst contained in a reaction medium, said reaction medium containing ethyl chloride as a major constituent, and wherein the vaporous effluent from the reaction zone is condensed into a separator where liquid is separated from the effluent vapors, a portion of the separated liquid thereafter being distilled to obtain the product ethyl chloride, the improvement which comprises continuously removing a portion of said liquid ethyl chloride reaction medium from said reaction zone, contacting said removed liquid portion with a superheated mixture of effluent vapors comprising ethylene, hydrogen chloride, and ethyl chloride from said separator, thereby vaporizing the ethyl chloride and from 0.1 mole to 20 moles, per 100 moles of ethyl chloride, of other substituents having boiling points less than 150° C. at one atmosphere from said removed liquid portion, collecting and returning only said vaporized materials of

5

10

15

said liquid portion to said reaction zone, disposing of the unvaporized constituents of said liquid portion, and replenishing the catalyst as required by adding fresh catalyst to the reaction medium.

References Cited by the Examiner

UNITED STATES PATENTS

2,140,927	12/1938	Pierce	260-663
2,225,933	12/1940	Slotterbeck	260-663
2,353,563	7/1944	Hemminger	260-663
2,392,454	1/1946	Bond et al.	260-663
2,434,093	1/1948	Axe	260-663
2,446,124	7/1948	Boyd	260-663
2,945,897	7/1960	Eisenlohr	260-663

