



TUGAS UMUM

PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

Disusun oleh :

- 1. Muhammad Irfaid D. (0221194000007)**
- 2. Adidoyo Prakoso (02211940000105)**

Dosen Pembimbing

Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng. (197305121999032001)

**Departemen Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2022**

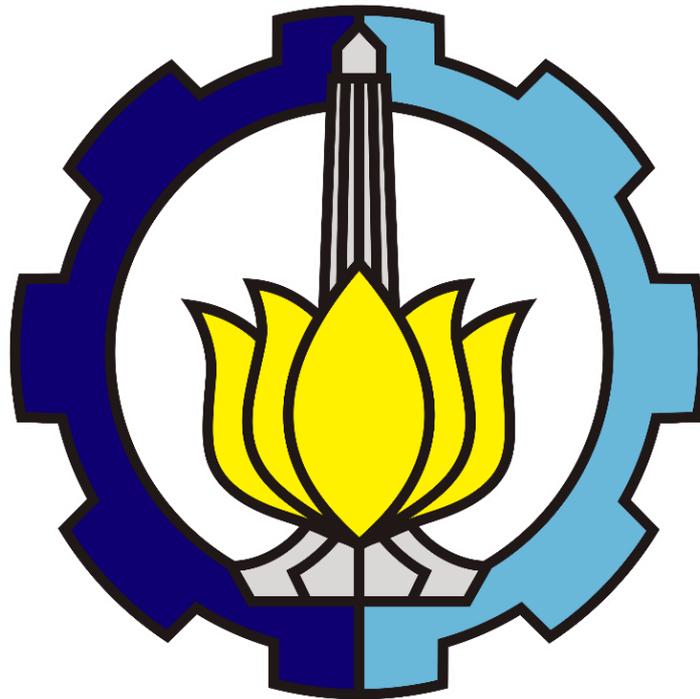
LAPORAN KERJA PRAKTIK

PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

BONTANG, KALIMANTAN

TIMUR

18 JULI – 18 SEPTEMBER 2022



Disusun oleh:

- | | |
|---------------------------|----------------|
| 1. Muhamad Irfaid Darojat | 0221194000007 |
| 2. Adidoyo Prakoso | 02211940000105 |

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA**

2022

LEMBAR PENGESAHAN 1
LAPORAN KERJA PRAKTIK
PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
BONTANG, KALIMANTAN
TIMUR
18 JULI – 18 SEPTEMBER 2022

Telah Disahkan dan disetujui,
(Bontang, 31 Agustus 2022)
Menyetujui,

Pembimbing Bagian

Utilitas



Ahmad Sholeh
NPK. 8702875

Pembimbing Bagian

Urea



Ahmad Jupri
NPK. 8702826

Pembimbing Bagian

Amoniak,



Franto Simanjuntak
NPK. 1104035

Mengetahui,

VP Operasi Pabrik-4



Andik Ahmadi
NPK. 8702875

VP PSDMO



Bondar Priandono
NPK. 4093887

LEMBAR PENGESAHAN 2
LAPORAN KERJA PRAKTEK
PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
18 JULI – 18 SEPTEMBER 2022

Disusun Oleh :

Muhammad Irfaid Darojat

0221194000007

Adidojo Prakoso

02211940000105

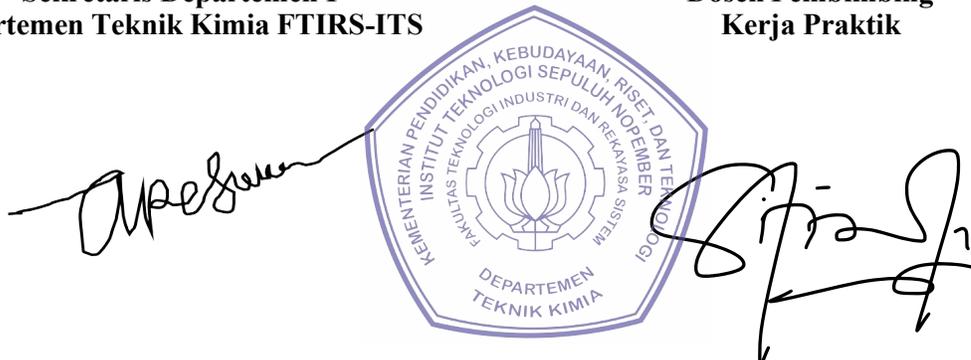
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA
2022

Telah Di sahkan dan Disetujui Oleh

(Surabaya, 19 Desember 2022)

Sekretaris Departemen I
Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS

Dosen Pembimbing
Kerja Praktik



Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng
NIP. 19761229 200912 1 001

Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng.
NIP. 19730512 199903 2 0001

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kehadirat Allah SWT, yang telah memberikan rahmat-Nya sehingga laporan Kerja Praktik di PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR dapat diselesaikan dengan baik. Kerja Praktik merupakan mata kuliah wajib bagi mahasiswa Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Tujuan dari kerja Praktik yaitu agar mahasiswa dapat memahami dan melihat secara langsung aplikasi di lapangan, khususnya di dunia industri saat ini dan pengaplikasian teori-teori yang telah diperoleh selama dibangku kuliah. Disamping itu, diharapkan dapat terjalin hubungan yang erat antara instansi pendidikan dengan dunia industri. Kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu kami sehingga dapat menyelesaikan kerja Praktik dan menyusun laporan ini. Secara khusus kami mengucapkan terima kasih kepada:

1. Kedua orangtua dan keluarga tercinta yang selalu memotivasi dan mendukung penulis
2. Seluruh teman-teman saya penghuni estate 2000 blok E-35
3. Bapak Franto Simanjuntak selaku pembimbing kerja praktik saya di PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
4. Ibu Dr. Eng. Widiyastuti, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS
5. Ibu Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing Kerja Praktik kami
6. Bapak Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc. selaku Sekretaris Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS

Dengan menyadari segala keterbatasan ilmu yang kami miliki, laporan ini tentu sangat jauh dari sempurna. Untuk itu, kami mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun. Semoga laporan kerja Praktik ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Bontang, 26 Agustus 2022

Hormat Kami,

Penyusun



DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN 1.....	i
KATA PENGANTAR.....	ii
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR GAMBAR.....	v
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang	1
I.2 Tujuan Kerja Praktik	1
I.3 Manfaat Kerja Praktik	2
I.4 Ruang Lingkup Kerja Praktik	2
I.5 Visi, Misi, serta Nilai dan Budaya Perusahaan	3
I.6 Lokasi Pabrik	4
I.7 Lambang PT. Pupuk Kalimantan Timur	5
I.8 Fasilitas Pabrik	5
BAB II UNIT UTILITAS	16
II.1 General Overview	16
II.2 Unit Sea Water Intake (SWI)	17
II.3 Unit Chlorination	20
II.4 Sea Cooling Water System	23
II.5 Unit Desalinasi	26
II.6 Unit Demineralisasi	30
II.7 Power Generation	34
II.8 Steam Generation	39
II.9 Unit Instrument dan Service Air	43
II.10 Unit N₂ Generator	44
II.11 Unit Urea Formaldehyde (UF-85)	46
BAB III UNIT AMMONIA	50
III.1 General Overview	50
III.2 Pemurnian Raw Materials	51
III.3 Persiapan Synthesis Gas	56
III.4 Permurnian Synthesis Gas	60
III.5 Sintesis Ammonia	66
III.6 Refrigeration System	73
III.7 Process Condensate Stripping	74



BAB IV UNIT UREA	76
IV.1 General Overview	76
IV.2 Kompresi CO₂	77
IV.3 Sintesis Urea dan Recovery System Bertekanan	79
IV.4 Granulasi Urea	87
DAFTAR PUSTAKA	89
TUGAS KHUSUS	90

DAFTAR GAMBAR

- Gambar I.6.1.** Peta Lokasi Pabrik
Gambar I.7.1. Lambang PT. Pupuk Kalimantan Timur
Gambar I.9.1. Struktur Organisasi Departemen Operasi Pabrik Kaltim 4
Gambar II.1.1. Diagram Proses Utilitas
Gambar II.2.1. Diagram Alir Proses *Sea Water Intake*
Gambar II.3.1. Diagram Alir Proses pada Unit *Chlorination*
Gambar II.5.1. Diagram Alir Proses pada Unit Desalinasi
Gambar II.6.1. Diagram Alir Proses pada Unit Demineralisasi
Gambar II.7.1. Skema Komponen Penyusun *Gas Turbine Generator*
Gambar II.8.1. Skema Komponen Penyusun *Deaerator*
Gambar II.8.2. Skema Komponen *Package Boiler*
Gambar II.8.3. Skema Komponen *Waste Heat Boiler (WHB)*
Gambar III.1.1. Gambaran Umum Proses Produksi *Ammonia*
Gambar III.2.1. Diagram Alir Proses pada Unit *NG Compressor*
Gambar III.2.2. Diagram Alir Proses pada Unit Desulfurisasi
Gambar III.3.1. Diagram Alir Proses Unit *Reformer*
Gambar III.4.1. Diagram Alir Proses Unit *Gas Shift Converter*
Gambar III.5.1. Diagram Alir Proses Sintesa *Ammonia*
Gambar III.6.1. Diagram alir proses *Refrigeration System*
Gambar III.7.1. Diagram Alir Proses *Condensate Stripping*
Gambar IV.3.1. Seksi Sintesis Urea
Gambar IV.3.2. Seksi Pemurnian Urea Tingkat I
Gambar IV.3.3. Seksi Pemurnian Urea Tingkat II
Gambar IV.3.4. Seksi Pemekatan Urea
Gambar IV.3.5. Seksi Pengolahan *Process Condensate*

DAFTAR TABEL

Tabel II.2.1. Parameter Kinerja Proses pada Unit <i>Sea Water Intake</i>	
Tabel II.5.1. Parameter Kinerja Proses pada Unit Desalinasi	
Tabel II.6.1. Komposisi <i>Demineralized Water</i>	
Tabel III.1.1. Komposisi <i>Natural Gas</i>	
Tabel III.1.2. Komposisi <i>Product Gas</i> dari Unit HRU	
Tabel IV.1.1. Tabel Komposisi Gas CO ₂	
Tabel IV.1.2. Tabel Kualitas Produksi Gas CO ₂	
Tabel IV.1.3. Tabel Ukuran Partike	

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Sebagai lulusan sarjana Teknik kimia selain harus memahami konsep ilmu teknik kimia secara teoritis juga harus dapat mengaplikasikan pengetahuan yang dimiliki untuk mengatasi berbagai masalah yang mungkin terjadi di dalam pabrik secara praktikal. Mata kuliah Kerja Praktik merupakan sarana belajar untuk mewujudkan hal tersebut. Mahasiswa Teknik Kimia dituntut untuk turun langsung ke lapangan dan mengimplementasikan ilmu yang dipelajari di bangku kuliah selama ini.

PT. Pupuk Kalimantan Timur merupakan perusahaan produsen pupuk urea terbesar di Indonesia sehingga perusahaan ini merupakan salah satu industri agrokimia yang diperhitungkan di kawasan Asia Tenggara. Produk yang dimiliki pupuk kaltim yang bertempat di Bontang, Kalimantan Timur, berupa ammonia, pupuk urea dan NPK baik bersubsidi maupun non-subsidi.

Berdasarkan uraian diatas, kerja praktik di PT. Pupuk Kalimantan Timur menjadi sarana yang sangat baik bagi mahasiswa teknik kimia untuk dapat mempelajari proses kimia secara aplikatif di dalam industri. Selain itu proses produksi ammonia, pupuk urea dan NPK adalah proses yang cukup kompleks dan relevan didalam industri. Selain itu proses produksi urea adalah proses yang cukup kompleks dan relevan sebagai media belajar bagi calon sarjana teknik kimia, sehingga saat ini menjadi insiyur teknik kimia mampu mengaplikasikan ilmu yang telah diperoleh selama dalam masa perkuliahan.

I.2 Tujuan Kerja Praktik

Adapun tujuan dari pelaksanaan Kerja Praktek di PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR adalah sebagai berikut:

1. Meningkatkan wawasan dan praktek aplikasi dari ilmu teknik kimia dalam bidang industri khususnya pengolahan limbah.
2. Mengetahui perkembangan teknologi di bidang industri, terutama pengelolaan pabrik dan pengaturan kerja dalam pengoperasian sarana produksi yang diterapkan oleh PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR.
3. Mendapatkan pengalaman dalam lingkungan kerja dan peluang untuk berlatih menangani permasalahan pada PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR serta melaksanakan studi perbandingan antara teori yang didapat dengan penerapannya di pabrik.

4. Memperoleh pemahaman yang komprehensif dalam dunia kerja melalui *learning by doing*.
5. Menumbuhkan dan menciptakan pola berpikir konstruktif yang ber wawasan bagi mahasiswa dan dunia kerja.
6. Untuk memenuhi beban satuan kredit semester (SKS) yang harus ditempuh sebagai persyaratan akademis di Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem ITS.
7. Untuk mengembangkan hubungan yang baik antara Institut Teknologi Sepuluh Nopember dan PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR, BONTANG – KALIMANTAN TIMUR

I.3 Manfaat Kerja Praktik

Adapun manfaat kegiatan dibagi menjadi beberapa aspek, yaitu

I.3.1 Bagi Perguruan Tinggi

Kegiatan kerja praktek yang dilakukan bisa digunakan sebagai tambahan referensi khususnya mengenai perkembangan proses dan teknologi pada bidang industri di Indonesia dan dapat diaplikasikan oleh pihak-pihak yang memerlukan.

I.3.2 Bagi Perusahaan

Hasil analisa dan penelitian yang dilakukan selama Kerja Praktek dapat menjadi bahan masukan bagi perusahaan untuk mengembangkan pengelolaan industri dan dapat dijadikan pertimbangan dalam menentukan kebijakan di masa mendatang.

I.3.3 Bagi Mahasiswa

Mahasiswa dapat mengetahui secara nyata mengenai permasalahan atau *case* yang terjadi dalam dunia industri dan dapat meningkatkan wawasan keilmuan mengenai dunia kerja khususnya dalam dunia industri produksi pupuk, sehingga nantinya diharapkan mampu menerapkan dan mengembangkan ilmu yang telah didapat menurut pengalaman kerja di lapangan.

I.4 Ruang Lingkup Kerja Praktik

Pada pelaksanaan magang industri ini, penulisan laporan dibatasi sesuai dengan penerapan disiplin ilmu yang dipelajari oleh penulis, yaitu mengenai kegiatan proses dan operasi Departemen Pabrik 1A. Ruang lingkup magang industri di PT PKT, mencakup kegiatan :

1. Orientasi secara umum, berupa pengenalan semua departemen yang ada di PT PKT.
2. Pengerjaan tugas khusus dari pembimbing yaitu "teknologi proses terbaru urea" yang meliputi kegiatan : studi literatur, diskusi dan konsultasi dengan pembimbing, dan penyusunan laporan, dan revisi.

I.5 Visi, Misi, serta Nilai dan Budaya Perusahaan

I.5.1 Visi

"Menjadi Perusahaan di bidang industri pupuk, kimia dan agribisnis kelas dunia yang tumbuh dan berkelanjutan."

I.5.2 Misi

1. Menjalankan bisnis produk-produk pupuk kimia serta portofolio investasi dibidang kimia, agro, energi, trading dan jasa pelayanan pabrik yang bersaing tinggi.
2. Mengoptimalkan nilai perusahaan melalui bisnis inti dan pengembangan bisnis baru yang dapat meningkatkan pendapatan dan menunjang Program Kedaulatan Pangan Nasional.
3. Mengoptimalkan utilitasi sumber daya di lingkungan sekitar maupun pasar global yang didukung oleh SDM yang berwawasan internasional dengan menerapkan teknologi terdepan.
4. Memberikan manfaat yang optimum bagi pemegang saham, karyawan dan masyarakat serta peduli pada lingkungan.

I.5.3 Nilai dan Budaya Perusahaan

Untuk mencapai Visi dan Misi Perusahaan, Dibutuhkan budaya perusahaan AKHLAK yang secara terus-menerus disosialisasikan kepada pegawai. Budaya kerja tersebut meliputi:

- Amanah
Insan Pupuk Kaltim memegang teguh kepercayaan yang diberikan dengan menegakkan nilai-nilai : **Amanah**.
- Kompeten
Insan Pupuk Kaltim terus belajar dan mengembangkan kapabilitas dengan menegakkan nilai-nilai : **Kompeten**.
- Harmonis

Insan Pupuk Kaltim saling peduli dan menghargai perbedaan dengan mengutamakan nilai-nilai : **Harmonis**.

- Loyal

Insan Pupuk Kaltim berdedikasi dan menutamakan kepentingan Bangsa dan Negara dengan menjunjung nilai-nilai : **Loyal**.

- Adaptif

Insan Pupuk Kaltim terus berinovasi dan antusias dalam menggerakkan ataupun menghadapi perubahan dengan memperhatikan nilai-nilai : **Adaptif**.

- Kolaboratif

Insan Pupuk Kaltim selalu membangun kerjasama yang sinergis dengan memperhatikan nilai-nilai : **Kolaboratif**.

I.6 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik PT. Pupuk Kalimantan Timur terletak di wilayah pantai kota Bontang, kira-kira 121 km sebelah utara Samarinda, Ibukota Provinsi Kalimantan Timur yang ditunjukkan pada Gambar. Secara geografis terletak pada $0^{\circ}10'46,9''$ LU dan $117^{\circ}29'30,6''$ BT. Pabrik tersebut terletak pada areal seluas 493 Ha.



Gambar I.6.1. Peta Lokasi Pabrik

Lokasi perumahan dinas karyawan sekitar 6 km sebelah barat pabrik dengan luas sebesar 765 Ha. Dasar pertimbangan lokasi pabrik:

1. Lokasi dekat dengan sumber bahan baku berupa gas alam.
2. Lokasi dekat dengan pantai sehingga memudahkan pengangkutan.
3. Lokasi berada di tengah daerah pemasaran pupuk untuk ekspor maupun pemasaran dalam negeri.

4. Pemetaan *Industry Zone*.
5. Peluang untuk perluasan pabrik karena luasnya lahan yang dimiliki.

I.7 Lambang PT. Pupuk Kalimantan Timur

I.7.1 Lambang PT. Pupuk Kalimantan Timur



Gambar I.7.1. Lambang PT. Pupuk Kalimantan Timur

Makna logo:

1. Segilima, melambangkan Pancasila yang meruakan landasan ideal perusahaan.
2. Daun dan buah melambangkan kesuburan dan kemakmuran.
3. Lingkaran putih kecil adalah letak lokasi kota Bontang dekat khatulistiwa.
4. Tulisan PUPUK KALTIM melambangkan keterbukaan perusahaan memasuki era globalisasi.

Makna warna:

1. Warna jingga, melambangkan semangat sikap kreatifitas membangun dan sikap professional dalam mencapai kesuksesan usaha.
2. Warna biru, melambangkan keluasan wawasan nusantara dan semangat integritas untuk membangun Bersama serta kebijaksanaan dalam memanfaatkan sumber daya alam.

I.8 Fasilitas Pabrik

I.8.1 Pelabuhan

PT. Pupuk Kalimantan Timur memiliki pelabuhan dengan 6 dermaga kapal. Pelabuhan ini beroperasi dengan efisien dan di lengkapi dengan **fasilitas Urea Bulk Loading Area, Ammonia Loading Arm, Bunker PIT, Fire Hydrant**, dan tiga buah kapal muda. Pelabuhan yang di miliki PT. Pupuk Kalimantan Timur memiliki kapasitas daya tampung kapal yang berbeda- beda, berikut adalah daya tampung setiap dermaga :

- Dermaga 1: (**Construction Jetty**) untuk kapasitas kapal hingga 6000 DWT dengan maksimum kedalaman 5 meter.
- Dermaga 2: (**BSL Ext. Ammonia Jetty**) untuk kapasitas kapal hingga 40.000 DWT deanan maksimum kedalaman 12 meter.

- Dermaga 3: (**Quadrant Arm Loader**) untuk kapasitas kapal hingga 40.000 DWT dengan maksimum kedalaman 13 meter.
- Dermaga 4 : (**Tursina Jetty**) untuk kapasitas kapal hingga 20.000 DWT dengan maksimum kedalaman 9 meter.
- **Coal Boiler Jetty** untuk kapal pengangkut batubara

I.8.2 Jasa Pelayanan Pabrik

Jasa pelayanan pabrik awalnya didirikan oleh PT. Pupuk Kalimantan Timur dengan nama Industri Pelayanan Pabrik yang bertujuan agar tidak terlalu bergantung pada pihak luar dalam hal pengadaan peralatan pabrik. Dengan membuat suku cadang dan komponen mesin pabrik sendiri, biaya dapat diminimalkan dan tentunya kualitas dapat di tingkatkan, sehingga operasional pabrik dapat lebih efisien.

JPP atau Jasa Pelayanan Pabrik dilengkapi dengan unit produksi permesinan yang menggunakan mesin CNC, unit produksi Foundary dan pengecoran vakum, unit fabrikasi dan laboratorium metalurgi dan merologi. Dengan desain lengkap, peralatan yang presisi dan dengan teknologi terkini yang terkomputerisasi, kapasitas produksi JPP dapat melebihi kebutuhan komponen dan suku cadang yang sesungguhnya untuk pabrik- pabrik yang dimiliki oleh PT. Pupuk Kalimantan Timur

I.8.3 Gudang dan Pengantongan

Unit yang berfungsi menangani hasil produksi urea dalam hal penyimpanan, pengantongan, dan pengapalan. Untuk unit pergudangan memiliki lima **Urea Bulk Storage** dengan kapasitas sebagai berikut :

- UBS 1 : 35.000 ton
- UBS 2 : 35.000 ton
- UBS 3 : 45.000 ton
- UBS 4 : 40.000 ton
- UBS 5 : 65.000 ton

Untuk unit urea, pengantongan memiliki tiga unit Gudang urea kantong. Gudang urea kantong 1 memiliki kapasitas 5.000 ton, Gudang urea2 memiliki kapasitas 3.000 ton, dan Gudang urea kantong terbuka memiliki kapasitas 5.000 ton.

I.8.4 Laboratorium



PT.Pupuk Kalimantan Timur memiliki 2 laboratorium, yaitu :

- Unit Usaha Laboratorium (UUL)
UUL sebagai laboratorium pusat yang memiliki PT. Pupuk Kalimantan Timur berfungsi sebagai uji mutu dan kualitas dari bahan baku, hasil produksi dan lingkungan UUL juga melayani jasa analisis dan kalibrasi berbagai perusahaan di kawasan Bontang.
- Laboratorium Proses
Laboratorium proses terdapat di setiap unit operasi pabrik PT. Pupuk Kalimantan Timur. Berfungsi untuk mendukung kegiatan operasional dan menganalisa bahan-bahan proses dari pabrik utilitas, pabrik amoniak dan pabrik urea.

I.8.5 Pembangkit Listrik

PT. Pupuk Kalimantan Timur memiliki 2 pembangkit, yaitu :

- STG (*Steam Turbin Generator*): Pembangkit listrik yang menggunakan uap panas yang dihasilkan oleh batubara,STG yang dimiliki sebanyak 2 buah dengan masing-masing tenaga yang dihasilkan sebesar 30 MW.
- GTG (*Gas Turbin Generator*): Pembangkit listrik yang menggunakan gas alam sebagai energinya.

I.8.6 Fasilitas Karyawan

Fasilitas dan jaminan perusahaan PT. Pupuk Kalimantan Timur yang diberikan kepada seluruh karyawan perusahaan dan anak perusahaan berupa:

1. Fasilitas rumah tinggal
2. Fasilitas rumah sakit
3. Fasilitas tempat ibadah
4. Fasilitas olahraga
5. Fasilitas perbelanjaan
6. Fasilitas Pendidikan : PAUD, TK, SD, SMP, SMA

I.8.7 Peningkatan Mutu dan Pengolahan Lingkungan

PT. Pupuk Kalimantan Timur berupaya meningkatkan mutu dan pengelolaan lingkungan. Hasil yang dicapai adalah keberhasilan meraih ISO 9002 pada tahun 1996, ISO 14001 pada tahun 1997, dan ISO 17025 pada tahun 2000, ISO 9002 adalah pengakuan di bidang sistem manajemen produksi dan instalasi, ISO 14001 pada bidang manajemen lingkungan dan ISO 17025 di bidang

laboratorium uji mutu.

I.8.8 Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Keselamatan adalah salah satu aspek penting dalam operasional pabrik kimia. Kebanyakan masalah proses dan kerusakan peralatan dapat di atasi atau di perbaiki di mana penanganannya membutuhkan perhatian dan antisipasi terhadap bahaya yang dapat mengancam keselamatan personal dan peralatan. Sikap dan perhatian para operator merupakan factor penting untuk menjalankan pabrik dengan aman. Usaha kesehatan dan keselamatan kerja di PT. Pupuk Kalimantan Timur mempunyai sasaran umum dan khusus. Sasaran umum yang ingin dicapai adalah sebagai berikut:

1. Perlindungan terhadap karyawan yang berada di tempat kerja agar selalu terjamin keselamatan dan kesehatannya sehingga dapat diwujudkan peningkatan produk dan produktivitas kerja.
2. Perlindungan terhadap setiap orang yang berada di tempat kerja agar selalu dalam keadaan aman dan selamat
3. Perlindungan terhadap bahan dan peralatan produksi agar dapat dipakai dan digunakan secara aman dan efisien

Sedangkan secara khusus usaha keselamatan dan Kesehatan kerja antara lain sebagai berikut:

1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan,kebakaran,peledakan dan penyakit akibat kerja
2. Menciptakan mesin instalasi,pesawat,alat kerja,bahan baku dan bahan hasil produksi
3. Menciptakan lingkungan dan tempat kerja yang aman,nyaman,sehat dan penyesuaian antara pekerjaan dan manusia dengan pekerjaan.
4. Menciptakan kondisi perusahaan sesuai dengan standar ISO 14001.

Secara khusus setiap karyawan dan tamu yang akan memasuki pabrik harus melewati prosedur sebagai berikut:

1. Mengikuti pengisian Data Pribadi dan Evaluasi (PDPE) yang dilaksanakan oleh departemen kamtib
2. Mengikuti pengarahan keselamatan dan Kesehatan kerja (K3) yang diselenggarakan oleh Biro K3LH
3. Memiliki Badge dengan warna merah untuk lingkungan pabrik yang

dikeluarkan oleh Departemen KAMTIB

4. Menggunakan kelengkapan keselamatan, yaitu *safety shoes*, *safety helmet*, *earplug*, dan *earmuff* untuk tingkat kebisingan > 90 db (khusus di kawasan *compressor house*)

I.8.9 Penanganan Limbah

Salah satu kegiatan lingkungan yang dilakukan adalah melaksanakan Sistem Manajemen ISO 14001 / 9002, yang diaudit secara internal dan eksternal untuk mendapatkan cara yang lebih baik lagi untuk mengontrol bahan pencemar. Kegiatan lainnya meliputi monitoring rutin agar tidak ada bahan pencemar yang mengalir ke laut. Hasil dari monitoring kehidupan laut di perairan Pupuk Kaltim menunjukkan hasil tetap sama dengan sebelumnya. Monitoring terhadap gas buangan juga dilakukan untuk menjaga standar kualitas yang ditetapkan oleh Menteri Lingkungan Hidup. Monitoring bulanan terhadap polusi suara juga dilakukan untuk mencapai batas toleransi. Limbah yang dihasilkan dari proses produksi ammonia dan urea adalah:

1. Limbah Cair

Buangan tersebut berasal dari:

- a. Unit utility yang berupa air yang tidak terkontaminasi dan yang terkontaminasi
- b. Pabrik ammonia dan urea yang berupa air terkontaminasi
- c. Mesin–mesin dan penampang pelumas yang berupa air dengan kandungan minyak sangat tinggi

Pengolahan air buangan dilakukan dalam sebuah bak yang disebut Neutralization Pond. Air buangan tersebut berupa larutan regenerasi dan regenerasi resin penukar ion, buangan benfield, buangan dari penampungan asam dan basa serta dari buangan unit ammonia dan urea dengan kandungan CO₂ yang tinggi. Pengolahan dilakukan dengan penambahan asam dan basa untuk netralisasi.

Kondensat–kondensat air dari berbagai proses kondensasi, absorpsi atau scrubbing mengandung sejumlah urea, ammonia dan karbon dioksida terlarut. Kondensat–kondensat tersebut mengalir turun melalui kaki barometrik dan dikumpulkan dalam tangki air ammonia. Ammonia dan CO₂ terlarut dalam air tersebut dikeluarkan

dengan proses desorpsi. Urea dihidrolisa terlebih dulu agar menjadi ammonia dan CO₂.

Air dari tangki air-ammonia setelah mengalami pemindahan panas (pemanasan) dimasukkan ke kolom desorpsi. Dalam kolom ini bertemu langsung dengan aliran gas/uap dari hasil hidrolisa dan desorpsi tahap kedua. Aliran gas membawa NH₃ yang terlarut, sejumlah air keluar kolom desorpsi dan mengalir ke kondensor karbamat tekanan rendah untuk selanjutnya mengikuti proses daur ulang.

Hidrolisa berlangsung pada tekanan 17 kg/cm²abs dan dipanasi dengan steam tekanan tinggi. Uap/gas dari hidrolisa diteruskan untuk desorpsi pada kolom ke satu. Air yang keluar dari kolom hidrolisa diekspansikan dalam pemindah panas untuk diteruskan ke kolom desorpsi kedua.

Pada kolom desorpsi kedua, ammonia dan CO₂ sisa yang terbentuk pada hidrolisa dikeluarkan dengan menggunakan steam tekanan rendah. Uap atau gas yang keluar dari kolom ini diumpankan ke kolom desorpsi pertama. Air yang telah dibebaskan dari zat terlarut (dari desorpsi ke dua) dilewatkan pemindah panas untuk memanaskan air-ammonia yang masuk ke kolom desorpsi pertama dan seterusnya didinginkan. Air yang diperoleh diharapkan hanya mengandung 100 ppm urea dan 50 ppm ammonia.

2. Limbah Gas

Berupa gas NH₃ dan CO₂ yang dihasilkan dari proses kondensasi pada Condensate Stripper di pabrik ammonia. Limbah ini dimanfaatkan kembali untuk meningkatkan efisiensi bahan baku dan mengurangi pencemaran lingkungan. Sedangkan limbah gas N₂, O₂ dan sedikit H₂ yang keluar dari HP Scrubber dibuang ke lingkungan karena telah memenuhi baku mutu lingkungan.

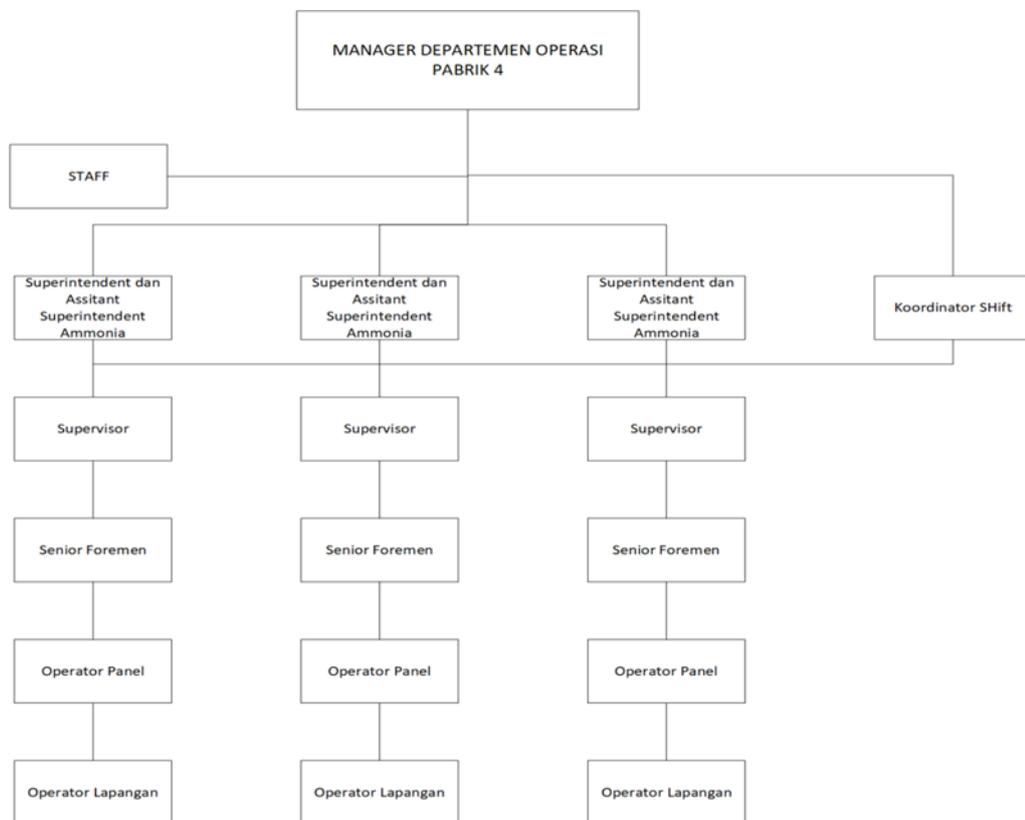
3. Limbah Padat

Debu urea yang lolos ke atmosfer dari sistem dust chamber pada unit prilling tower diminimalisir dengan menghembuskan kembali ke prilling tower dengan ejector.

I.9 Departemen Operasi Pabrik-4

Proyek pembangunan Pabrik-4 ditangani oleh kontraktor utama PT. Rekayasa Industri dengan Mitsubishi Heavy Industries, Japan. Kapasitas produksi untuk amoniak adalah 330.000 Ton/tahun dan 570.000 Ton/tahun untuk urea. Unit urea Pabrik-4 diresmikan pada tanggal 3 Juli 2002 dan unit amoniak Pabrik-4 diresmikan oleh Presiden RI pada tanggal 31 Mei 2004. Sama seperti Pabrik-1A, Pabrik-4 pun memproduksi urea granul. Pabrik ini menggunakan proses Haldor Topsoe untuk amoniak dan Snamprogetti untuk urea.

Pada departemen operasi Pabrik 4, yang memimpin operasi Pabrik 4 adalah seorang manager yang membawahi bagian – bagian (unit) utility, ammonia, urea. Setiap bagian dipimpin oleh seorang kepala bagian yang membawahi beberapa regu shift. Setiap regu shift dipimpin oleh seorang foreman. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada Gambar 1.9 tentang struktur organisasi departemen operasi Pabrik 4.



Gambar I.9.1. Struktur Organisasi Departemen Operasi Pabrik Kaltim 4

I.10 Struktur Organisasi

Struktur organisasi suatu perusahaan dibentuk agar dapat menyatukan visi dan misi serta melakukan koordinasi yang tertata untuk semua kegiatan dalam perusahaan. PT Pupuk Kalimantan Timur, Tbk. dibentuk sebagai perusahaan perseroan terbatas dengan sistem

organisasi mengikuti garis dan staf yang terdiri atas; Dewan Direksi, Kepala Kompartemen, Kepala Departemen atau Biro, Kepala Bagian, Kepala Seksi, Kepala Regu dan Pelaksana. Dewan Direksi terdiri dari seorang direktur utama dan empat orang direktur. Dewan Direksi bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris yang mewakili pemerintahan sebagai pemegang saham.

Dewan Direksi terdiri dari:

1. Direktur utama
2. Direktur Teknik dan Pengembangan
3. Direktur Komersil
4. Direktur SDM dan Umum
5. Direktur Produksi

Pada Pelaksanaan sehari-hari dewan direksi didukung oleh:

1. General Manager
2. Manager
3. Superintendent
4. Assistant Superintendent
5. Supervisor
6. Senior Foremen
7. Operator

Selanjutnya dewan komisaris dibentuk untuk mengawasi direksi dalam mengelola perusahaan. Dewan komisaris terdiri dari seorang komisaris utama dan empat orang komisaris anggota yang bertanggungjawab kepada Departemen Perindustriian RI melalui Dirjen Industri Kimia Dasar. Unsur bantuan yang terdiri dari kompartemen dan Departement, dalam hal ini meliputi:

1. Direktur Produksi
 - A. General Manager Operasi 1
 - Manager Operasi Pabrik 1
 - Manager Operasi Pabrik 2
 - Manager Operasi Pabrik 3
 - Manager Operasi Pabrik 5
 - Manager Operasi Pabrik 6

- Manager Shift Operasi
- B. General Manager Operasi 2
- Manager Operasi Pabrik 1A
 - Manager Operasi Pabrik 4
 - Manager Operasi Pabrik 7
- C. General Manager Teknologi
- Manager Proses dan Pengolahan Energi
 - Manager Laboratorium
 - Manager Inspeksi Teknik 1
 - Manager Inspeksi Teknik 2
 - Manager Keselamatan dan Kesehatan Kerja
 - Manager Lingkungan Hidup
- D. General Manager Pemeliharaan
- Manager Perencanaan dan pengendalian TA
 - Manager Pemeliharaan Listrik
 - Manager Pemeliharaan Instrumen
 - Manager Pemeliharaan Mekanik Lapangan 1
 - Manager Pemeliharaan Mekanik Lapangan 2
 - Manager Keandalan Pabrik
 - Manager bengkel
- E. General Manager Jasa Pelayanan Pabrik
- Manager Teknik dan Kontrol Kualitas
 - Manager Manufacturing Logam
 - Manager Bisnis dan Administrasi
2. Direktur Teknik dan Pengembangan
- A. General Manager Pengadaan
- Manager Pengadaan Barang
 - Manager Pengadaan Jasa
 - Manager Pengadaan Jasa Distribusi dan Sarana Pemasaran
- B. General Manager Teknik dan Sistem Informasi
- Manager Perencanaan, Penerimaan, dan Pergudangan
 - Manager Perakayasa dan Konstruksi

- Manager Teknologi Informasi
- C. General Manager Investasi Pengembangan
- Manager Riset Terapan
 - Manager Pengembangan Bisnis
 - Manager Manajemen Anak Usaha
 - Manager Kontrak Bisnis
- D. Kepala Satuan Pengawas Intern
- Manager Pengawas Intern
 - Manager Perencanaan dan Evaluasi
3. Sekretaris Perusahaan
- Manager Hukum
 - Manager Kesekretariatan
 - Manager Hubungan Masyarakat
 - Manager Tata Kelola Perusahaan dan Manajemen Resiko
 - Manager Kantor Perwakilan Jakarta
4. Direktur Komersil
- A. General Manager Pemasaran Non PSO
- Manager Pemasaran Urea
 - Manager Pemasaran NPK
 - Manager Pemasaran Ammonia
 - Manager Pelayanan dan Komunikasi Produk
- B. General Manager Pemasaran PSO
- Manager Pemasaran PSO 1
 - Manager Pemasaran PSO 2
- C. General Manager Rendal dan Distribusi
- Manager Rendal Pemasaran
 - Manager Keuangan
 - Manager Anggaran
5. Direktur SDM dan Umum
- A. General Manager Sumber Daya Manusia
- Manager Inovasi dan Pengembangan Manajemen
 - Manager Learning Centre

- Manager Kesejahteraan dan Hubungan Industrial
- Manager Pengembangan SDM

B. General Manager Umum

- Manager Pelayanan Umum
- Manager Keamanan dan Ketertiban
- Manager Kantor Perwakilan Kalimantan Timur

Karyawan PT. Pupuk Kalimantan Timur memiliki waktu kerja yang dibagi menjadi 2, yaitu saat memiliki *shift* dan saat tidak *shift*. Karyawan yang sedang bertugas atau *on-shift* dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu *shift* bekerja dan 1 regu *shift* libur. Tiap regu *shift* bekerja selama tujuh hari selama bergantian waktu kerjanya dan memperoleh 2 atau 3 hari libur.