LEON ZITVER, *Primary Examiner.*K. V. ROCKEY, *Assistant Examiner.*

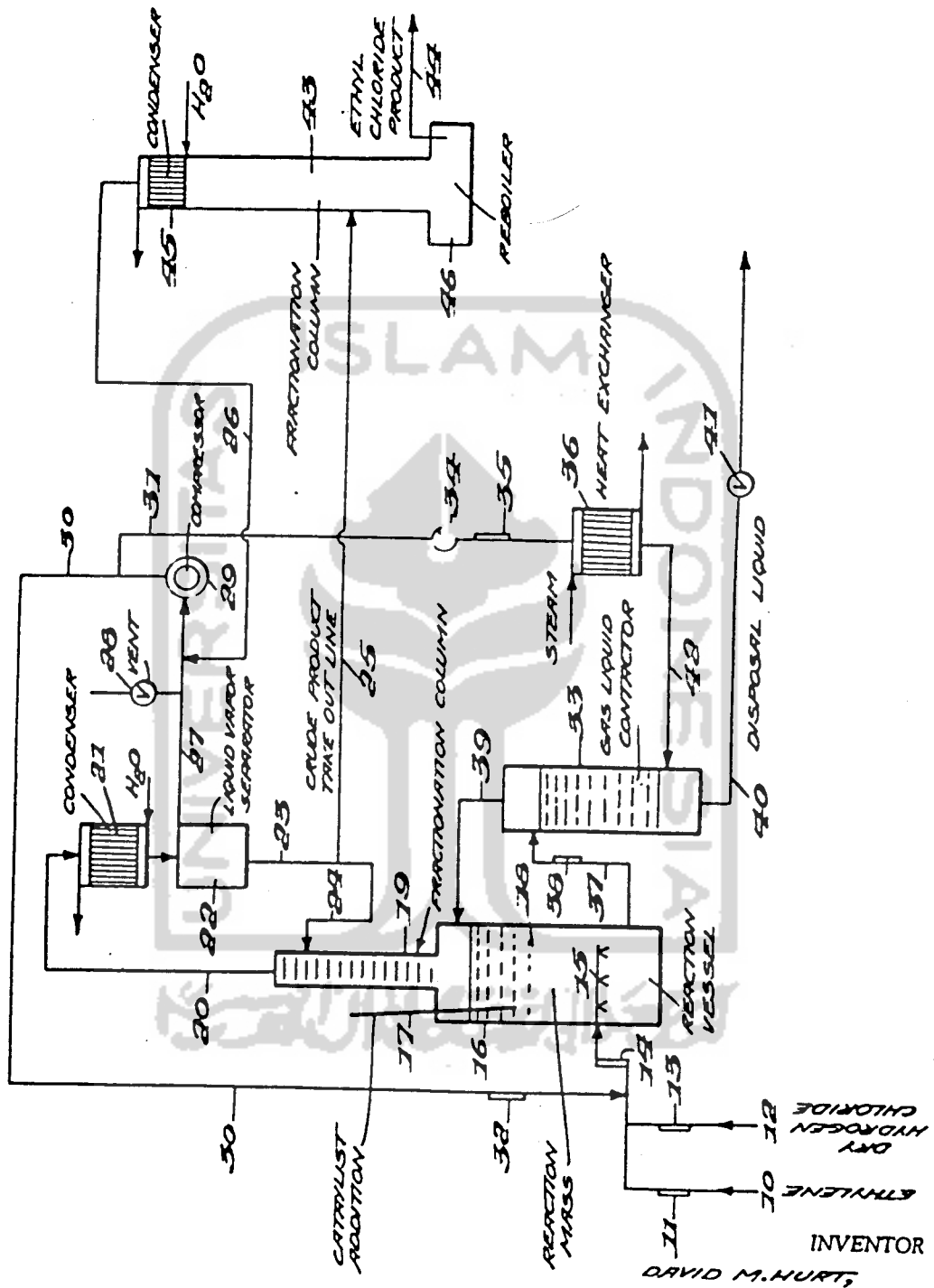
Aug. 9, 1966

D. M. HURT

3,265,748

PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF ETHYL CHLORIDE

Filed June 26, 1963



BY *Howard J. Rudge*
AGENT

No. invent. : 000/P/1004/96
 No. K. I. : 660
 Dikatalog : 29-5-96
 P r a f

Preface

Library of Congress Cataloging-in-Publication Data

Chemical processing handbook / edited by John J. McKetta.
 p. cm.
 Articles excerpted from: Encyclopedia of Chemical Processing
 and Design
 Includes bibliographical references and index.
 ISBN 0-8247-8701-3
 I. Chemical engineering--Handbooks, manuals, etc. I. McKetta,
 John J. II. Encyclopedia of chemical processing and
 design.
 TP151.C573 1993
 660-dc20

93-20256
 CIP

The contents of these volumes were originally published in *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, edited by J. J. McKetta and W. A. Cunningham. © 1977, 1978, 1979, 1982, 1983, 1985, 1986, 1987, 1988, 1990, 1992 by Marcel Dekker, Inc.

The publisher offers discounts on this book when ordered in bulk quantities. For more information, write to Special Sales/Professional Marketing at the address below.

This book is printed on acid-free paper.

Copyright © 1993 by Marcel Dekker, Inc. All Rights Reserved.

Neither this book nor any part may be reproduced or transmitted in any form or by any means, electronic or mechanical, including photocopying, microfilming, and recording, or by any information storage and retrieval system, without permission in writing from the publisher.