- *Day shift* (jam 07.00-15.00 WITA)
- *Swing shift* (jam 15.00-23.00 WITA)
- *Night shift* (jam 23.00-07.00 WITA)

Untuk jam kerja *day shift*, *foreman* bertanggung jawab kepada kepala bagian, sedangkan pada *swing shift* dan *night shift* bertanggung jawab kepada shift supervisor.

- Senin-Kamis : Pukul 07.00 – 16.00 WITA (Istirahat Pukul 12.00 - 13.00)
- Jumat : Pukul 07.00 – 17.00 WITA (Istirahat Pukul 11.30 – 13.30)

BAB II UNIT UTILITAS

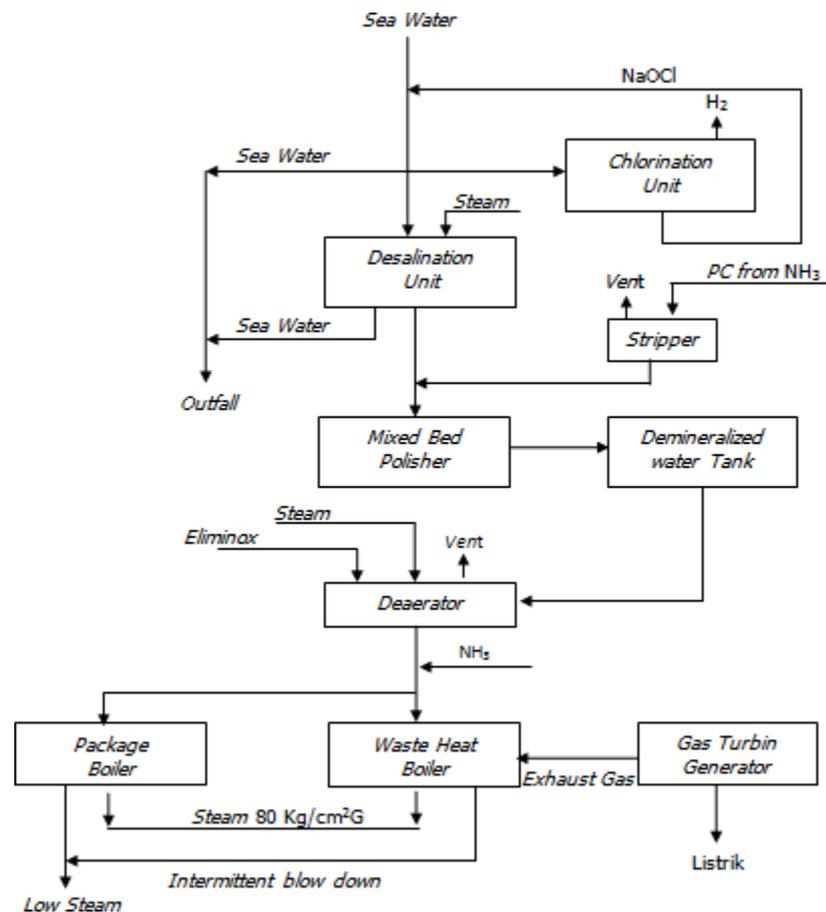
II.1 *General Overview*

Utilitas merupakan salah satu dari unit Departemen Operasi Pabrik Kaltim-4 yang berfungsi untuk menyediakan bahan penunjang proses pada pabrik Operasi Pabrik Kaltim-4. Unit utilitas Operasi Pabrik Kaltim-4 memproduksi air pendingin, natrium hipoklorit, air proses (*raw condensate* dan *demineralized water*), *steam*, tenaga listrik, UFC-85, nitrogen, dan udara (*instrument air*: IA /*service air*: SA).

Produk-produk utilitas tersebut diproduksi oleh unit-unit sebagai berikut:

1. Unit *Sea Water Intake* (SWI)
2. Unit *Chlorination*
3. *Sea / Sweet Cooling Water* (SCW) *System*
4. Unit Desalinasi
5. Unit Demineralisasi
6. Unit *Power Generation*
7. Unit *Steam Generation*
 - a. *Waste Heat Boiler* (WHB)
 - b. *Package Boiler*
8. Unit *Instrument Air* (IA) dan *Service Air / Plant Air* (PA)
9. Unit *N₂ Generator*
10. Unit Urea Formaldehyde (UFC-85)

Pabrik-4 PT. Pupuk Kaltim dilengkapi dengan sistem *tie in* yaitu sistem terintegrasi yang memungkinkan kerja sama operasi antara semua pabrik maupun *Joint Venture Company* (JVC) lainnya dalam hal air laut, *raw condensate*, *demineralized water*, *power*, IA/PA, hidrogen, udara, steam 80 kg/cm², N₂, dan lain sebagainya.



Gambar II.1.1. Diagram Proses Utilitas

II.2 Unit Sea Water Intake (SWI)

Unit ini berfungsi menyediakan air laut untuk menjadi pendingin *cooling water* di *Marine Plate Heat Exchanger* (MPHE), bahan baku unit desalinasi dan klorinasi, *spray rotary screen*, serta pendingin *condenser turbine* pada unit ammonia dan urea. Air laut sebagai bahan baku air di pabrik diambil dari laut sekitar pabrik dan digunakan dengan sistem sekali pakai (*once through*). Air laut sebagai bahan baku utilitas di pabrik harus memenuhi beberapa persyaratan kualitas, yaitu:

- Bebas dari kotoran yang bisa menyebabkan terjadinya penyumbatan di sepanjang aliran perpipaan dan peralatan.
- Air laut tidak mengandung mikroorganisme, zat pencemar, dan binatang laut lainnya.

Beberapa tahap yang harus dilakukan agar kualitas air laut yang digunakan tetap terpenuhi diantaranya perlakuan fisik (menyaring dan mengambil kotoran / binatang laut dengan menggunakan peralatan penyaringan) dan perlakuan kimia (menginjeksikan NaOCl untuk mematikan atau mengurangi aktivitas mikroorganisme dan pertumbuhan karang laut).

Berikut ini merupakan alat-alat yang terdapat di unit *sea water intake* sebelum

memasuki *pump house*. Air laut dibersihkan terlebih dahulu dari kotoran menggunakan peralatan sebagai berikut:

1. *Bar Screen* (12-F-101 A/B)

Bar screen adalah saringan pertama di *sea water intake* untuk menahan material-material yang berukuran relatif besar.

2. *Travershing Trash Rake* (12-X-102)

Alat ini berfungsi untuk mengambil kotoran yang tersangkut di *bar screen*, kemudian kotoran tersebut dikumpulkan di *trash basket*.

3. *Rotary Screen* (12-F-102 A/B)

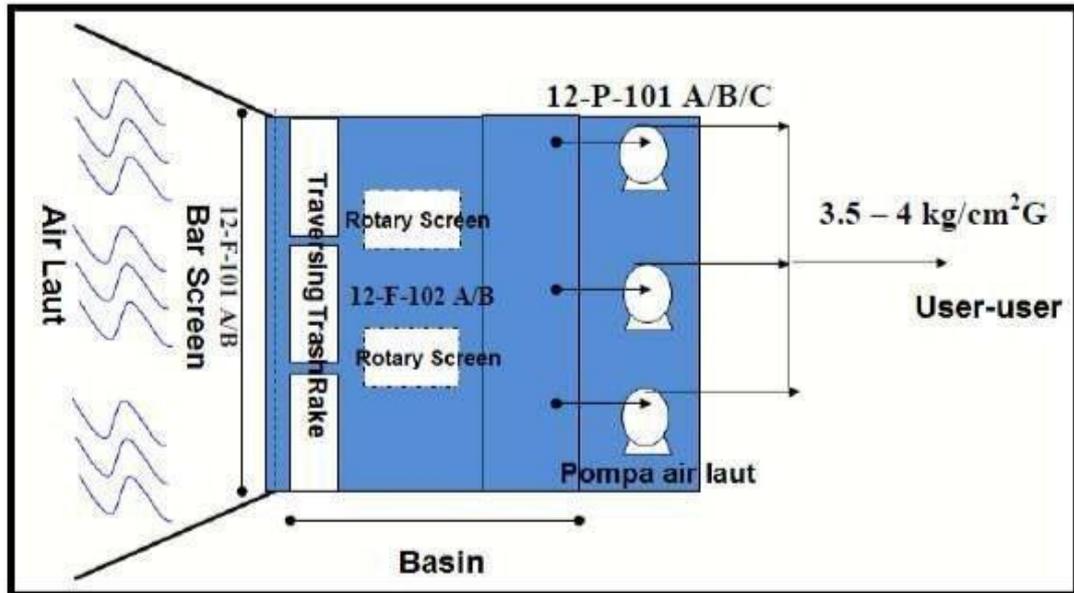
Rotary screen berfungsi untuk menyaring kotoran yang relatif kecil (lolos dari *bar screen*). Alat ini berupa silinder yang bekerja secara berputar. Air laut masuk secara radial dari luar *screener*, kemudian masuk ke arah pusat *rotary screen*, lalu secara aksial keluar dari *rotary screen*. Terdapat dua *rotary screen*, satu unit dalam keadaan *on-service* dan satu unit dalam keadaan *auto standby* (6 jam *running*, 6 jam berhenti). Airdisemprotkan dari bagian dalam saringan sehingga kotoran-kotoran yang menempel di saringan bisa terlepas dan terkumpul di *trash basket*.

4. *Trash Basket*

Tempat untuk menampung sampah-sampah yang tersangkut di *bar screen* dan dari *rotary screen* kemudian sampah-sampah tersebut dibuang ke tempat pembuangan sampah.

Unit *Sea Water Intake* (12-T-101) dilengkapi dengan *stop log upstream / downstream* (12-X-101 A/B dan 12-X-103 A/B) yang berfungsi untuk menahan aliran air masuk ke *sea water intake basin* (12-T-101) sehingga kolam tersebut dapat dikosongkan dalam rangka pembersihan atau perbaikan pada saat *turn around*.

Penggerak aliran air laut mulai dari air laut masuk *sea water intake* sampai pendistribusian ke *user* menggunakan pompa laut (12-P-101 A/B/C) dengan kapasitas masing-masing 12.700 m³/jam (design). Pada saat normal operasi, terdapat dua pompa aktif dan satu pompa *stand-by*. Pompa *stand-by* akan secara otomatis bekerja (*auto-run*) bila tekanan aliran air laut yang dihasilkan oleh dua pompa aktif mengalami penurunan dari nilai *set point*.



Gambar II.2.1. Diagram Alir Proses *Sea Water Intake*

Air laut masuk ke *sea water intake* dan diberi injeksi natrium hipoklorit (NaOCl) sebanyak kurang lebih 1 ppm secara kontinyu sebagai *treatment* awal untuk membunuh mikroorganisme dari air laut. NaOCl yang digunakan diproduksi sendiri dari unit klorinasi. Air laut disaring di *bar screen* sehingga sampah yang relatif besar akan tertahan di *bar screen*. Daerah *bar screen* dilengkapi dengan *travershing trashrake* (12-X-102) dan *trash basket*. Setelah melewati saringan pertama (*bar screen*), air laut disaring lagi di *rotary screen* sehingga kotoran-kotoran yang berukuran kecil akan tertahan di *rotary screen*. Air laut yang sudah relatif bersih kemudian ditampung di *sea water intake basin* sebelum disalurkan ke *user* di unit ammonia, urea dan utilitas menggunakan pompa 12-P-101 A/B/C. Berikut ini adalah parameter kinerja proses dari unit *Sea Water Intake*.

Tabel II.2.1. Parameter Kinerja Proses pada Unit *Sea Water Intake*

Parameter	Desain ($\text{kg/cm}^2.\text{G}$)	
	Min	Maks
<i>Discharge pressure sea water pump</i>	3,5	4

Variabel proses yang dipantau dan dikontrol di unit *Sea Water Intake* (12-T-101) adalah tekanan *discharge pompa* (P-101 A/B/C) melalui PI-1003 yang dijaga pada 3,5-4 kg/cm^2 . Jika tekanan *discharge pompa* kurang dari 3,5 kg/cm^2 , air laut tidak dapat mencapai posisi yang dibutuhkan; sedangkan jika lebih dari 4 kg/cm^2 , pompa akan rusak karena

dipaksa untuk bekerja melebihi kemampuan desainnya. Pada saat *normal operation*, 2 pompa aktif dan 1 pompa *stand-by*. Pompa *stand-by* akan *auto start* bila tekanan aliran air laut yang dihasilkan oleh 2 pompa aktif mengalami penurunan sampai pada batas tertentu. Pompa air laut ini dilengkapi sistem *sealing* untuk *rotating/sliding surfaces* menggunakan air laut itu sendiri yang terlebih dahulu dilewatkan filter agar bersih dari kotoran.

II.3 Unit Chlorination

Chlorination merupakan proses produksi larutan NaOCl (natrium hipoklorit) dengan konsentrasi antara 1000-2000 ppm. NaOCl berfungsi sebagai desinfektan yang berfungsi untuk mengurangi pertumbuhan ganggang dan mikroorganisme lainnya yang dapat menyebabkan terjadinya kerak (*scaling*) atau karang yang akan menyumbat pipa dan mengganggu proses transfer panas di alat-alat penukar panas. Beberapa peralatan yang digunakan dalam unit klorinasi antara lain:

1. *Sea Water Strainer* (12-F-111A/B)

Alat ini berfungsi untuk menyaring kotoran-kotoran dalam air laut sebelum masuk ke *cell bank* (12-X-111 A/B) dengan kapasitas 40 m³/jam

2. *Electrolysis Cell Bank* (12-X-111A/B)

Electrolysis cell bank adalah tempat terjadinya elektrolisis air laut menghasilkan NaOCl. *Cell Electrolizer* adalah kumpulan sel – sel yang terdiri dari katoda dan anoda yang tersusun secara paralel. Terdapat dua unit *electrolysis cell bank* yang bekerja bergantian dan memiliki kapasitas 36kg/jam per unit.

3. Pompa-pompa di unit klorinasi:

a. *Sea Water Booster Pump* (12-P-105 A/B)

- Kapasitas : 30 m³/jam
- Tekanan *discharge* pompa : 3,5 - 4 kg/cm².G
- Alat ini berfungsi mengalirkan air laut ke dalam *cell electrolysis bank*.

b. Pompa *Acid Cleaning* (12-P-104)

- Kapasitas: 25 m³/jam.
- Daya pompa: 3,7 kW
- Pompa ini berfungsi mengalirkan larutan HCl 5% ke *electrolysis cell bank* yang akan dibersihkan.

c. *Continous Dosing Pump* (12-P-102A/B)

- Pompa ini digunakan untuk mengalirkan NaOCl secara kontinyu ke *sea*

water intake.

- Kapasitas : 21,8 m³/jam
- Daya : 3,7 kW

d. *Shock Dosing Pump* (12-P-103A/B)

Pompa ini digunakan untuk mengalirkan NaOCl secara berkala ke *discharge* pipa air laut yang akan didistribusikan ke *user* setiap 12 jam sekali atau ketika level NaOCl storage sudah 80 %.

- Kapasitas pompa : 196,2 m³/jam
- Daya : 55 kW

4. *Hypochlorite Storage Drum* (12-V-101 A/B)

Tangki ini berbentuk silinder tegak dengan kapasitas 110 m³. Bahan daritangki NaOCl ini adalah FRP (*fiber reinforce plastic*). Bahan tangki tidak menggunakan logam supaya tidak bereaksi dengan NaOCl sehingga tidak korosif.

5. *Dilution Air Blower* (12-K-101A/B)

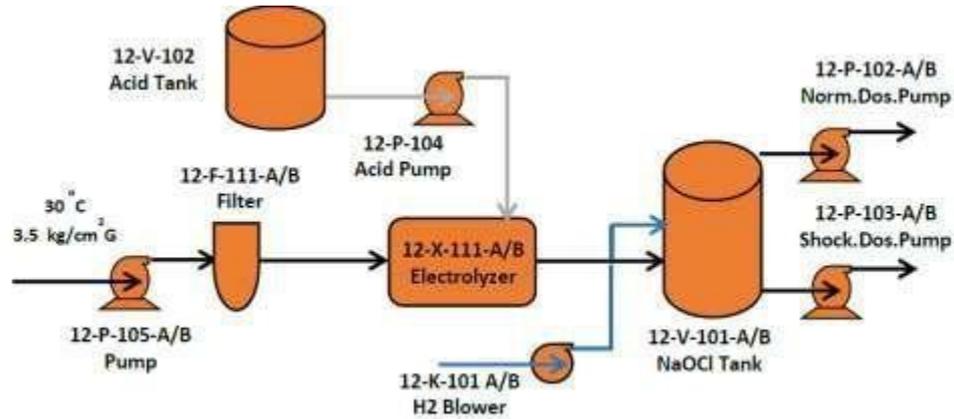
Blower ini berfungsi untuk menurunkan konsentrasi gas hidrogen dengancara menghembuskan udara pada tangki NaOCl. Gas H₂ harus diusir dari tangki karena apabila terakumulasi, dapat menimbulkan ledakan (*minimum explosive limit* 4%). Gas hidrogen merupakan hasil samping dari elektrolisis. memiliki kapasitas 50 m³/menit dan daya sebesar 0,75 kW.

6. *Transformer / Rectifier* (12-X-112A/B)

Transformer berfungsi untuk menyuplai listrik DC ke Electrolysis Cell Bank dengan terlebih dahulu merubah arus AC menjadi arus DC.

- Sumber power AC : 500 V, 50 Hz
- DC rated output : 160 V, 1100 A

Berikut ini merupakan diagram alir proses unit klorinasi:

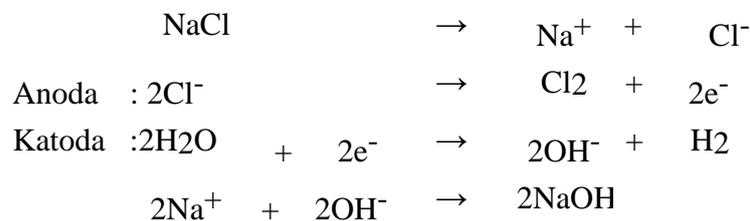


Gambar II.3.1. Diagram Alir Proses pada Unit *Chlorination*

Injeksi larutan NaOCl dilakukan secara normal (*continuous dosing*) sebanyak 21,8 m³/jam dengan kadar dalam air laut masuk basin mencapai 1 ppm menggunakan pompa *normal dosing* (12-P-102 A/B) untuk mencegah pertumbuhan mikroorganisme. Karena selama injeksi *continuous dosing* ada beberapa mikroorganisme yang cenderung kebal, maka injeksi juga dilakukan secara *shock dosing* dengan konsentrasi 10 ppm di *sea water header downstream* pipa distribusi ke Unit Desalinasi setiap 12 jam sekali selama 30 menit dengan menggunakan pompa (12-P-103 A/B).

Pembuatan larutan NaOCl dilakukan dengan cara elektrolisis air laut. Air laut dengan *flow rate* 30 m³/jam dan tekanan 3.5 – 4 kg/cm²G dilewatkan *strainer* (12-F-111 A/B) yang berfungsi untuk mencegah kotoran masuk ke dalam sel. Kemudian air laut dialirkan ke sel elektrolisis. Setiap *cell bank* (12-X-111 A/B) terdiri dari empat buah sel yang disusun secara seri dan setiap sel mempunyai dua buah elektroda, yaitu katoda dan anoda.

Reaksi yang terjadi pada proses klorinasi di *electrolizer* adalah sebagai berikut:



Reaksi keseluruhan terjadi di ruang antara elektroda-elektroda:



Sumber arus DC disuplai dari transformator dan *rectifier* yang dapat menyediakan arus maksimum 1100 Ampere dengan tegangan maksimum 160 Volt. Pada kondisi normal operasi, NaOCl yang dihasilkan adalah 36 kg/jam dengan konsentrasi 1000-2000 ppm yang kemudian dikirim ke *Hypochlorite Storage Drum* (12-V-101 A/B) yang berkapasitas 110

m^3 dan dilengkapi dengan *Blower* (12-K-101 A/B) untuk menghilangkan akumulasi gas H_2 dalam tangki sehingga konsentrasinya berada di bawah ambang peledakan (di bawah 4% volume).

Kinerja Unit *Chlorination* sangat dipengaruhi oleh kebersihan masing-masing sel. Apabila sel tersebut bersih dari endapan garam atau kerak, maka konsentrasi produk NaOCl yang dihasilkan akan sesuai dengan set point (1000- 2000 ppm). *Acid cleaning* dilakukan pada sel elektrolisis apabila:

1. *Pressure drop* (ΔP) *cell bank* $\geq 1.2 \text{ kg/cm}^2$ (Pinlet – Poutlet cell elektrolisis).

Pressure drop yang menurun mengindikasikan adanya kerak/kotoran di dalam sel elektrolisis.

2. Voltase sel elektrolisis ≥ 32 Volt. Hal ini menandakan terdapatnya deposit ion mangan (Mn^{2+}) yang terlalu besar dalam air laut yang dapat menurunkan kualitas produk hipoklorit.

3. Konsentrasi NaOCl atau klorin yang terbentuk menurun ($\ll 1000$ ppm)

Acid cleaning dilakukan setiap bulan pada kondisi normal, meskipun kondisi-kondisi sebagaimana tersebut di atas tidak terjadi. *Acid cleaning* dilakukan dengan menggunakan larutan asam klorida (HCl 5%) dengan caramensirkulasikannya ke seluruh cell elektrolisis selama 4 jam 4 jam atau saat konsentrasi outlet dari larutan asam yang digunakan tetap (saat konsentrasi asam klorida yang diinjeksikan dari acid tank dan setelah digunakan untuk membersihkan kerak/kotoran bernilai konstan/perbedaanya tidak signifikan).

II.4 *Sea Cooling Water System*

II.4.1 *Sea Cooling Water*

Air laut sebagai *cold fluid* disuplai oleh *Sea Water Intake Unit* digunakan dengan sistem sekali pakai (*once through*). *Sea cooling water* Pabrik Operasi-4 didistribusikan ke:

1. Kondenser di Kompresor Udara Unit Ammonia (1-E-425) dengan *flow* $2.316 \text{ m}^3/\text{jam}$
2. Kondenser di Kompresor Udara Unit Urea dengan *flow* $2.357 \text{ m}^3/\text{jam}$
3. Kondenser di Kompresor *Syn-Gas* Unit Ammonia (1-E-435) dengan *flow* $2.643 \text{ m}^3/\text{jam}$.
4. *Marine Plate Heat Exchanger* (MPHE) untuk mendinginkan *sweet cooling water*

- a. 12-E-211 A (urea)
- b. 12-E-211 B (urea)
- c. 12-E-201 A (ammonia)
- d. 12-E-201 B (ammonia)
- e. 12-E-201 C (ammonia/urea)

Pembersihan pada MPHE dilakukan ketika suhu arus *hot out* tinggi. Pembersihan menggunakan *chemical sulfamic acid* 10% dengan cara disirkulasi. Bila metode *chemical cleaning* tidak mampu membersihkan, maka digunakan metode *mechanical cleaning*. Selain itu, *strainer* di MPHE juga harus dibersihkan. Indikasinya adalah ketika *pressure drop* mendekati 1 kg/cm^2 . Pembersihan dilakukan dengan metode *backwash* menggunakan air.

II.4.2 Sweet Cooling Water

Sweet cooling water adalah air demin yang telah ditambah aditif. *Sweet Cooling Water* (SCW) digunakan sebagai air pendingin untuk kebutuhan proses maupun peralatan. Unit *Sweet Cooling Water* Pabrik Operasi-4 menggunakan sistem sirkulasi tertutup dan mempunyai persyaratan tertentu. Hal ini dimaksudkan agar tidak terjadi korosi pada peralatan yang dilalui oleh air pendingin.

Peralatan utama yang ada di sistem SCW adalah:

a. Pompa sirkulasi *sweet cooling water*

Pompa ini digunakan untuk mengalirkan *sweet cooling water* ke masing-masing *user*, antara lain:

1. Pompa 12-P-211 A/B mengalirkan *sweet cooling water* yang telah didinginkan oleh air laut ke Unit Urea.

Kapasitas : $6.168 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head : 34 m

Tekanan *discharge* : 4,28

kg/cm^2 Suhu SCW : $35 \text{ }^\circ\text{C}$

2. Pompa 12-P-201 A/B mengalirkan *sweet cooling water* yang telah didinginkan oleh air laut ke Unit Ammonia

Kapasitas : 8.523

m^3/jam Tekanan *discharge* : 4,27

kg/cm^2 Suhu SCW : $35 \text{ }^\circ\text{C}$

3. Pompa *Emergency Sweet Cooling Water*, 12-P-202 A/B



Kapasitas : 265 m³/jam

Head : 50 m

Tekanan discharge : 5,8 kg/cm²G

Pompa *emergency sweet cooling water* (12-P-202 A/B) dipergunakan untuk mensuplai *sweet cooling water* ke *user* yang penting-penting yang harus tetap beroperasi dalam keadaan *emergency*. Selain itu juga berfungsi untuk mendinginkan oli pada *steam turbine* dan *sampling point*.

b. *Marine Plate Heat Exchanger* (MPHE)

MPHE adalah alat penukar panas (*heat exchanger*) yang berupa kumpulan *plate-plate* tipis, dimana satu sisi dilewati oleh SCW panas dan satu sisi lain dilewati oleh air laut sebagai pendingin. Rincian MPHE yang digunakan, yaitu sebagai berikut:

1. Dua buah MPHE (12-E-211 A/B) untuk Unit Urea

2. Tiga buah MPHE (12-E-201 A/B/C) untuk Unit Ammonia

Empat buah MPHE diaktifkan pada saat operasi normal, sedangkan satu MPHE (12 E-201 C) diposisikan *stand-by* yang dapat di-*switch* untuk pendinginan di Unit Urea maupun Unit Ammonia.

3. *Sweet Water Expansion Drum* (12-V-211)

Sweet water expansion drum adalah *drum* atau tangki *flat roof* dengan diameter 900 milimeter dan tinggi 3.000 milimeter. Alat ini berfungsi untuk menambah (*make-up*) air ke sistem SCW sehingga air yang ada di dalam sistem selalu terjaga.

Selain peralatan diatas, terdapat pula bahan kimia yang diinjeksikan di Unit SCW, yaitu:

a. Sodium Nitrit (NaNO₂)

Sodium nitrit berfungsi untuk mencegah terjadinya korosi di dalam peralatan yang dilalui oleh *sweet cooling water*. Injeksi sodium nitrit ini akan membentuk lapisan *film* pada permukaan logam yang dapat mencegah terjadinya proses korosi. Nitrit menjaga pH dan mengikat O₂ yang terlarut pada SCW. Dosis penggunaannya sebesar 500 – 600 ppm kandungan nitrit dalam air.

b. Biocide

Biocide digunakan untuk menghambat/mencegah tumbuhnya mikroorganisme. SCW ini menggunakan biocide karena jika menggunakan klorin, maka akan menyebabkan korosi pada peralatan yang dilalui oleh air. Biocide diinjeksikan ketika bakteri dalam SCW lebih besar dari 1.000 koloni/liter. *Sweet cooling water* (SCW) yang telah digunakan dalam unit ammonia/urea dialirkan ke MPHE untuk didinginkan dengan *sea cooling water* dari *sea water intake basin*. Setelah dingin, SCW dikembalikan lagi ke proses-proses unit seperti Unit Ammonia dan Urea, sedangkan *sea cooling water* dialirkan ke *outfall* untuk dikembalikan ke laut.

II.5 Unit Desalinasi

Proses desalinasi secara mudah didefinisikan sebagai proses pembuatan air tawar dari air laut melalui proses pemanasan dibawah tekanan vakum. Proses menguapkan air laut dilakukan secara bertahap dalam *flash chamber*, kemudian uap air yang terbentuk dikondensasikan. Proses desalinasi beroperasi pada tekanan vakum (tekanan di bawah atmosfer).

Unit Utilitas Pabrik Operasi-4 menggunakan dua buah Unit Desalinasi yang masing-masing unit dapat menghasilkan 70 – 80 m³/jam distilat untuk diolah lebih lanjut menjadi air demineralisasi. Peralatan utama desalinasi pabrik Pabrik Operasi-4, antara lain:

1. *Multi Effect Evaporator* (14-E-111)

Tipe *desalinator* Pabrik-4 adalah *multi effect evaporator*. utilitas Pabrik- 4 menggunakan 2 buah unit desalinasi yang masing-masing unit dapat menghasilkan 70 ton/jam distilat ($\pm 10\%$ dari *inlet flow*) untuk diolah lebih lanjut menjadi air demineralisasi. *Multi effect evaporator* merupakan evaporator yang memiliki 3 *chamber* dengan tingkat kevakuman yang berbeda dan dilengkapi MPHE sebagai media transfer panasnya. Di dalam evaporator, terjadi penguapan air laut dengan bantuan *steam* pemanas (*Low Pressure Steam / LS Steam*) dan uap yang terbentuk akan terkondensasi menjadi air tawar

2. Media Transfer Panas : *Marine Plate Heat Exchanger* (MPHE)

MPHE berupa *plate evaporator* yang berfungsi sebagai tempat untuk memanaskan air laut dan terdiri dari tiga *effect* dengan memanfaatkan uap panas sebagai pemanas. Uap yang dihasilkan pada *effect* pertama digunakan

sebagai pemanas di *effect* kedua. Uap yang dihasilkan pada *effect* kedua digunakan sebagai pemanas di *effect* ketiga.

3. *Vacuum System*

Alat-alat yang digunakan untuk membuat kondisi vakum di Unit Desalinasi, antara lain:

a. *Steam Jet Ejector* (14-J-1-01, 14-J-1-02, dan 14-J-1-03)

Alat ini digunakan untuk mengambil gas-gas *non-condensable* yang ada didalam evaporator dengan cara mengalirkan *steam* dengan kecepatan tinggi sehingga gas-gas tersebut tersedot dan terbawa oleh *steam*, sehingga evaporator menjadi vakum. Pada saat kondisi vakum tercapai, *valve* desal ditutup dan aliran *steam* dihentikan. Kondisi vakum akan menurunkan titik didih senyawa sehingga energi yang digunakan dapat dihemat. *Medium steam* digunakan sebagai media penarik.

b. *Vent Condensor*

Bagian dari *ejector* yang berfungsi untuk mengkondensasikan gas-gas *condensable* dan mendinginkannya sebelum dibuang ke lingkungan dan mengkondensasikan *medium pressure steam / MS steam* agar nantinya dapat dipisahkan dari udara dan gas-gas yang tidak dapat terkondensasi.

4. Sistem Injeksi Bahan Kimia

Bahan kimia (Belgard 250) diinjeksikan ke air laut yang masuk untuk mencegah terjadinya *scale* atau kerak, dan busa. Peralatan yang digunakan pada sistem injeksi bahan kimia adalah sebagai berikut:

a. Pompa Injeksi (*Chemical Pump*)

Berfungsi untuk mengalirkan bahan kimia dalam tangki/drum.

b. Tangki Bahan Kimia

Digunakan untuk menampung larutan bahan kimia yang akan diinjeksikan ke umpan unit desalinasi/air laut.

5. Pompa-pompa

a. *Desalinated Water Pump*/Pompa Distilat (14-P-102 A/B)

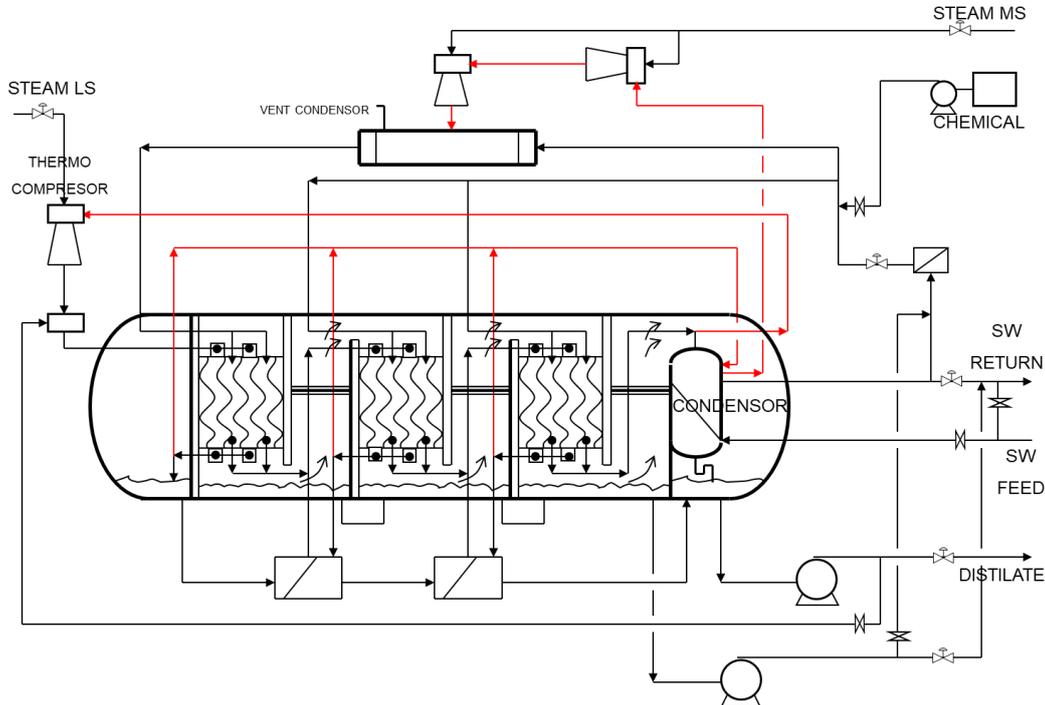
Digunakan untuk mengalirkan air tawar hasil desalinasi (distilat) ke tangki penampung 15-T-101.

b. *Blow Down Pump*/Pompa *Blow Down* (14-P-1/2-01 A/B)

Digunakan untuk membuang air laut sisa yang tidak teruapkan menjadi

distilat ke outfall.

Sea water yang masuk ke Unit Desalinasi memiliki *flowrate* maksimum sebesar ± 651 ton/jam mendapat pemanasan awal di *final condenser* dengan tekanan antara 3,5-4 bar abs. Pemanasan awal (*preheating*) dari umpan diperlukan untuk mempertahankan *concentration factor* dari *brine* dalam evaporator pada kondisi desain.



Gambar II.5.1. Diagram Alir Proses pada Unit Desalinasi

Setelah keluar dari *final condenser*, *sea water* diinjeksikan dengan *chemical anti-scale* kemudian diumpankan masuk ke bagian atas pada masing-masing *evaporator effect*. *Sea water* didistribusikan secara merata pada permukaan *plate evaporator* dengan prinsip *falling film* dan kehomogenan *liquid film* selalu terjaga pada permukaan *plate*. Suhu di dalam tangki desalinasi sebesar $70-80^{\circ}\text{C}$ dan tekanan vakum sebesar $0,28 \text{ kg/cm}^2$. Pertukaran panas terjadi di dalam *plate*, dimana sisi *sea water* yang membentuk *liquid film* mendapatkan panas dari uap yang terkondensasi dari sisi yang lain pada *plate*, sehingga terjadi perbedaan suhu pada dinding *plate*. Hal ini menyebabkan *liquid film* mengalami penguapan sebagian (*partial evaporation*). Karena *heat flux* yang diberikan sangat rendah pada permukaan *liquid film* sehingga tidak menyebabkan terbentuknya gelembung uap (*vapour bubbles*) dalam *liquid film*. Hal ini dapat mencegah atau mengurangi terbentuknya kerak (*scale*) karena tidak terjadi *local dry out* yang mengakibatkan *local thermal* yang dapat menimbulkan terbentuknya kerak. Dengan demikian *chemical anti scale* yang diinjeksikan dapat diminimumkan. *Steam*

yang digunakan merupakan *steam low (superheated)* dengan tekanan sebesar 4 kg/cm^2 dan sebagian *steam medium* dengan tekanan sebesar 40 kg/cm^2 .

Uap air yang terbentuk di dalam ruangan evaporator keluar dari *plate* melalui kedua sisi yang terbuka pada *plate* paket, kemudian uap ini menuju *effect* berikutnya melalui *demister*. *Demister* berfungsi untuk memisahkan atau menahan *droplet sea water* yang terikut dalam uap. Uap bersih keluar *demister* kemudian mengalir ke *effect* berikutnya melalui *internal vapour duct*. Uap yang tidak terkondensasi ditarik oleh *ejector* untuk dikondensasi di *vent condenser*. Distilat yang terkumpul di dalam *final distillate chamber* dipompakan ke tangki *Raw Condensate (15-T-101)* melalui pompa 14-P-102 A/B, dimana pada operasi normal, satu pompa dalam kondisi *stand-by*. Umpan *sea water* yang tidak teruapkan yang disebut *brine (blow down)* mengalir melalui *shipon pipe* dari satu *effect* ke *effect* berikutnya. Kualitas distilat yang dihasilkan mempunyai spesifikasi sebagai berikut:

pH	:	6.5 – 7.5
Konduktivitas	:	11 $\mu\text{s/cm}$
Ammonia normal/maksimum	:	3/15 Ppm
Klorida	:	2.25 Ppm
Total Fe	:	0.005 Ppm
Total Cu	:	0.03 Ppm
SiO ₂	:	0.02 Ppm
Sodium	:	1.2 Ppm
Potasium	:	0.05 Ppm
Mg	:	0.15 Ppm
Bikarbonat	:	0.6 Ppm
Sulfat	:	0.4 Ppm
TDS (Total Dissolved Solid)	:	5 Ppm

Performace desalinasi dapat dilihat berdasarkan GOR (*Gain Output Rasio*), semakin besar nilai GOR maka semakin baik *performance* dari desalinasi. GOR dihitung dengan rumus:

$$GOR = \frac{\text{distilat } \left(\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right)}{\text{steam } \left(\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right)}$$

Berikut ini parameter/kinerja proses unit klorinasi mengenai konduktivitas dan nilai

GOR

Tabel II.5.1. Parameter Kinerja Proses pada Unit Desalinasi

Parameter/Kinerja	Desain (ppm)	
	Normal	Range Operasi
Konduktivitas ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	15	< 25
GOR	5	4-6

Chemical Cleaning

Pada Unit Desalinasi dilakukan *cleaning* ketika:

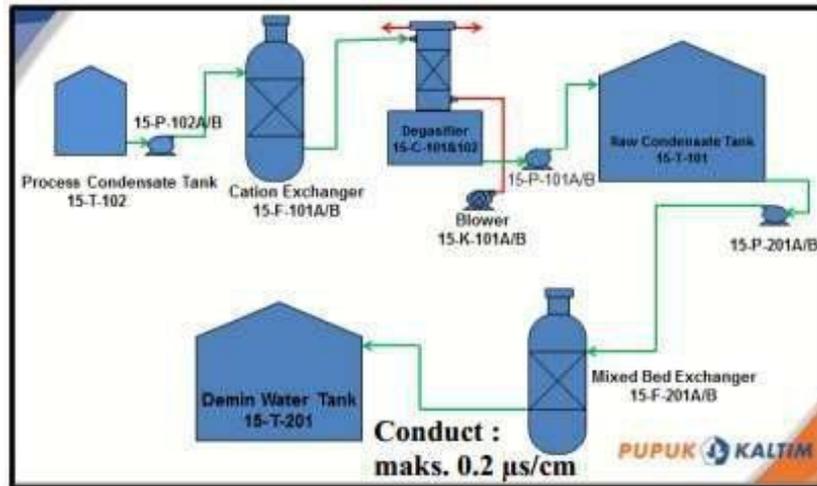
- Valve steam* membuka penuh akan tetapi *output* unit sangat kecil sehingga tidak memenuhi ketentuan yang diinginkan
- Pemeriksaan visual menyatakan adanya *scale* pada *plate evaporator*

Scale yang terjadi biasanya adalah CaCO_3 dan CaSO . Bahan kimia yang digunakan untuk *chemical cleaning* adalah *sulfamic acid* dengan konsentrasi 5-15% dan disirkulasi selama 12 jam dengan suhu dijaga pada $60\text{ }^\circ\text{C}$ dengan cara menambahkan *steam* ke dalam sirkulasi.