Marcel Dekker, Inc.
 270 Madison Avenue, New York, New York 10016

Current printing (last digit):
 10 9 8 7 6 5 4 3 2 1

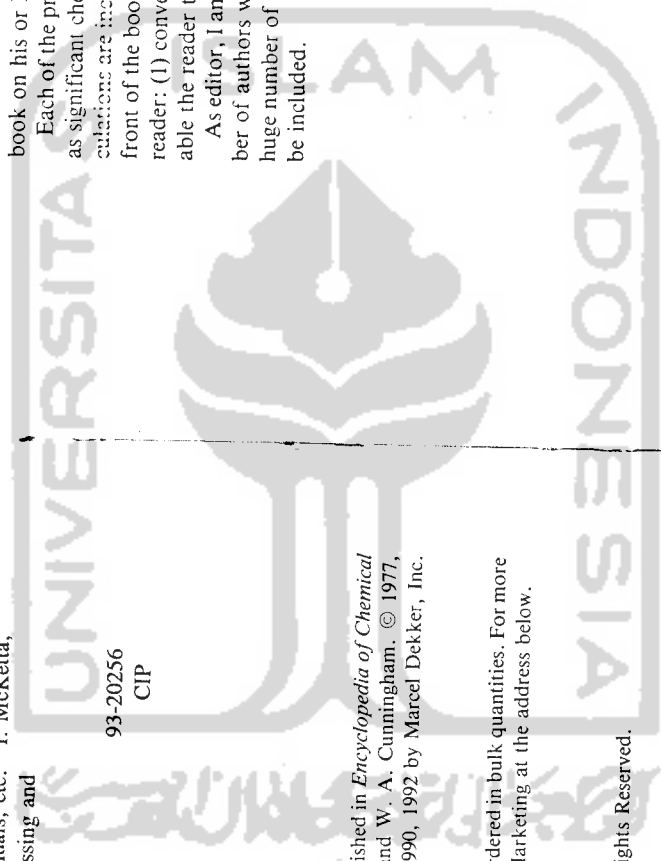
PRINTED IN THE UNITED STATES OF AMERICA

We are pleased to present many chemical processes in an alphabetically organized, easy-to-read and understandable manner. This handbook covers up-to-date processing operations in the chemical industry. Each section is written by a world expert in that particular area in such a manner that it is easily understood and applied. Each professional practicing engineer or industrial chemist involved in chemical processing should have a copy of this book on his or her working shelf.

Each of the processing articles contains information on plant design as well as significant chemical reactions. Wherever possible, shortcut methods of calculations are included, along with nomenclographic methods of solutions. In the front of the book are two convenient sections that will be very helpful to the reader: (1) conversion to and from SI units and (2) cost indexes that will enable the reader to update any cost information.

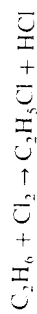
As editor, I am grateful for all the help I have received from the great number of authors who have contributed to this book. I am also grateful to the huge number of readers who have written to me with suggestions of topics to be included.

JOHN J. MCKETTA



A combination of substitutive chlorination of ethane and hydrochlorination of ethylene for the manufacture of ethyl chloride has been reported by Shell Development Co. [73]. These two types of chlorination are carried out in two reactors in series, with the HCl produced in the substitutive chlorination step being utilized in the hydrochlorination step.

Into the first reactor are fed preheated ethane, gaseous chlorine, and a recycle gas stream containing unreacted ethylene. Chlorination is carried out adiabatically at or above 400 C. Ethyl chloride and hydrogen chloride are produced:



The conversion of chlorine in this reaction is complete. The reactor exit stream is cooled and sent to the first ethyl chloride column as shown in the flow sheet (Fig. 4). The bottoms from the column containing ethyl chloride and other chlorinated by-products are a part of the crude product. Hydrogen chloride, unreacted ethane, inerts, and some of the ethyl chloride are taken overhead. The overhead stream plus fresh ethylene are compressed, preheated, and fed to the hydrochlorination reactor. The mole ratio of ethylene to hydrogen chloride in this feed stream is kept at about 1:1.

The hydrochlorination reaction is carried out in the vapor phase at elevated pressure in the presence of a stationary catalyst:



Because of the importance of good temperature control for this reaction, a shell-and-tube type reactor is used. Thus the heat of reaction is removed and an isothermal condition is achieved by circulating heat exchange oil in the shell.

The hydrochlorinator exit stream is cooled and fed to the second ethyl chloride column where crude ethyl chloride is taken out as bottoms and the overhead consisting of ethane, inerts, unreacted ethylene, and hydrogen chloride is recycled to the chlorinator.

The combined crude ethyl chloride is purified in a straightforward manner by fractional distillation. Both light-ends and heavy-ends are removed.

The overall yield of this process is 90% for the hydrocarbons; that based on chlorine is 95%.

Substitutive Chlorination of Higher Paraffins. Straight-chain paraffins containing 10 to 30 carbons atoms have been chlorinated for a variety of end uses such as flameproofing and rot-preventive agents, plasticizer extenders, extreme-pressure lubricants, and as a source of olefin after dehydrochlorination. The technology involved in the substitutive chlorination of these higher paraffins has been covered adequately by Kirk and Othmer [84]. More recently, *Hydrocarbon Processing* [78] had a description of a commercial process offered by Wintershall AG Kassel.