Sedangkan *demister-demister* yang ada akan dibersihkan menggunakan *sulfamic acid* 5% dengan cara perendaman selama 12 jam (tergantung banyaknya *scale*) dan suhu dijaga $60\text{ }^\circ\text{C}$ dengan cara menambahkan *steam* di bak perendaman.

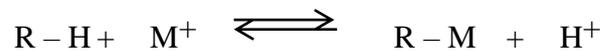
II.6 Unit Demineralisasi

Unit Demineralisasi adalah unit yang berfungsi untuk menyediakan air demineralisasi (*demin*) sebagai air umpan boiler / *boiler feed water* (BFW). Sumber utama air *demin* adalah *raw condensate* (RC) yang berasal dari *process condensate* yang telah mengalami pengolahan di kation *exchanger* dan degasifier.



Gambar II.6.1. Diagram Alir Proses Unit Demineralisasi

Ion-ion (Fe^{2+} dan NH_4^+) dalam *process condensate* yang berasal dari Unit Ammonia harus diikat sebelum masuk *Raw Condensate Tank* (15-T-101). Pengikatan ion-ion ini dilakukan di *Cation Exchanger* (15-F-101 A/B) yang berisi resin. Air umpan dimasukkan melalui bagian atas tangki, mengalir ke bawah sepanjang unggun resin dan akhirnya keluar tangki. Reaksi yang terjadi:



Ion H^+ akan dilepaskan dari resin untuk kemudian mengikat kation (ion M^+) air umpan. Kemampuan resin semakin lama akan jenuh sehingga harus diregenerasi. Regenerasi dilakukan bila konduktivitas air mencapai $0,2 \mu\text{s}/\text{cm}$.

Process condensate dari penukar ion kemudian dialirkan ke degasifier untuk menghilangkan gas-gas yang masih terlarut, terutama CO_2 . Kondensat dikontakkan dengan udara yang dihembuskan oleh *fan* degasifier. *Packing* yang digunakan adalah jenis plastik *pall ring* bertujuan untuk memperluas bidang kontak udara dengan kondensat. Hasil yang keluar dari degasifier dikirim ke tangki *Raw Condensate* menggunakan degasifier *pump* dan bercampur dengan *steam condensate* dan air (produk dari unit desalinasi).

Kondensat dari *Raw Condensate Tank* dipompa ke *Mixed Bed Polisher* yang berisi resin dengan menggunakan *mixed pump*, dengan tujuan mengikat ion-ion positif dan negatif yang terlarut dalam *Raw Condensate*. Reaksi yang terjadi, sebagai berikut:



Dimana M^+ adalah kation dalam *process condensate*, A^- adalah anion dalam *process*

condensate, dan R adalah resin. Sebagai contoh,



Parameter produk *mixed bed polisher* didasarkan pada konduktivitas ($\leq 0,2 \mu\text{s/cm}$) atau total volume produk. Air demin yang dihasilkan harus mengandung mineral (Na^+ , K^+ , Fe^+ , Cl^- , Cu^{2+}) sekecil mungkin (< 0.01 ppm), karena adanya mineral akan menimbulkan *scale/kerak* pada unit pembangkit steam yang temperaturnya tinggi. Bila kedua parameter tersebut telah tercapai, maka harus dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan bila konduktivitas air mencapai $0,2 \mu\text{s/cm}$ atau jika total *gallon* (jumlah aliran total yang telah melewati *mixed bed polisher*) mencapai 5000 *gallon*.

Chemical yang digunakan untuk regenerasi adalah H_2SO_4 3% untuk penukar kation dan NaOH 3% untuk penukar anion. Tahap utama regenerasi adalah *backwashing* untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang ada, injeksi *chemical* untuk menyediakan anion/kation segar, dan air mix, yaitu injeksi udara untuk membuat resin anion dan resin kation tercampur sempurna. Air demin yang dihasilkan tidak boleh mengandung mineral (Na^+ , K^+ , Fe^+ , Cl^- , Cu^{2-}), karena adanya mineral akan menimbulkan *scale/kerak* pada Unit Pembangkit Steam yang suhunya tinggi.

Tabel II.6.1. Komposisi *Demineralized Water*

Parameter	Komposisi Demineralized Water
pH	6.2 – 6.5
Konduktivitas ($\mu\text{s/cm}$)	0.2
Cl_2 (ppm)	0.02
Total Cu (ppm)	0.03
Total Fe (ppm)	0.02
Na + K (ppm)	0.01

Peralatan-peralatan yang digunakan pada unit ini adalah:

- Cation Exchanger* (15-F-101 A/B)

Cation exchanger adalah bejana atau *vessel* yang berisi resin kation. Resin akan menangkap kation yang terbawa oleh *process condensate* dari unit ammonia.

Anion exchanger tidak digunakan karena *process condensate* lebih banyak mengandung kation (NH_4^+) dibandingkan anion. Air umpan dimasukkan melalui bagian atas tangki, mengalir ke bawah sepanjang unggun resin dan akhirnya keluar tangki.

b. Degasifier (15-C-102)

Degasifier adalah bejana atau vessel yang akan dilewati oleh *process condensate* setelah melewati *cation exchanger*. Di degasifier, gas-gas yang terlarut di dalam air akan diusir oleh aliran udara yang berhembus dari arah berlawanan.

c. Mixed Bed Polisher (15-F-201 A/B)

Berisi resin kation dan anion. Resin ini akan menangkap seluruh ion, baik kation (Mg^{2+} , Ca^{2+} , Na^+ , K^+ , Fe^+ , Mn^{2+} , Al^{3+} , NH_4^+) maupun anion (HCO_3^- , CO_3^- , Cl^- , SO_4^{2-} , NO_3^- , PO_4^-) yang terdapat di dalam *Raw Condensate* sehingga menjadi air bebas mineral (air demin).

d. Pompa-pompa

1. *Raw Condensate Pump* (15-P-201 A/B)

Digunakan untuk mengalirkan kondensat dari tangki *Raw Condensate* ke *Mixed Bed Polisher*.

2. *Degasifier Water Pump* (15-P-101 A/B)

Digunakan untuk mengalirkan air dari tangki Degasifier ke tangki *Raw Condensate* (tangki *process condensate* 15-T-101).

3. *Demin Water Pump* (17-P-101 A/B)

Digunakan untuk mengalirkan air dari tangki demin (15-T-201) ke *Deaerator* dan make up air pendingin.

4. *Demineralization Water Storage Tank* (15-T-201)

Digunakan untuk menampung demin water sebelum dimanfaatkan lebih lanjut.

5. *Blower* Udara

Digunakan untuk mengusir gas yang terlarut dalam *process condensate*

6. *Mixing Blower* (15-K-201)

Digunakan untuk mencampur resin anion dan kation di dalam tangki *mixed bed polisher* dengan cara menghembuskan udara secara fluidisasi

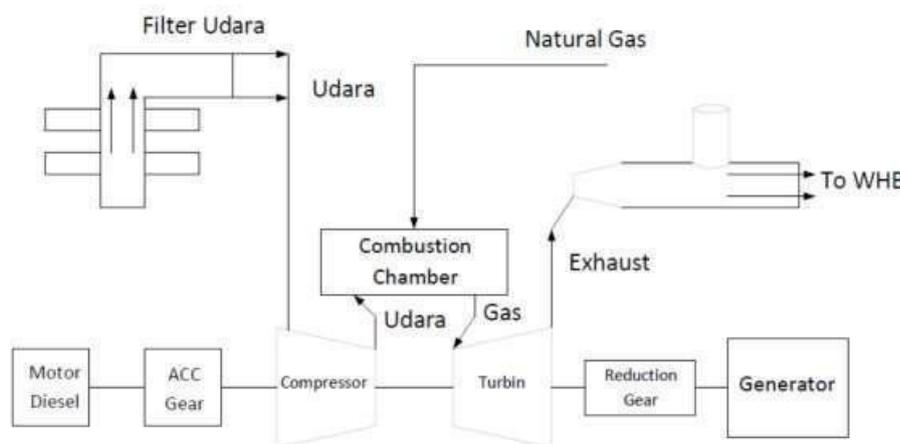
sehingga resin bercampur.

7. *Neutralization Pond* (15-T-202)

Merupakan kolam penampungan sementara larutan bekas regenerasi untuk dinetralkan terlebih dahulu sebelum dibuang ke *outfall*. *Demineralized water* dihasilkan di Unit *Steam Condensate Treatment* dan dari sistem demineralisasi yang ditampung dalam *Demineralized Water Storage Tank* (15-T-201). *Demineralized Water* dari 15-T-201 dikirim ke *Deaerator Utility* (17-V-201) dan *Deaerator Ammonia* (1-V-601) menggunakan pompa *demineralized* (17-P-101 A/B). Kedua pompa ini memiliki kapasitas masing-masing 350 m³/jam dengan tekanan *suction/discharge* -0.05/10 kg/cm²G. Pompa 17-P-101 A digerakkan oleh *Steam Turbine* pada operasi *normal continue running*, sedangkan pompa 17-P-101 B digerakkan oleh motor sebagai pompa *stand-by*.

II.7 *Power Generation*

Kebutuhan listrik di Kaltim-4 diperoleh dari *Gas Turbine Generator* (GTG) 16- GE-201 (GE-NP Nuovo Pignone Model Seri 5001) sebagai pembangkit listrik utama dengan daya maksimum 20 MW, sedangkan untuk keadaan darurat, Kaltim-4 menggunakan *emergency* diesel generator. Gas turbin adalah suatu mesin yang merubah tenaga panas (energi kinetik) menjadi tenaga mekanik berupa putaran rotor. Skema dari *Gas Turbin Generator* dapat dilihat pada gambar di bawah ini:



Gambar II.7.1. Skema Komponen Penyusun *Gas Turbine Generator*

Sistem pembangkit tenaga listrik terdiri dari pembangkit tenaga listrik normal (*Gas Turbine Generator*/GTG Alsthom) menggunakan turbin gas sebagai penggeraknya dan pembangkit tenaga listrik *emergency* yang menggunakan bahan bakar diesel.

Prinsip utama pembangkit listrik pada generator turbin gas adalah pembakaran gas alam dan udara di dalam *combustion chamber* untuk menghasilkan gas panas. Gas panas ini dimanfaatkan untuk menggerakkan turbin. Selanjutnya, turbin akan menggerakkan generator pembangkit listrik. Gas buang dari turbin ini kemudian digunakan untuk menghasilkan steam di *waste heat boiler* (WHB). Pembangkit tenaga listrik pada saat operasional dirancang untuk memberikantenaga listrik pada saat operasi normal, terdiri dari *packed gas turbine generator*. Gas alam yang digunakan sebagai bahan bakar masuk ke *Knock Out Drum* untuk dipisahkan kondensatnya sebelum dipanaskan. Untuk mengatur tekanan dan jumlah gas masuk sesuai dengan beban GTG, digunakan *stop ratio valve* (SRV) dan *gas control valve* (GCV). Udara yang diperlukan untuk pembakaran dan pendinginan *frame* diatur dengan *inlet guide valve* (IGV).

Pembangkit tenaga listrik normal digunakan untuk melayani kebutuhan listrik seluruh Pabrik Operasi-4, sedangkan pembangkit tenaga listrik *emergency* digunakan untuk melayani kebutuhan listrik yang vital bila tenaga listrik normal mengalami *shutdown*.

Beberapa peralatan kontrol digunakan untuk mendapatkan hasil sesuai dengan yang diinginkan. Putaran turbin dipertahankan 5100 rpm untuk memperoleh frekuensi yang sesuai. Adapun spesifikasi dari *gas turbine generator* (GTG) adalah sebagai berikut:

- *Output* : 20 MW (maksimal)
- *Voltase* : 11 kV, 3 phase, 50 Hz
- *Fuel* : *natural gas*

Energi listrik yang dihasilkan GTG kemudian ditransmisikan ke *ring system* yang merupakan sistem kelistrikan pabrik yang terintegrasi lalu dialirkan ke tiap *substation* (SS) sebagai pembagi beban untuk kemudian dialirkan ke transformator penurun tegangan hingga dapat digunakan oleh peralatan-peralatan yang membutuhkan, mulai dari peralatan dengan spesifikasi tegangan tegangan 6,6 kV, 500 Volt, sampai dengan 380 Volt.

Kebutuhan listrik untuk *control panel* dan *local panel* dilengkapi dengan fasilitas *Uninterrupted Power Supply*, yaitu sistem pengaman terhadap control panel atau local panel apabila suplai dari GTG mengalami gangguan. Selain GTG Alsthom sebagai penyuplai listrik normal, juga dilengkapi pembangkit listrik *emergency* dengan kapasitas 1000 kW, tegangan 525 Volt. Peralatan pembangkit tenaga listrik *emergency* dirancang untuk memberikan daya/tenaga listrik *emergency* pada saat sumber daya utama padam. Hal ini untuk mengamankan *plant shutdown*. Pembangkit listrik *emergency* akan *autostart* bila tegangan pada *feeder* 500 Volt turun 93%.

Tenaga listrik *emergency* ini hanya untuk menjalankan peralatan tertentu saja, seperti pompa-pompa *lube oil*, lampu penerangan, pompa *emergency cooling water* dan *power control*. Alat-alat utama yang terdapat dalam turbin gas adalah sebagai berikut :

1. Filter Udara

Merupakan alat yang digunakan untuk menyaring kotoran-kotoran yang ada dalam udara supaya udara yang masuk ke kompresor bersih dan meringankan kerja kompresor. Kotoran yang terbawa dalam udara juga dapat mengotori dan merusak sudu – sudu turbin. Filter harus selalu dimonitor tingkat kekotorannya dan harus diganti apabila kekotorannya telah mencapai tingkat tertentu.

2. *Prime Mover* (Penggerak Mula)

Merupakan instrumen yang digunakan untuk memutar rotor pada saat *start* pertama kali. Penggerak ini digerakkan oleh mesin diesel dan dihubungkan dengan rotor turbin dengan sebuah *coupling* khusus (*clutch*). Jika putaran turbin sudah lebih tinggi dari putaran diesel maka *coupling* akan secara otomatis terlepas.

3. Kompresor

Merupakan alat yang berfungsi untuk menyuplai udara pembakaran dan pendinginan pada bagian-bagian tertentu seperti pada dinding ruang bakar, rotor, dan sudu – sudu turbin.

4. Ruang Bakar

Merupakan tempat terjadinya pembakaran antara udara dan *fuel gas* (CH_4) yang terdiri dari *burner*, *nozzle*, dan busi.

5. Turbin

Gas panas yang dihasilkan dari ruang pembakaran digunakan untuk menggerakkan turbin. Turbin akan menggerakkan generator sehingga listrik dihasilkan. Gas turbin adalah suatu mesin yang merubah tenaga panas (energy kinetik) menjadi tenaga mekanik berupa putaran rotor. Prinsip kerja dari gas turbin terdiri dari 3 langkah:

1. Proses kompresi udara di dalam *axial compressor*

Saat *start up*, mesin diputar oleh mesin diesel, udara akan dihisap dari atmosfer melalui *inlet house* setelah disaring melalui filter, bersamaan dengan makin cepatnya putaran mesin diesel maka udara yang dikompres oleh *axial compressor* akan naik pada tekanan tertentu.

2. Proses pembakaran di ruang bakar atau *combustion chamber*

Udara yang telah dimampatkan dialirkan ke ruang pembakaran (*combustion chamber*) melalui celah di sekeliling *liner*. *Fuel nozzle* yang terdapat di setiap *combustion chamber* akan menyemprotkan bahan bakar. Setelah terjadi percampuran bahan bakar dengan udara yang termampatkan dari *axial compressor* dan dipicu dengan api dari *spark plug* (busi) maka terjadilah pembakaran dalam *combustion chamber*. Api yang timbul akan disebarkan ke semua *chamber* melalui *cross fire tube*. Busi hanya bekerja selama satu menit sebagai pemicu awal. Setelah tekanan *combustion chamber* mencapai tekanan tertentu, maka busi akan terdorong ke luar, supaya tidak terkena api.

3. Proses ekspansi untuk menggerakkan sudu – sudu turbin

Gas panas tersebut akan mengalir dengan kecepatan tinggi dan langsung diarahkan ke turbin *nozzle*. Pada sudu – sudu turbin, energi yang terkandung dalam gas panas kemudian diubah menjadi energi mekanik yang akan memutar turbin. Putaran inilah yang akan dimanfaatkan untuk memutar beban berupa generator yang menghasilkan listrik.

Karakteristik tenaga listrik yang dibangkitkan pada bagian generator pada GTG:

- *Output* : 20 MW (maksimal)
- *Voltase* : 11 kV, 3 phase, 50 Hz
- *Fuel* : *natural gas*

Karakteristik *emergency power*:

- *Output* : 1000 KVA, 525 V, 3 phasa
- *Power factor* : 0.8
- *Frekuensi* : 50 Hz

Dalam power generation terdapat beberapa parameter penting yang perlu dikendalikan, yaitu antara lain:

a. Turbin

1. *Exhaust gas temperature*

Saat temperatur *exhaust* mencapai 565⁰C maka *Inlet Guide Vane* (IGV) akan membuka sebesar 14⁰ dari bukaan awal 57⁰ untuk mendinginkan temperatur *exhaust* dengan menambah jumlah udara yang masuk. Maksimum *opening* dari IGV adalah 87⁰ dan alarm akan muncul pada suhu 579⁰C dan GTG akan *trip* saat temperatur *exhaust* mencapai 588⁰C, 593⁰C, atau di 601⁰C.

2. Vibrasi

Vibrasi maksimum yang diizinkan adalah 2,54 cm/detik (1 inch/detik) dengan arah vertikal. Jika vibrasi naik signifikan maka GTG akan trip.

3. ΔP filter udara

ΔP filter udara mencapai 4,5cmH₂O.

4. *Pressure* pada *lube oil*

Pressure lube oil pada *header bearing* diset pada 1,75 kg/cm² g. Turbin akan *trip* jika *pressure lube oil* turun sampai 0,56 kg/cm² g.

5. Temperatur *lube oil*

Pada saat temperatur *lube oil* 74°C maka alarm peringatan berbunyi dan GTG akan *trip* saat temperaturnya mencapai 80°C karena adanya indikasi kegagalan dalam sistem pendingin.

6. *Over Speed Trip*

Merupakan pengamanan terhadap kecepatan turbin yang diijinkan. Apabila kecepatan turbin melebihi batas dari yang diijinkan maka GTG akan *trip*. Kecepatan putaran turbin maksimum adalah sebesar 110% *speed* untuk sistem yang digerakkan oleh elektrik dan 112% *speed* untuk sistem yang digerakkan secara mekanikal. Kecepatan putaran 100% *speed* sebesar 5100rpm.

b. **Generator**

1. Frekuensi

Turbine governor akan menjaga kecepatan turbin walaupun suplai *fuel gas* berubah-ubah. Jika kecepatan turbin diset pada 5100 rpm, maka kecepatan generator 1500 rpm dan menghasilkan listrik dengan frekuensi 50 Hz. Kecepatan turbin sendiri bervariasi antara 95-107% dan 47.5-53.5 Hz.

2. Voltase

Voltase dihasilkan generator dengan cara mengubah-ubah *field current* generator. Peningkatan *field current* dapat menyebabkan naiknya voltase di generator. Fluktuasi voltase dari *setting point* dikoreksi dengan *automatic regulation* oleh *field current* generator.

Sistem pengamanan lain pada turbin gas:

1. *Fire protection system*

Merupakan *system detector* terhadap kebakaran yang akan mengaktifkan

pemadaman secara otomatis dan menghentikan operasi dari turbin. Adapun media yang dipakai untuk pemadaman adalah CO₂.

2. Sistem Pendinginan *Shaft*

Pada saat turbin mati atau sengaja dimatikan, sistem ini berfungsi untuk mencegah *shaft* turbin yang panjang menjadi bengkok akibat tidak meratanya beban panas dan juga pengaruh gravitasi. Sistem ini disebut *ratchet* dimana distribusi panas disebarkan secara merata dengan memutar *shaft* dari turbine generator secara periodik agar beban tumpuan ke bawah yang ada karena gravitasi terdistribusi secara merata. Sistem ini akan memutar *shaft* 47⁰ secara periodik setiap 3 menit sekali selama 10 jam.

c. Pembangkit Tenaga Listrik *Emergency*

Peralatan pembangkit tenaga listrik *emergency* dirancang untuk memberikan daya/ tenaga listrik *emergency* pada saat sumber daya utama padam. Hal ini untuk mengamankan *shut down plant*. Pembangkit listrik *emergency* akan *auto start* apabila tegangan pada *feeder* 500 volt turun 93%. Tenaga listrik *emergency* ini hanya untuk menjalankan peralatan tertentu saja seperti: pompa – pompa *lube oil*, lampu penerangan, pompa *emergency cooling water* dan *solenoid valve* dan elektrik kontrolnya.

II.8 *Steam Generation*

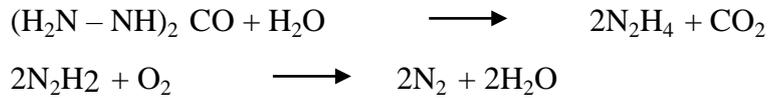
II.8.1 *Deaerator*

Deaerator merupakan unit yang berfungsi untuk menghilangkan sisa gas – gas yang terlarut dalam air, seperti oksigen dan karbondioksida. Oksigen dan karbondioksida akan menyebabkan korosi pada *line boiler feed water* (BFW), *economizer*, *boiler*, *superheater*, dan *line steam* yang selanjutnya ke *line condensate return*.

Kadar oksigen dalam air dapat dikurangi secara mekanikal menjadi 0,005 mL/L dengan pemanasan (*deaerating*) karena oksigen ini tidak terurai (dalam bentuk ion) selama larut dalam air dan akan tetap tinggal sebagai oksigen bebas. Karbondioksida dalam bentuk bebas akan dipisahkan oleh *deaerator*.

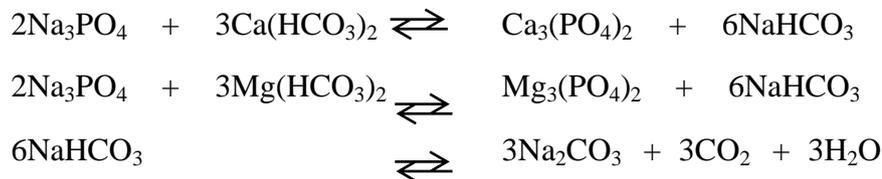
Deaerator terdiri dari dua bagian, yaitu bagian atas dan bawah. Bagian atas adalah *stripping section* dan bagian bawah berupa tangki penampung air. Air dengan suhu 35 °C dan *flow* 89,74 m³/jam masuk melalui bagian atas *deaerator* kemudian di-*stripping* dengan *steam* bertekanan 1,3 kg/cm². *Steam* ini berfungsi untuk men-*strip* gas-gas (O₂ dan CO₂) dan

setelah kontak *steam* terbuang ke atas melalui cerobong (*stack*), sedangkan air jatuh ke bawah menuju drum penampung air (17-V-201). Pada bagian bawah dari *stripping* terdapat *line* tempat penginjeksikan elimincox untuk mengikat oksigen secara kimiawi. Persamaan reaksi pengikatan oksigen oleh elimincox adalah:



Kandungan O₂ *outlet deaerator* didesain <0,007 ppm. Setelah air berada di drum penampung kemudian air dialirkan menuju ke *user*. *Outlet* dari drum penampung diinjeksikan ammonia *liquid* untuk menaikkan pH air .

Bila pH air turun dan konduktivitasnya naik, maka perlu dilakukan phosphate *treatment*. Larutan phosphate diinjeksikan ke line BFW yang menuju steam drum untuk mencegah terbentuknya scale dan korosi dengan cara melunakkan komponen-komponen dalam kerak. Konsentrasi phosphate di dalam *boiler water steam* drum harus dipertahankan pada 2-6 ppm. Reaksi antara phosphate dan *hardness* yang terjadi adalah sebagai berikut:



Pada pabrik Pabrik Operasi-4 tidak dilakukan injeksi phosphate karena konduktivitas air sudah bagus, yaitu dibawah kisaran 0,2 µs/cm. Air ini kemudian didistribusikan menggunakan 2 pompa (1 *stand-by* dan 1 *auto start*) menuju *Package Boiler* (17-H-401), *Waste Heat Boiler* (17-H-402), dan UOA DSH.

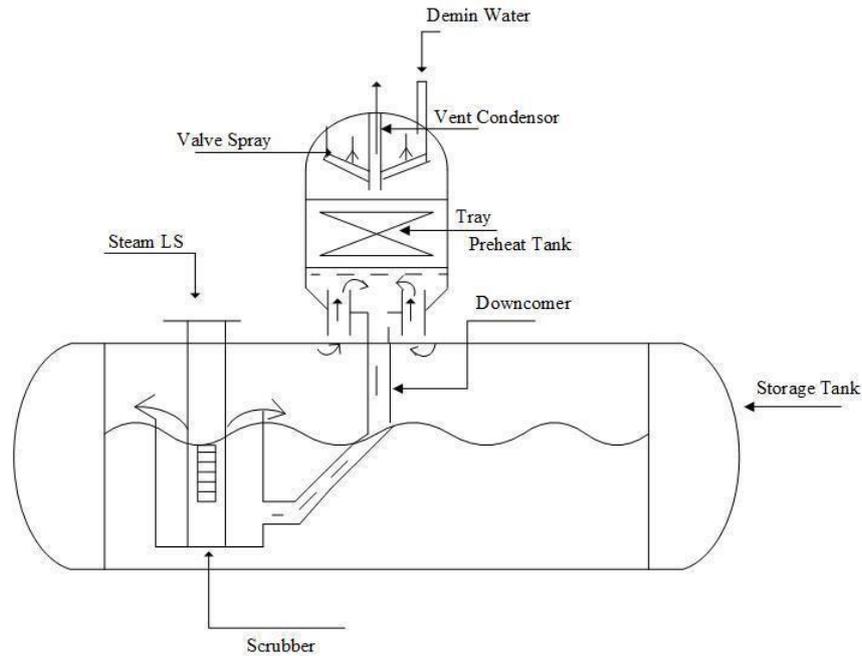
$$\text{Kapasitas deaerator} = 66 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Steam yang dibutuhkan} = 9,8 \text{ ton/hari}$$

$$\text{Tekanan operasi} =$$

$$0,7 \text{ kg/cm}^2$$

Larutan ammonia dari tangki 17-Z-202-T1 diinjeksikan ke BFW pada *line suction* pompa 17-P-201 menggunakan pompa injeksi 17-P-202-P1 A/B. *Rate* injeksi diatur untuk mempertahankan pH BFW antara 8,5-9,5.



Gambar II.8.1. Skema Komponen Penyusun *Deaerator*

II.8.2 *Package Boiler*

Pada dasarnya, prinsip kerja antara *Package Boiler* dan *Waste Heat Boiler (WHB)* tidak jauh berbeda. Adapun hal yang membedakan adalah pada *Package Boiler* sumber panas untuk membangkitkan *steam* berasal dari pembakaran *fuel gas*, sedangkan pada WHB sumber panasnya berasal dari *exhaust gas turbine* generator dan pembakaran *fuel gas*.

Kualitas boiler water yang direkomendasikan adalah sebagai berikut:

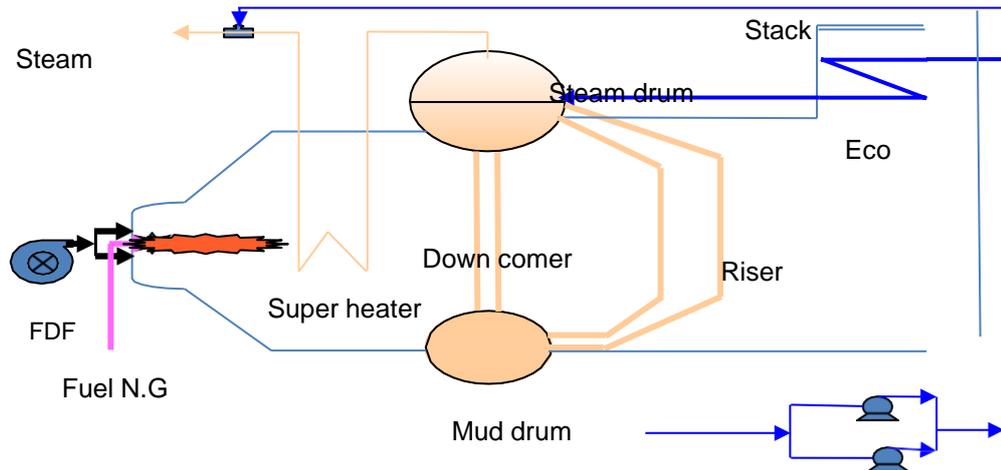
- | | |
|-----------------------------|-----------------------|
| 1. pH pada 25 °C | : 9.5 – 10.5 |
| 2. Total alkilinitas | : 50 – 80 ppm max. |
| 3. Total dissolved solid | : 300 ppm (wt) max. |
| 4. Konduktivitas pada 25 °C | : 150 μ s/cm max. |
| 5. Phosphate | : 6 ppm (wt) |
| 6. Silika | : 2 ppm (wt) |
| 7. Khlorida | : 20 ppm (wt) |

BFW sebagai umpan *Steam SH* pada *Package Boiler Utility* harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- | | |
|------------------------------------|-----------------------|
| 1. pH | : 8.5 – 9.5 |
| 2. O ₂ | : max. 0.007 ppm |
| 3. Konduktivitas | : max. 0.2 μ s/cm |
| 4. Silika sebagai SiO ₂ | : max. 0.02 ppm |
| 5. Total Cu | : max. 0.003 ppm |

6. Total Fe : max. 0.02 ppm

Unit *Package Boiler* ini berfungsi untuk mengolah BFW menjadi *steam* yang selanjutnya akan digunakan pada proses. *Package Boiler* didesain untuk memproduksi *steam superheated* dengan tekanan 82 kg/cm²G dan suhu 480°C sebesar 100 ton/jam yang digunakan sebagai penggerak *Steam Turbine*. *Saturated steam* 86.1 kg/cm²G dengan suhu 300 °C yang dihasilkan dari evaporasi dalam *steam drum* (17-H-401) kemudian dikirim ke *primary superheater*, dimana *saturated steam* dijadikan *superheated steam* hingga suhunya naik menjadi 401°C. *Steam* kemudian dikirim ke *secondary superheater* di mana suhu steam dinaikkan lagi menjadi 480 °C. *Natural gas* yang digunakan sebagai bahan bakar pada kondisi operasi normal disuplai dari Unit *Natural Gas Receiving System*.



Gambar II.8.2. Skema Komponen *Package Boiler*

II.8.3 Waste Heat Boiler

Waste heat boiler didesain untuk menghasilkan *steam* dengan tekanan 80kg/cm² dan kapasitas maksimum 100 ton/jam dengan memanfaatkan gas buangGTG dan pembakaran gas alam untuk penambahan panas.

Steam yang dihasilkan dan dikonsumsi pada Unit *Utility* dan Unit *Urea* terbagi menjadi tiga tipe berdasarkan tekanannya, yaitu:

1. *Steam SH*

Steam SH mempunyai karakter berupa tekanan sebesar 82 kg/cm²G dan suhu 480-490 °C, dihasilkan oleh *Package Boiler Utility* untuk dipergunakan oleh Unit *Urea*. Di samping itu, *steam SH* juga disuplai dari *steam integrasi* (TP-58A). Pada kondisi operasi normal, Unit *Ammonia* dapat mensuplai *steam SH* melalui

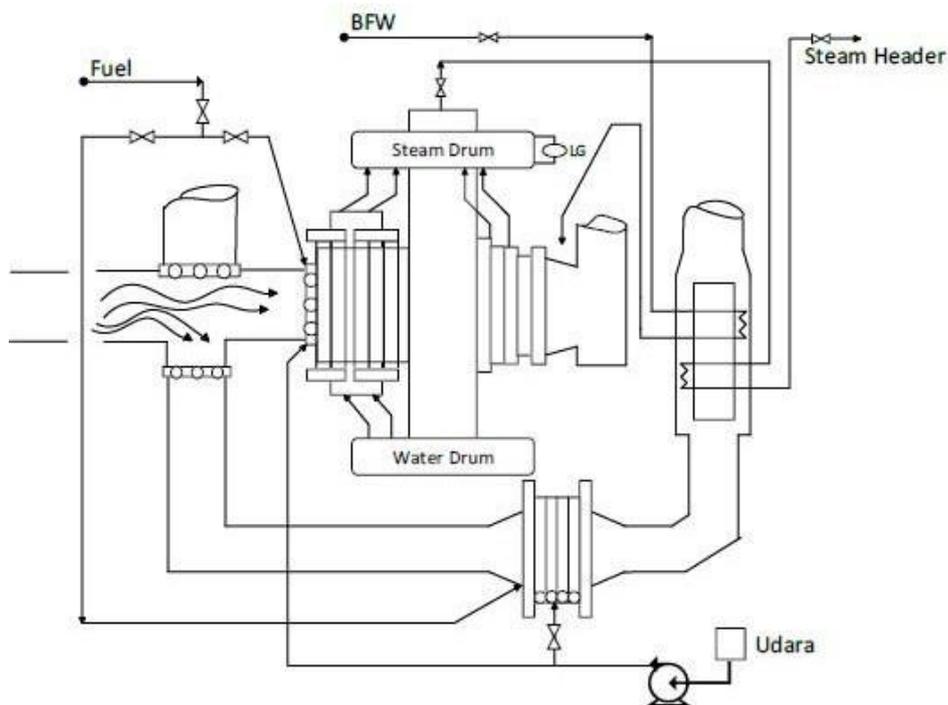
sistem *Let Down Valve* di mana tekanan *steam SHH header* ammonia diturunkan menjadi *steam SH*.

2. *Steam SM*

Steam SM adalah *steam* dengan karakter berupa tekanan sebesar $42 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan suhu $390 \text{ }^\circ\text{C}$ yang dihasilkan unit *utility*, merupakan *letdown Steam SH* melalui *Letdown Valve (17-PV-9021)*. *Steam SM* juga disuplai dari *header Steam SM* dari Unit Ammonia. *Steam SM* dikonsumsi oleh Unit Urea dan *Utility*.

3. *Steam SL*

Steam SL memiliki tekanan sebesar $3.8 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan suhu $260 \text{ }^\circ\text{C}$ yang dihasilkan oleh *utility unit* dan merupakan *letdown Steam SM* ke *Steam SL* melalui sistem *Letdown Valve (17-PV-9022)* yang juga berasal dari *Exhaust Turbine*. *Steam SL* dikonsumsi oleh seluruh pabrik.



Gambar II.8.3. Skema Komponen *Waste Heat Boiler (WHB)*

II.9 Unit *Instrument dan Service Air*

Unit ini berfungsi untuk menyediakan *service air/plant air* dan *instrument air*. Kegunaan dari *service air (SA)* adalah sebagian besar untuk pembersih, sedangkan *instrument air (IA)* adalah untuk menggerakkan instrumen, dimana *instrument air* merupakan udara kering.

Pada operasi normal, udara dari kompresor udara di Unit Ammonia dialirkan ke

receiver. Tekanan di *air receiver* diatur sekitar $8 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Penampung udara ini dilengkapi dengan *condensate trap* untuk mengeluarkan kondensat yang mungkin terkondensasi di *line* dari kompresor. Keluar dari *receiver*, aliran udara dipisahkan menjadi dua, yaitu sebagai *plant air/service air* (SA) dan *instrument air* (IA). SA dapat langsung digunakan, sedangkan IA harus dikeringkan terlebih dahulu.

Udara sebagai IA melalui filter masuk ke dalam *Instrument Air Dryer*. Di dalam *dryer*, uap air yang terkandung di dalam udara diserap oleh alumina aktif sehingga kandungan uap air diharapkan turun sampai *dew point* $-40 \text{ }^\circ\text{C}$ pada tekanan $7 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. *Dryer* akan bekerja berdasarkan analisis kandungan uap air ataupun berdasarkan waktu. Kemudian, udara melalui *after filter* untuk menyaring debu-debu yang tersisa. Selanjutnya udara dapat digunakan sebagai udara instrumen.

Jika ada gangguan pada IA, maka disiapkan *line nitrogen* sebagai pengganti. Nitrogen ini berasal dari Kaltim-1 yang dihasilkan dari ASP dan *air separation unit* (ASU). Pada kondisi operasi normal, *line nitrogen* ini ditutup dan akan terbuka apabila tekanan turun hingga $5 \text{ kg/cm}^2\text{G}$.

II.10 Unit N₂ Generator

Unit N₂ Generator terdiri dari 2 absorber yang berfungsi untuk memproduksi gas N₂. Gas N₂ dapat diperoleh dari udara dan dengan bantuan *Molecular Sieving Carbon* (MSC) *adsorbent* yang mampu menangkap atau menyerap oksigen. Secara umum, MSC *adsorbent* dapat menyerap oksigen pada udara pada kondisi bertekanan (*pressurized*) dan akan melepas oksigen pada kondisi tanpa tekanan (*depressurized*). Secara *overall*, unit ini memiliki tahapan operasi sebagai berikut:

- Adsorpsi

Pada tahap adsorpsi, absorber diberikan tekanan oleh udara sehingga MSC *adsorbent* dapat memisahkan O₂ dari udara yang masuk dengan cara menyerap molekul O₂. Hal ini mengakibatkan udara yang keluar dari absorber memiliki kadar atau konsentrasi gas N₂ yang tinggi.

- Regenerasi

Pada tahap ini, tekanan absorber diturunkan menjadi tekanan atmosfer sehingga MSC *adsorbent* dapat melepas O₂ yang terikat pada tahap adsorpsi. Selama

tahap regenerasi, adsorber di-*purge* oleh sebagian N_2 agar MSC *adsorbent* dapat aktif kembali untuk proses absorpsi selanjutnya.

- ***Pressure Equalization Step***

Diantara 2 tahapan diatas, gas bertekanan yang berasal dari adsorber yang berada pada kondisi regenerasi akan dilepaskan menuju adsorber lainnya melalui *line* yang menghubungkan keduanya sehingga adsorber yang menerima gas bertekanan akan mengalami kenaikan tekanan dan berada pada kondisi operasi adsorpsi.

Selain siklus diatas, unit N_2 *generator* memiliki unit – unit utama sebagai berikut:

1. ***Pre – Filter***

Unit *pre – filter* memiliki fungsi untuk menyaring *service air* (SA) dan menghilangkan kandungan pengotor seperti debu dan udara lembab. Udara lembab tersebut dapat terkondensasikan menjadi air yang nantinya air tersebut terkumpul dalam separator dan akan dibuang.

2. ***Adsorber Tank***

Adsorber *tank* merupakan tempat dimana MSC *adsorbent* bekerja untuk menangkap O_2 dari udara bertekanan yang masuk kedalam *tank*. Pada bagian bawah *tank* terdapat desikan yang berfungsi untuk menyerap kadar air atau *moisture* yang dimiliki oleh *service air* dan MSC *adsorbent*.

3. ***N₂ Receiver Tank***

Gas N_2 yang berasal dari adsorber *tank* memiliki *impurities* dan tekanan yang terus berubah – ubah selama proses adsorpsi. Oleh karena itu, *receiver tank* berfungsi untuk menampung *unstable gas*, menstabilkan tekanan dan *purity* dari produk gas N_2 .

4. ***Product Filter***

Unit ini berfungsi untuk menyaring produk gas N_2 dan menghilangkan debu.

5. ***Blow Silencer***

Blow silencer berfungsi sebagai *silencer* atau peredam suara yang ditimbulkan pada saat pengeluaran sebagian produk gas N_2 .

6. ***Exhaust Silencer***

Sama seperti *blow silencer*, *exhaust silencer* juga berfungsi sebagai peredam suara yang ditimbulkan saat pengeluaran *exhaust gas* yang kaya akan kandungan O_2 pada tahap operasi regenerasi.