Of recent interest because of their uses as intermediates in several petrochemical processes is the production of monochlorides containing 11 to 14 carbon atoms [73]. The chlorination of paraffins in this molecular weight range

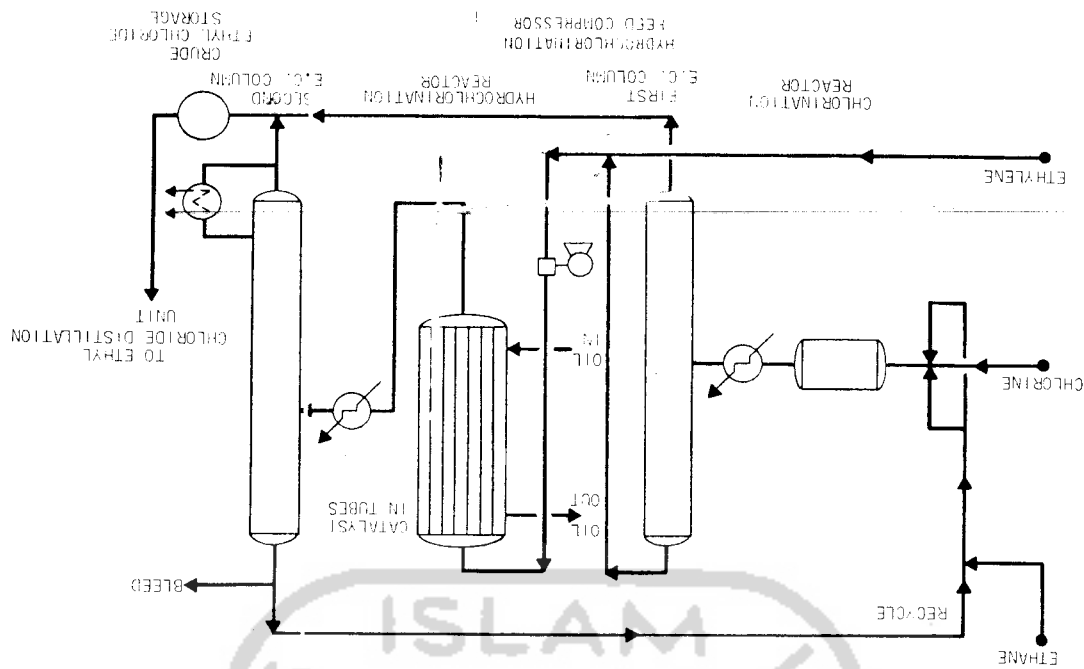


FIG. 4. Flow sheet for substitutive chlorination of ethane and hydrochlorination of ethylene to produce ethyl chloride. (From *Hydrocarbon Processing* [73] with permission.)

REACTION KINETICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

At this temperature, the vapor pressure is $p_s = 750$ mm Hg. The area covered by one nitrogen molecule is $10.2(10^{-19})$ sq m. The adsorption is believed to follow the Brunauer, Emmett, and Teller equation,

$$\frac{V}{V_m} = \frac{a(p/p_s)}{(1 - p/p_s)[1 + (a - 1)(p/p_s)]}$$

where $a =$ a constant

$p =$ partial pressure

$V =$ volume of gas adsorbed by unit mass of adsorbent

$V_m =$ volume of gas adsorbed by unit mass of adsorbent as a unimolecular layer

Both volumes are measured at 0°C and 760 mm Hg. Find:

(a) The quantity a and V_m .

(b) The surface area of the alumina, sq m/kg.

7-2. As interpreted by Rase and Kirk (186), the rate of pyrolysis of alkylbenzenes is controlled by the mechanism



for which the rate equation is

$$r = \frac{kK_a(p_a - p_r/K)}{1 + K_a p_a + K_r p_r}$$

Show that the integrated equation for a flow reactor is (starting with pure A)

$$\frac{W}{F} = \gamma \left[\left(\frac{1}{2\beta} - \frac{1}{2\beta^2} \right) \ln \frac{1 + \delta x + \beta^2}{1 - \delta x + \beta^2} + \beta \left[\frac{1}{2\beta^2} \ln \frac{1 + \delta x}{1 - \delta x} - \frac{1}{2\beta^2} \ln (1 - \delta^2 x^2) - \frac{x}{\beta^2} \right] \right]$$

where $\beta = 2/kK_a\pi + K_r/kK_a$

$\gamma = 1/kK_a\pi + 1/k$

$\delta = 1/x^* = \sqrt{1 + \pi/K}$

$x^* =$ equilibrium conversion

7-3. Check mechanisms 1 to 5 of Illustration 7-3, given the following smoothed initial rate data at 950°F:

r_0 , lb moles/(hr)(lb catalyst).....	4.3	6.5	7.1	7.5	8.1
π , atm.....	0.98	2.62	4.27	6.92	14.18