II.11 Unit Urea *Formaldehyde* (UF-85)

Unit Urea *Formaldehyde* berfungsi untuk menghasilkan Urea *Formaldehyde Concentrate* 85%. UFC berfungsi untuk meningkatkan *tensile strength* dari urea granul dan menghindari *cracking* urea granul di Unit Granulator. Bahan baku untuk menghasilkan urea *formaldehyde* diantaranya yaitu *methanol*, oksigen dan urea. *Formaldehyde* dihasilkan dari sintesis antara *methanol* (CH₃OH) dengan oksigen (O₂) yang berasal dari udara dengan bantuan katalis *Ferry Molibdate Molybdenum Oxide* (Fe₂(Mo)₂MO₃). Sedangkan, Urea *Formaldehyde* dihasilkandari sintesis *formaldehyde* dengan urea. Adapun spesifikasi bahan baku dan produk adalah sebagai berikut:

- Bahan Baku Utama
 - a. Metanol : 99,85% berat (mineral)
 - b. Urea (NH₂CONH₂) : 65% berat
- Produk Urea *Formaldehyde*
 - a. *Formaldehyde* : 60% berat mineral
 - b. Urea : 25% berat mineral
 - c. Metanol : 0,2% max.
 - d. Asam Formiat : 0,05% max.

Unit UFC-85 ini merupakan suatu unit yang merupakan pabrik tersendiri karena memiliki tahapan persiapan bahan baku, sintesis, dan *finishing* produk serta dilengkapi dengan sistem integrasi panas. Peralatan yang digunakan dan masing-masing fungsinya pada tahap persiapan bahan baku, sintesis, dan *finishing* produk serta penjelasan prosesnya ialah sebagai berikut:

II.11.1 Persiapan Bahan Baku

Peralatan yang digunakan adalah:

- Tangki Metanol (CH₃OH) (2-T-705)

Fungsi : untuk menyimpan/menampung metanol.

Kapasitas : 20,5 m³

- Pompa *Feed* Metanol (2-P-709 A/B)

Fungsi : mengalirkan metanol dari tangki 2-T-705 ke

Methanol Evaporator (2 E-701)

Kapasitas : 7.88 m³/jam

Head : 65 meter.

- *Circulation Blower (2-K-701)*

Blower ini berfungsi untuk mensirkulasikan *recycle gas* dengan *flowrate* 3800 Nm³/jam, tekanan *discharge* 0.406 kg/cm²G. *Flowrate recycle gas* dan *make-up* udara melalui *Blower 2-K-701* dikontrol oleh FICA-7003 yang dipasang pada *Inlet Guide Vanes 2-K-701*.

- *Air Filter (2-F-701)*

Air Filter berfungsi untuk menyaring udara segar masuk ke *Recirculation Blower (2-K-701)*. *Air Filter* didesain untuk menyaring 1370 Nm³/jam udara. Efisiensi penyaringan adalah 96%. Semua debu berukuran di atas 10 mikron dapat ditahan oleh *Air Filter 2-F-701*.

- *Recycle Gas Separator (2-V-701)*

Separator 2-V-701 berfungsi untuk memisahkan kondensat dari aliran gas ke inlet *Blower 2-K-701*.

Kapasitas : 0,72 m³

Tekanan : 2,5 kg/cm²G (design)

Suhu : 100 °C (design)

- *Methanol evaporator (2-E-701)*

Alat ini berfungsi untuk menguapkan *methanol* sebelum *methanol* tersebut dikontakkan dengan udara sebelum memasuki reaktor formaldehid (2-R-701). Alat ini bertipe *kettle heat exchanger* dimana *methanol* diuapkan dengan *steam* yang mengkondensasi. Level *methanol* dijaga konstan dengan sebuah *level control valve (LV-7001)* yang dikontrol oleh LICA-7001, dimana apabila level di *methanol evaporator* terlalu tinggi, sistem *safety interlock trip LA-7002 HH* akan menghentikan aliran *methanol* ke *methanol evaporator*.

- *Process Gas Heater (2-E-702)*

Process Gas Heater berfungsi untuk memanaskan *process gas* dari suhu 88 °C menjadi 200 °C sebelum masuk *Formaldehyde Reactor (2-R-701)*. Pemanas yang digunakan di 2-E-702 adalah oli penukar panas.

II.11.2 Sintesis Formaldehid

Sintesis formaldehid terjadi di reaktor *Formaldehyde (2-R-701)* yang dilengkapi dengan oli pendingin. Bahan baku yang digunakan adalah metanol yang telah dirubah

menjadi fase uap dan udara yang terlebih dahulu dicampur dengan gas *recycle* (gas output dari absorber). Tujuan pencampuran udara dengan gas *recycle* ini untuk menjaga fraksi mol oksigen terlarut sebesar 10- 12%, dengan tujuan menjaga agar fraksi oksigen pada reaktor tidak mencapai *flammibility* limit. Reaksi utama yang terjadi adalah sebagai berikut:



Reaksi samping yang terjadi adalah reaksi oksidasi lebih lanjut dikarenakan sebagian kecil formaldehid yang terbentuk teroksidasi lagi menjadi asam formiat dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Disamping itu juga terbentuk sebagian kecil dimetileter. Reaksi ini merupakan reaksi eksotermis kuat. Untuk mencegah terjadinya reaksi ini maka panas reaksi harus diambil selama reaksi berlangsung dengan transfer panas dari *tube* katalis ke suatu *shell side* yang berisi oli penukar panas yang mengelilingi *tube* katalis.

Alat-alat yang digunakan dalam sistem oli penukar panas yaitu:

1. *Oil Separator* (2-V-702)

Oil Separator berfungsi untuk memisahkan uap air dan oli setelah keluar dari reaktor. Uap keluar separator berkontak dengan oli yang terkondensasi (dari penukar panas E-702 dan E-701) di dalam tumpukan ring untuk menjenuhkan uap oli dengan sempurna.

2. *Tail Gas Heater* (2-E-710)

Fuel Gas Heater berfungsi untuk memanaskan seluruh *tail gas* dari suhu 39 °C ke 250 °C dengan cara mengkondensasikan uap oli penukar panas pada suhu 280 °C.

3. *Oil Vent Condensor* (2-E-704)

Penukar panas 2-E-704 berfungsi mengkondensasikan uap oli penukar panas dengan media pendingin *cooling water* pada *Safety Valve* SV-7004/7003 yang membuka akibat tekanan berlebihan di dalam sistem oli. Hasil kondensasi dikembalikan ke *oil tank* (2-T-702).

4. *Start-Up Oil Pump* (2-P-702)

Pompa 2-P-702 digunakan untuk mengalirkan oli dari *oil tank* (2-T-702) ke sisi *shell* (2-R-701) selama *start-up* pabrik pada kapasitas penuh pompa sebesar 13 m³/jam dan tekanan *discharge* sekitar 3.4 kg/cm²G. Pompa ini juga

dapat digunakan pada kapasitas rendah dengan resirkulasi oli yang melewati *Oil Start-Up Heater* (2-E-713) selama operasi normal.

5. *Oil Tank* (2-T-702)

Tangki 2-T-702 berfungsi sebagai tempat penyimpanan semua oli penukar panas yang digunakan di Unit UF.

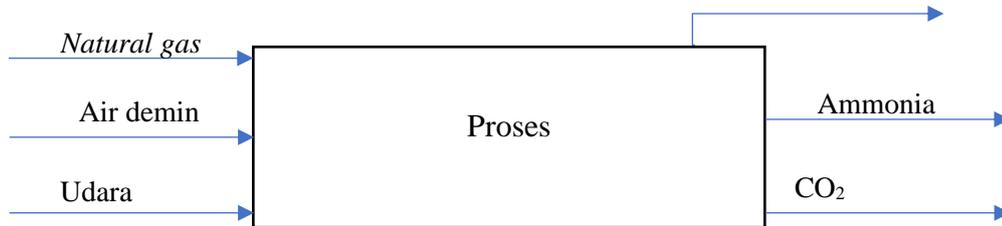
II.11.3 *Finishing Product*

Arus keluar reaktor yang terdiri dari formaldehid, oksigen sisa, metanol sisa, dan gas inert dialirkan ke absorber (2-C-701) untuk diambil formaldehidnya. *Solvent* yang digunakan adalah urea yang didapat dari unit urea pabrik-4. Absorber beroperasi pada *bottom pressure* dengan tekanan sebesar $0,18 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan dengan suhu operasi dijaga pada *range* $71-74 \text{ }^\circ\text{C}$. Selisih *bottom pressure* dan *top pressure* (ΔP) dijaga pada *range* $0,09-0,093 \text{ kg/cm}^2\text{G}$, beda tekanan diukur menggunakan *Pressure Differential Integral* (PDI). Absorber dilengkapi dengan tumpukan *packing* (*packed bed*), pada bagian bawah terdiri dari dua tumpukan *packing* yang masing-masing dilengkapi dengan sebuah *2 inc packing slot ring stainless steel*. Bagian atas absorber dilengkapi dengan *12 valve caps trays* dan satu buah *packed bed* pada puncaknya. Sistem absorber seluruhnya terbuat dari *stainless steel* agar tahan terhadap korosi. Arus keluar dari absorber dialirkan ke tangki penyimpanan urea formaldehid dan kemudian dialirkan ke unit urea.

BAB III UNIT AMMONIA

III.1 General Overview

Ammonia dapat diproduksi dengan mereaksikan gas sintesa yang mengandung H_2 dan N_2 dengan rasio 3 : 1. Selain H_2 dan N_2 , gas sintesa juga mengandung gas inert yang tidak ikut bereaksi seperti Argon. Adapun gas H_2 berasal dari *hydrocarbon* yang terdapat pada *natural gas*. Selain gas H_2 , terdapat pula gas N_2 yang berasal dari udara bebas. Berikut adalah gambaran umum dari proses produksi ammonia.



Gambar III.1.1. Gambaran Umum Proses Produksi Ammonia

Kaltim – 4 sendiri memiliki kapasitas produksi sebesar 1000 MTPD. Secara detail, Kaltim – 4 dapat dioperasikan dalam dua kasus. Rincian kasus tersebut adalah sebagai berikut.

1. Operasi untuk memproduksi ammonia 1000 MTPD
Dalam operasi ini, *purge gas*, *let-down gas*, dan *inert gas* digunakan sebagai bahan bakar untuk seksi *reforming*
2. Operasi untuk memproduksi ammonia 1180 MTPD
Dalam operasi ini, *purge gas*, *let-down gas*, dan *inert gas* dikirim menuju unit HRU yang berlokasi di Kaltim – 2 dan H_2 yang diperoleh dari proses di HRU akan dikirimkan kembali menuju Kaltim – 4.

Spesifikasi Raw Materials

Untuk memproduksi ammonia, Kaltim – 4 memerlukan bahan baku seperti *natural gas*, *process air*, dan *steam* yang berasal dari unit utilitas. Berikut adalah rincian komposisi dari *natural gas* yang digunakan Kaltim – 4 sebagai bahan baku proses produksi ammonia.

Tabel III.1.1. Komposisi Natural Gas

Komposisi	Design (dry basis)	Minimum	Maksimum
CH_4	83,72 % vol	80,23 % vol	90,01 % vol
C_2H_6	5,4 % vol	3,48 % vol	6,58 % vol
C_3H_8	2,88 % vol	2,28 % vol	4,14 % vol
i- C_4H_{10}	0,55 % vol	0,34 % vol	0,73 % vol
n- C_4H_{10}	0,62 % vol	0,55 % vol	0,87 % vol
i- C_5H_{12}	0,21 % vol	0,19 % vol	0,33 % vol
n- C_5H_{12}	0,14 % vol	0,12 % vol	0,19 % vol
C_6H_{14}	0,12 % vol	0,09 % vol	0,29 % vol
C_7H_{16}	0,15 % vol	-	-

CO ₂	6,13 % vol	2,64 % vol	10 % vol
N ₂	0,08 % vol	0,01 % vol	0,11 % vol
Hg	300 ppb	-	-
S (H ₂ S)	-	5 ppm	50 ppm
S organik	0	-	-
Moisture	20 Lb/MMSCF	-	-
LHV	9181 Kcal/Nm ³	-	-
Dengan kondisi <i>battery limit</i> :			
Limit tekanan	: 24 – 32 Kg/cm ² G		
Temperatur	: 20 – 30 °C		

Selain *natural gas*, terdapat pula *product gas* yang berasal dari unit HRU yang memiliki spesifikasi sebagai berikut.

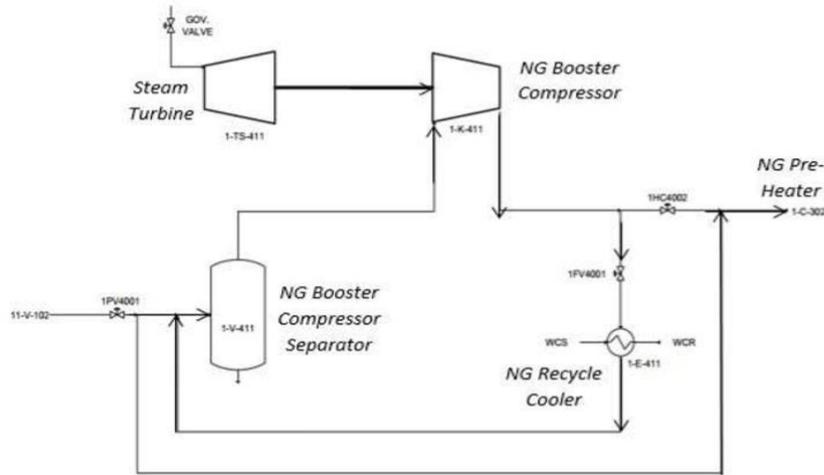
Tabel III.1.2. Komposisi *Product Gas* dari Unit HRU

Komposisi	<i>Dry basis</i>
H ₂	88,03 % vol
CH ₄	0,8 % vol
N ₂	9,95 % vol
Air	1,22 % vol
Dengan kondisi <i>battery limit</i> :	
Tekanan	: 72 Kg/cm ²
Temperatur	: 15 °C

III.2 Pemurnian *Raw Materials*

Sebelum diolah menjadi produk berupa ammonia, *natural gas* yang digunakan sebagai bahan baku produksi akan dimurnikan dari *impurities* yang dapat mengganggu hingga merusak dari peralatan produks. Adapun *impurities* yang dimaksud adalah sulfur. Sulfur dapat mengganggu katalis yang ditandai dengan adanya “*hotspot*” pada *tube – tube* unit *reformer*. Untuk itu, terdapat *desulphurizer* yang berfungsi untuk menghilangkan kandungan sulfur yang terdapat pada *natural gas*.

III.2.1 Unit *Natural Gas Compressor*



Gambar III.2.1. Diagram Alir Proses pada Unit NG Compressor

Dari gambar diatas , beberapa peralatan dan proses pada unit NG Compressor adalah sebagai berikut :

a. NG Booster Compressor Separator (1-V-411)

Natural gas (NG) dari SKG Pertamina dengan tekanan $\pm 24 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{G}$ (suhu 20°C), masuk ke NG Booster Compressor Separator dimana tekanannya dikontrol oleh PIC-4001 (Pressure Indicator Controller-4001). Fungsi utama NG Booster Compressor Separator adalah memisahkan campuran *liquid-gas* sehingga tidak ada *carry over* fase *liquid* ke aliran gas yang masuk NG Booster Compressor (1-K-411). Adanya *liquid* pada kompresor akan merusak sudu-sudu dari kompresor. Tekanan keluaran NG Booster Compressor Separator adalah $\pm 22 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{G}$.

b. Steam Turbine untuk NG Booster Compressor (1-TS-411)

Steam turbine berfungsi untuk menggerakkan kompresor 1-K-411. Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah SM Steam bertekanan $41 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{G}$ (385°C) dengan tipe *back press turbine* sehingga *outletnya* berupa SL Steam bertekanan $3,5 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{G}$ (238°C). Cara kerja *steam turbine* dapat digambarkan sebagai perubahan energi termal/potensial yang ada pada *steam* menjadi energi kinetik dan selanjutnya energi kinetik tersebut dipakai untuk memutar *blades* (sudu- sudu) dari turbin.

c. NG Booster Compressor (1-K-411)

Hasil dari NG Booster Compressor Separator dialirkan ke NG Booster Compressor. Dengan alat ini, tekanan NG dapat dinaikkan dari $\pm 22 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{G}$ menjadi 43

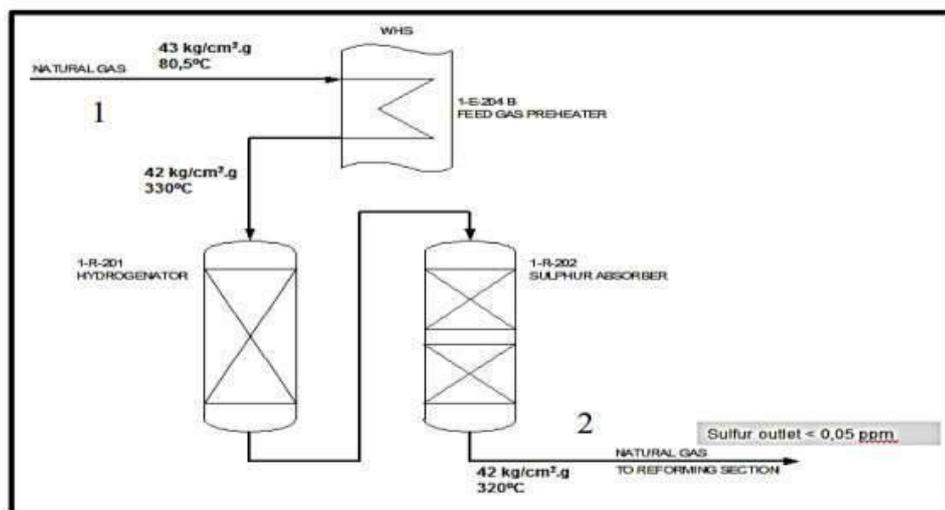
kg/cm^2 .G. Proses kompresi ini mengakibatkan suhu naik menjadi 82°C . Tekanan *discharge* pada kompresor dikontrol oleh PIC-4003 dengan mengatur *speed* dari turbin 1-TS-411 dimana nilai *speed* dapat dibaca pada SI-4001. Kompresor dilengkapi dengan sistem *antisurging* dengan cara mengembalikan sebagian gas dari *discharge* ke *suction* sehingga kompresor terhindar dari keadaan (suatu fenomena dimana tekanan naik dan turun dengan tidak teratur) yang dapat menyebabkan kerusakan serius pada kompresor dan dapat menyebabkan berhentinya proses produksi (Sudharto, 2012).

d. NG *Recycle Cooler* (1-E-411)

Hasil dari NG *Booster Compressor* dialirkan ke NG *Recycle Cooler*. Aliran *recycle* yang berfungsi untuk mencegah *surging* didinginkan di 1-E-411 agar suhunya sama dengan suhu pada aliran masuk ke NG *Booster Compressor Separator*.

III.2.2 Unit *Desulphurizer*

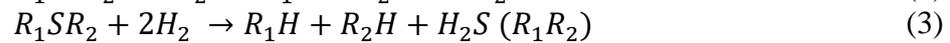
Sulfur yang terdapat pada *natural gas* harus dihilangkan terlebih dahulu agar tidak merusak katalis yang terdapat pada *primary reformer* dan *low temperature shift*. Oleh karena itu, *natural gas* yang mengandung senyawa H_2S dan sulfur organik akan diproses melalui *hydrogenator* (1-R-201) dan sulfur *absorber* (1-R-202). Pada *hydrogenator*, sulfur organik (R – S) yang terkandung dalam *natural gas* akan diubah menjadi sulfur anorganik (H_2S) dengan bantuan katalis *cobalt – molybdenum*. Selanjutnya, kandungan sulfur pada *outlet hydrogenator* akan diserap oleh ZnO yang terdapat pada sulfur *absorber*. Gas yang keluar dari unit *desulphurizer* diharapkan memiliki kandungan sulfur sebesar 0,05 ppm.