7-4. For the reaction of Illustration 7-5, these data were obtained at 1000°F when the feed contained 20 per cent CO₂:

x , lb moles CO ₂ converted	0.604	0.586	0.482	0.399	0.037
W , lb catalyst					
F , lb moles CO ₂ fed/hr.....	121	70.0	30.2	19.1	5.5
					2.5

Evaluate:

(a) The partial pressures of all participants.

(b) The rate $r = dx/d(W/F)$, as a function of x .

(c) The constants for mechanisms I-2 and III-1.

7-5. Controlling mechanism for the catalytic dehydration of butanol-1 was found

FLUID-PHASE REACTIONS CATALYZED BY SOLIDS

to be the surface reaction rate (Marrer and Shlepevich, 148), with the initial rate equation

$$r_0 = \frac{kK_a f}{(1 + K_a f)^2}$$

lb moles/(hr) (lb catalyst)

Some of the data were:

r_0	p , atm	f/p
0.27	15	1.00
0.51	465	0.88
0.76	915	0.74
0.76	3,845	0.43
0.52	7,315	0.46

where f is the fugacity of butanol-1. Find the constants k and K_a .

7-6. Data on the hydrogenation of ethylene are quoted by Sussman and Potter (208) following. The catalyst weight was 2.20 g. Average bed temperature was 41°C, and pressure was atmospheric. Check the validity of the following controlling steps and the corresponding initial rate equations:

(a) Desorption-of-product controlling,

$$r_0 = \frac{p_{H_2} p_{C_2H_4}}{a + b p_{C_2H_6}}$$

(b) Adsorption-of-hydrogen controlling,

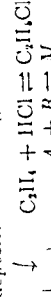
$$r_0 = \frac{p_{H_2}}{a + b p_{C_2H_6}}$$

(c) Surface-reaction controlling, with dissociation of H₂ upon adsorption,

$$r_0 = \frac{p_{H_2} p_{C_2H_4}}{(a + b p_{C_2H_6})^2}$$

Flow rate, g moles/sec	p_{H_2} , atm	$p_{C_2H_4}$, atm	r_0 , g moles/(hr)(g catalyst)
0.000266	0.405	0.595	0.00882
0.000266	0.40	0.599	0.00900
0.000362	0.61	0.389	0.01172
0.000698	0.77	0.224	0.01444
0.000564	0.903	0.092	0.01064
0.000766	0.933	0.067	0.02021
0.000766	0.933	0.067	0.02060
0.001062	0.971	0.049	0.02008
0.001062	0.971	0.049	0.02030
0.000360	0.613	0.397	0.01253
0.000362	0.61	0.389	0.01183

7-7. The synthesis of ethyl chloride from ethylene and hydrogen chloride in the presence of methane was studied in a differential reactor (Tlotos and Stutzman, 214). Zirconium oxychloride deposited on silica gel was the catalyst. The reaction is



(c) f_a (g)

REACTION KINETICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

Test data for r_a , the rate of reaction, pound moles ethylene converted per hour per pound catalyst, are shown in the table as functions of the several partial pressures, at 400 psig and an average of 350°F.

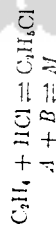
	Partial pressure, atm, r_a				
	0.000202	0.000200	0.000252	0.000210	0.000203
CH ₄	7.005	7.000	7.001	0.889	10.169
C ₂ H ₄	0.300	0.418	0.343	0.511	0.420
HCl.....	0.370	0.215	0.289	0.489	0.460
C ₂ H ₆	0.140	0.102	0.181	0.334	0.175

Equilibrium constant for the reaction is $K_r = p_m/p_a p_b = 35.5$. Check the mechanisms leading to these equations:

$$r_a = \frac{k(p_a p_b - p_m/K_r)}{(1 + K_a p_a + K_b p_b + K_m p_m + K_I p_I)}$$

$$r_a = \frac{k(p_a - p_m/K_r)}{1 + K_a p_m/K_r p_b + K_b p_b + K_m p_m + K_I p_I}$$

Subscript I designates an inert component of the reacting mixture. 7-8. The rate of the catalytic reaction



in the presence of methane is given by the equation

$$r_a = \frac{k(p_a p_b - p_m/K_r)}{(1 + K_a p_a + K_b p_b + K_m p_m + K_I p_I)}$$

The constants are functions of temperature according to the equation

$$\log K = \frac{a}{T} + b$$

where T is in degrees Rankine and the constants are given in the table. Pressures are in atmospheres.

	K_a	K_b	K_I	K_m	K_r
a	-11,778	-7,026	-8,037	-2,820	-5,000
b	15,211	10,108	11,456	3,833	7,809
					+2,925
					-4.96

Given a feed at 400 psig and containing 0.8485, 0.1010, and 0.0505 mole fraction of methane, ethylene, and hydrogen chloride, respectively. Find the amount of catalyst per pound mole of feed per hour needed to achieve 40 per cent conversion of ethylene at constant temperatures of 300, 350, and 400°F (Thodos and Stutzman, 212)

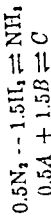
7-9. The kinetics of ammonia synthesis has been considered by Temkin and Pyzhev (213). The over-all rate is controlled by the rate of adsorption of nitrogen. In the development of the rate equation, a logarithmic form of adsorption isotherm

$$\theta = k \ln p$$

activity : methan

FLUID-PHASE REACTIONS

has been used and has been confirmed experimentally. For the reaction



the rates of adsorption and desorption are

$$r_a = k_a p_a e^{-\theta/a}$$

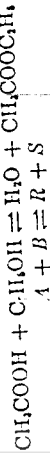
$$r_{-a} = k_{-a} e^{-\theta/b}$$

Noting that chemical equilibrium exists on the surface, show that the over-all rate of reaction is

$$r = k_1 p_a \left(\frac{F_1 v p_a}{p_1^2} \right) - k_2 \left(\frac{p_c^2}{K_p^2 p_b^3} \right)^{\beta}$$

where K_p is the equilibrium constant. From experimental work, $\alpha = \beta = 0.5$. At the elevated pressures of commercial operations, deviations from the ideal-gas law are appreciable, so activities must be substituted for partial pressures.

Integrate this equation for a flow reactor in which the flow rate is F lb moles/hr, the catalyst weighs W lb, ammonia is initially absent, and the fractional conversion is f . 7-10. The rate of the vapor-phase silica gel-catalyzed esterification of ethanol with acetic acid is controlled by the adsorption rate of acetic acid (Venkateswarlu, Satyanarayana, and Rao, 224; Hoer g, Hanson, and Kowalke, 95).



At 266°C and atmospheric pressure the rate equation is

$$r = \frac{dx}{d\left(\frac{W}{F}\right)} = \frac{0.0477(\phi(N_A)N_A - N_A N_S / N_0 K)}{1 + 1.8N_A}$$

lb moles converted/lb feed/hr
lb catalyst/(lb feed/hr)

where $\phi(N_A) = 0.3 + 0.9N_A$, represents a correction to the activity of the acetic acid for $N_A > 0.15$; the presence of water has been found to favor the adsorption of acetic acid as expressed by this relation. The N 's are mole fractions.

A mixture of the following composition is charged at the rate of 406 lb/hr.

	Mole fraction
Acetic acid.....	0.4089
Ethanol.....	0.4496
Water.....	0.1415

The equilibrium constant is $K = 11.7$, corresponding to an equilibrium conversion of 77.1 per cent for an equimolar charge of acetic acid and ethanol. Find the amount of catalyst needed to achieve 50 per cent conversion.

7-11. For the oxidation of nitric oxide, the following rate equations are presented for 30°C (Baker, Wong, and Hougen, 8):

Homogeneous:

$$-r = \frac{d(NO)}{V dt} = 3.775 p_{NO}^2 \quad \text{g moles NO/(liter)(hr)}$$

Catalyzed by silica gel:

$$r = \frac{p_{NO}^2 p_{O_2}}{a + b p_{NO}^2 + c p_{SO_2}}$$

g moles NO converted/(g catalyst)(hr)