Gambar III.2.2. Diagram Alir Proses pada Unit Desulfurisasi

- *Hydrogenator* (1-R-201)

Sebelum memasuki *hydrogenator*, *feed natural gas* akan dipanaskan terlebih dahulu. Proses pemanasan ini berlangsung di *exchanger* 1-E-204 B yang memanfaatkan panas buang dari pembakaran *primary reformer*. Proses pemanasan dilakukan agar *natural gas* memiliki temperatur yang optimal. Setelah dipanaskan hingga mencapai suhu 330 °C, *natural gas* yang mengandung sulfur organik kemudian memasuki *hydrogenator* dan akan bereaksi menjadi sulfur anorganik dengan bantuan katalis *cobalt – molybdenum*. Berikut adalah reaksi – reaksi yang terjadi di *hydrogenator*:



Dengan

R	: <i>hydrocarbon</i> radikal
RSH	: <i>CH₄S methyl merchoptane</i>
R ₁ R ₂ SSR	: <i>C₂H₆S₂ methyl desulfied</i>
R ₁ SR ₂	: <i>C₂H₆S ethyl merchaptane</i>
(CH) ₄ S	: <i>Thiophene</i>
COS	: <i>Carbonil sulfide</i>

- Sulfur *absorber* (1-R-202)

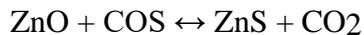
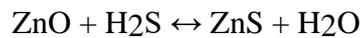
Setelah melalui proses di *hydrogenator*, kandungan sulfur pada H₂S akan diserap oleh ZnO. Penyerapan H₂S dilakukan karena sulfur bersifat racun bagi katalis nikel (Ni), cuprum (Cu), dan Fe₃O₄. Temperatur *inlet* sulfur adsorber dijaga di *hydrogenator* sebesar 330°C, dengan mengatur *bypass natural gas* yang melewati NG *preheater*. *Bypass* ini dikontrol oleh TIC-2007 yang akan membuka ketika suhu *inlet* *hydrogenator* mulai naik dari temperatur normalnya. Tekanan di unit desulfurisasi diatur oleh PIC-2001 untuk menjaga tekanan 38 kg/cm².G di *primary reformer*. *Controller* ini akan mengatur dan mengembalikan tekanan ke normal (sesuai setting) dengan membuang gas melalui *vent* ke atmosfer.

Ada 2 macam katalis yang digunakan di desulfurizer, yaitu :

1. Katalis ZnO (C7-2)

Bentuk	: Cylindrical extrudates
Ukuran diameter dan Panjang	: 3-4 mm dan 4-8 mm
Komposisi katalis	: ZnO > 99%, Al ₂ O < 1%, dan As < 5 ppm
Temperatur Operasi	: Ambient to 840°F(450°C)
Bulk density (kg/l)	: 1 kg/l
Umur katalis	: 1,5 tahun
Penyerapan maksimum	: 39 kg S/100 kg katalis

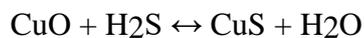
Zinc oxide ini beroperasi normal pada temperatur $\pm 330^{\circ}\text{C}$ dan dapat bereaksidengan H₂S serta *carbonil sulphide* (COS) dengan reaksi kesetimbangan sebagai berikut :



2. Katalis Cu (ST – 101)

Bentuk	: Cylindrical
Tipe Katalis	: Berbasis Cu
Ukuran	: 4 x 3 mm
Umur katalis	: 1,5 tahun
Temperatur Operasi	: 120-440°C

Fungsi utama katalis Cu adalah mengabsorb senyawa sulfur organik dan anorganik yang lolos dari bed sebelumnya dengan reaksi :



Yang menyebabkan senyawa sulfur bisa lolos adalah adanya kandungan H₂O yang menyebabkan terhidrasinya ZnS membentuk H₂S dan adanya kandungan CO₂ yang bereaksi dengan ZnS membentuk COS serta kurangnya kadar gas H₂ di *inlet* hidrogenator sehingga proses reaksi perubahan senyawa sulfur organik menjadi anorganik menjadi terhambat. Jika terdeteksi absorpsi sulfur tidak efisien, kemungkinan *absorption mass* terbebani penuh dengan sulfur atau karena hidrokarbon mengandung uap air. Jika *absorption mass* telah penuh dengan sulfur, katalis harus diganti. Tanda-tanda absorpsi sulfur tidak efisien adalah naiknya kandungan sulfur pada gas keluaran sulfur adsorber, hal ini bisa dilihat dari analisa laboratorium atau

melalui *online analyzer* AI-2001 dimana *range* operasi 0-0,1 ppm vol, normal operasi < 0,05 ppm vol., dan *high alarm* 0,05 ppm vol.

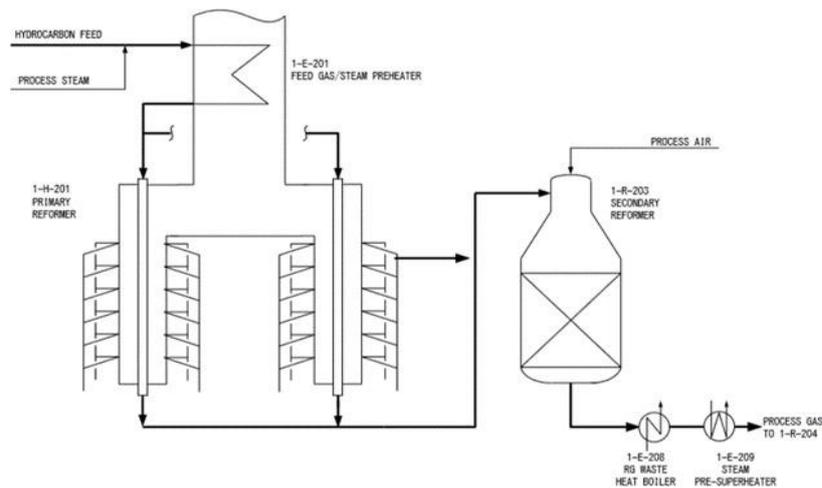
Flow NG yang melalui seksi desulfurisasi dikontrol oleh *flow controller* FIC-2001. Fungsi utama FIC- 2001 adalah untuk mengontrol *flow* NG yang masuk ke *primary reformer* sesuai dengan set *point*nya. PIC-2001 digunakan untuk menjaga tekanan 38-41,5 kg/cm².G di *primary reformer*.

Parameter atau kinerja proses Unit Desulfurisasi adalah

- Tekanan Normal 42 kg/cm²
- Temperatur Minimal 310°C, Normal 330°C, Maksimal 350°C.
- Sulfur Normal 10 ppb, Maksimal 50 ppb.

III.3 Persiapan *Synthesis Gas*

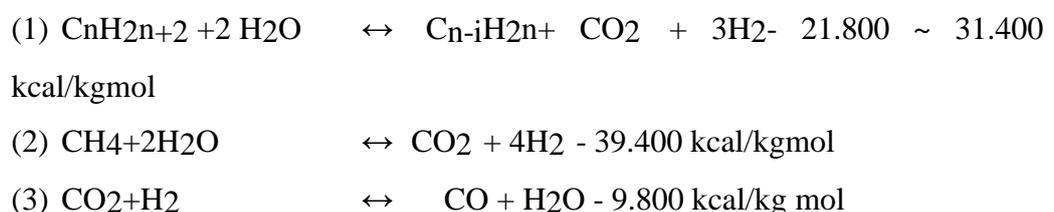
Pada seksi sintesis gas, *natural gas* yang telah dihilangkan kandungan sulfurnya diubah menjadi *reforming gas* oleh reaksi *reforming* katalitik antara campuran hidrokarbon dan *steam* dengan tambahan udara. Terdapat dua unit utama pada seksi *reformer* ini, yaitu *Primary Reformer* dan *Secondary Reformer*.



Gambar III.3.1. Diagram Alir Proses Unit *Reformer*

III.3.1. *Primary Reformer*

Reaksi di *Primary Reformer* :



Campuran hidrokarbon dengan *steam* dipanaskan terlebih dahulu di *feed gas preheater* hingga temperatur $510^{\circ}\text{C} - 535^{\circ}\text{C}$ sebelum masuk ke *primary reformer*. Sumber panas dari *primary reformer* untuk ketiga reaksi endotermis di atas adalah pemanasan tidak langsung (radiasi) dari *burner* dengan bahan bakar yang terdiri dari dua *fuel* yaitu *primary fuel* dan *supplementary fuel*. *Primary fuel* dari *burner* adalah *natural gas* yang dicampur dengan MDEA *flash* dari HP *flash drum*. *Supplementary fuel* dari *burner* adalah *mix gas* yang terdiri dari *let down gas*, inert gas, dan *purge gas* yang sebelumnya telah dipanaskan pada *mix gas preheater* apabila gas tersebut tidak dikirim ke unit *Hydrogen Recovery Unit* (HRU) untuk kapasitas *rate* 1000 MTPD.

Primary reformer didisain untuk dioperasikan pada rasio *excess air* 5%. *Excess air* diatur dengan memakai *primary air register* pada tiap *burner* atau dengan mengatur aliran udara dalam *furnace*. *Output* dari *primary reformer* mengandung CH_4 11 % jika *mix gas* (*purge gas*, *letdown gas* dan inert gas) dikirim ke *reformer* sebagai *fuel*, dengan temperatur *outlet* $+ 825^{\circ}\text{C}$ (1000 MTPD case) dan mengandung CH_4 13 % dengan temperatur *outlet* 800°C , jika *purge gas*, *letdown gas*, dan inert dikirim ke HRU (1180 MTPD case). CH_4 ini sengaja dilepaskan tanpa diubah menjadi *reforming gas*, yang disebut dengan *methane leak*. *Methane leak* bertujuan untuk mengirim *methane* ke *secondary reformer* untuk mengontrol temperaturnya supaya tidak *over heating*. Perbedaan % *methane leak* pada dua metode pengiriman *purge gas*, inert dan *let down gas*, ini didasarkan pada perbedaan kapasitas operasi. Ketika pabrik amonia beroperasi pada kapasitas 1180 MTPD, kandungan *methane leak* dibuat 2% lebih tinggi yaitu sekitar 13%, ini dimaksudkan untuk mengimbangi penambahan udara di *secondary reformer*, yang diakibatkan adanya penambahan gas N_2 di seksi NH_3 Converter untuk tetap menjaga ratio H_2/N_2 tetap 2,8-3 mole/mole. Katalis pada *primary reformer* dibagi menjadi dua bagian, yaitu bagian atas (*prereduced catalyst*) dan bagian bawah (NiO).

- Bagian Atas

Prereduced R-67-R-7H, untuk menurunkan total waktu yang dibutuhkan untuk proses pengaktifan katalis (reduksi katalis) sejak *initial start up*. *Prereduced* maksudnya pada saat loading sebagian kecil katalis sudah dalam kondisi tereduksi. Hal ini dimaksudkan selain fungsinya yang telah disebutkan di atas, juga berfungsi untuk mempercepat reaksi CH_4 dan H_2O membentuk CO_2 dan H_2 di bagian atas *tube* katalis.

- Bagian Bawah

Basis dari katalis adalah NiO. Bentuk aktif dari katalis ini adalah Ni. Pada *primary reformer*, rentan terjadinya fenomena *carbon formation* atau pembentukan karbon yang harus dihindari. Peristiwa *carbon formation* pada permukaan katalis dapat menaikkan *pressure drop* katalis. Terjadinya *carbon formation* hingga bagian dalam katalis akan menurunkan keaktifan katalis dan *mechanical strength* katalis, dan *carbon formation* dapat menimbulkan hot spot pada permukaan *tube* katalis. Adapun peristiwa *carbon formation* adalah sebagai berikut.



Faktor yang menyebabkan terjadinya *carbon formation* adalah:

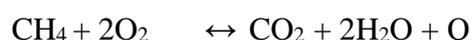
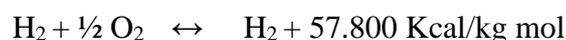
- *Heat flux* yang tinggi pada katalis bagian atas.
- *Natural gas* mengandung konsentrasi hidrokarbon yang tinggi seperti *olefine*.
- Aktivitas katalis yang rendah.
- Temperatur *primary reformer* (510°C hingga 535°C)

Karena *methane* (CH₄) merupakan inert gas di proses amonia sintesis, maka diusahakan kandungan *methane* pada *synthesis gas* adalah serendah mungkin. Kandungan *methane* di *synthetic gas* tergantung reaksi kesetimbangan.



III.3.2. Secondary Reformer

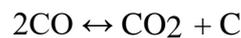
Reforming gas dari *primary reformer* dicampur dengan udara di *secondary reformer*. Reaksi eksotermis dimanfaatkan sebagai pembakaran (*firing*) terjadi di bagian atas *secondary reformer* dan menyebabkan kenaikan temperatur yang tinggi. Gas proses dari ruang pembakaran mengalir ke bawah melalui bed katalis dimana reaksi reforming terakhir terjadi dengan memanfaatkan panas hasil pembakaran. Reaktor berfungsi untuk mendapatkan N₂ dengan memasukkan udara (O₂ + N₂) dan akan terjadi reaksi eksotermis di bagian atas *secondary reformer* sebagai berikut :



Panas hasil reaksi di atas digunakan untuk mereaksikan sisa CH₄ dari *primary*

refomer, dimana temperatur *reforming gas* pada *outlet secondary reformer* adalah 1001-1012°C dengan kandungan *methane* sebesar 0,3 mol (*dry*). Rasio antara umpan *natural gas* dan udara proses dimonitor oleh FFI-2001, yang memberikan indikasi tidak langsung rasio H/N. Selama normal operasi, rasio umpan *natural gas* dan udara proses harus didalam *range* 0,582-0,760 Nm³/Nm³, dengan nilai yang pasti tergantung dari komposisi *natural gas*.

Terjadinya *carbon formation* di *outlet secondary reformer* bisa terjadi karena aliran *outlet secondary reformer* masih mengandung CO sebanyak 7,5 – 8,5 % *mol dry*, dengan reaksi :



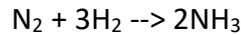
Batas temperatur reaksi terendah adalah 650°C, karena reaksi akan menjadi sangat lambat pada temperatur rendah. Oleh karena itu, *range* temperatur di atas harus dilewati secepat mungkin, dengan cara pendinginan gas *outlet secondary reformer* melalui RG *waste heat boiler* dan *steam presuperheater*, dimana panas yang ditransfer digunakan untuk menghasilkan *steam* dengan tekanan tinggi.

Katalis yang digunakan pada *secondary reformer* adalah Nikel, dengan penyangga *bed* katalis adalah lapisan *alumina lump*. *Alumina lump* dan *alumina tiles* ditempatkan di bagian atas *bed* katalis untuk menahan dan melindungi katalis dari api secara langsung. Di bagian bawah, terdapat *dome* yang berfungsi sebagai penahan dan filter agar katalis tidak terikut keluar bersama *reformed gas*.

Katalis nikel mulai mengalami *sintering* pada *range* temperatur 1400- 1500°C. Katalis yang telah aktif tidak boleh kontak dengan udara pada temperatur diatas 100°C karena mampu menghasilkan panas secara spontan. Karena panas ini, oksidasi tidak dapat dihilangkan dari *secondary reformer*, hal ini dapat menyebabkan terjadinya *overheating* dan merusakkan pada katalis.

Temperatur *outlet secondary reformer* dijaga pada temperatur 1001⁰C (1180 MTPD *case*) atau 1012⁰C (1000 MTPD *case*) dengan mengontrol bukaan *bypass valve* di process *air preheater* (1-E-202 B). Sebelum memasuki *secondary reformer*, udara dipanaskan terlebih dahulu di *process air preheater* A dan B. Jika suhu udara pada *inlet secondary reformer* terlalu tinggi, *valve bypass* akan membuka lebih lebar, atau jika suhu udara pada *inlet* terlalu rendah, bukaan *valve bypass* akan dikurangi. *Methane leak* dari *secondary reformer* dijaga pada 0,3% dengan mengontrol suhu *outlet secondary reformer* antara 1001-

1012⁰C. Ratio H₂ / N₂ didalam *make up gas* ke *synthesis loop* harus dalam kisaran 2,9 – 3. Rasio ini berkaitan dengan rasio *natural gas feed* / *process air* sekitar 0,67 Nm³/ Nm³ di *secondary reformer* pada *case* operasi tanpa gas hidrogen impor. Rasio H₂:N₂ dijaga sebesar 1:3 sesuai dengan reaksi sintesis ammonia, yaitu:

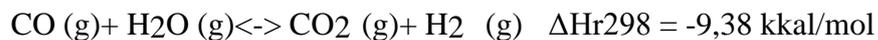


Perubahan kecil rasio H₂ / N₂ didalam *make up gas* *synthesa loop* ammonia akan berpengaruh sangat besar terhadap rasio di loop. Oleh karena itu apabila merubah rasio gas/udara harus dilakukan secara bertahap.

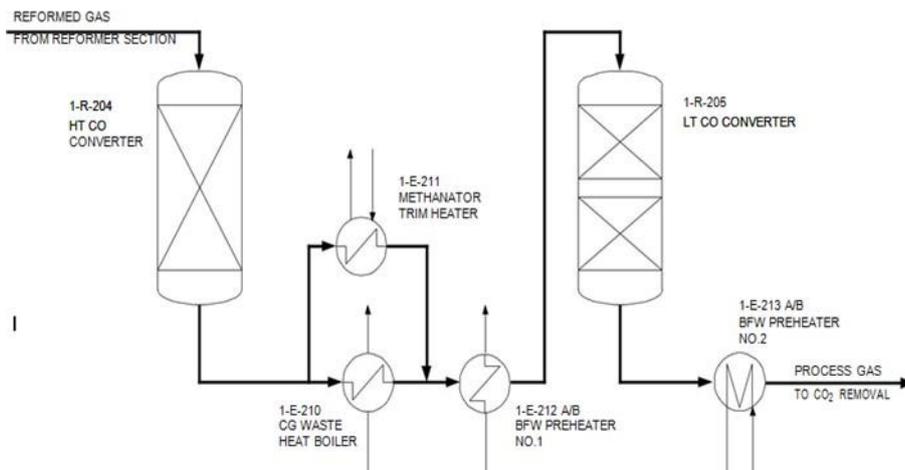
III.4 Permurnian *Synthesis Gas*

III.4.1. *Gas Shift Converter*

Senyawa CO tidak dapat dipisahkan oleh larutan MDEA yang digunakan pada CO₂ absorber. Oleh karena itu CO diubah terlebih dahulu menjadi CO₂ pada unit *shift converter*. Reaksi yang terjadi pada *shift converter* adalah sebagai berikut:



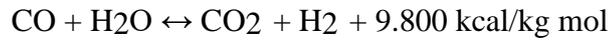
Reaksi *shift* merupakan reaksi eksotermis. Untuk mencapai konversi yang tinggi, reaksi harus berlangsung pada temperatur yang rendah agar kesetimbangan bergeser ke arah pembentukan CO₂. Namun, pada temperatur yang rendah kecepatan reaksi akan rendah. Oleh karena itu, berdasarkan pertimbangan kinetis dan ekonomis, maka reaksi *shift* dibagi menjadi 2 tahap, yaitu *high temperature shift converter* dan *low temperature shift converter*. Berikut adalah konfigurasi dari *CO converter system*:



Gambar III.4.1. Diagram Alir Proses Unit *Gas Shift Converter*

III.4.1.1. High Temperature Shift Converter

High temperature shift (HTS) converter memiliki tujuan utama yaitu untuk merubah kandungan CO dalam gas proses menjadi CO₂. Reaksi yang terjadi pada HTS *converter* adalah sebagai berikut:



Reaksi di atas terjadi pada $T = 360^\circ - 460^\circ\text{C}$, $P = 42 \text{ kg/cm}^2\text{G}$, dengan katalis *based iron oxide* dengan promoter *chromium oxide*. Katalis ini diisikan dalam keadaan teroksidasi. Reduksi katalis dilakukan secara otomatis dengan bantuan gas H₂ selama *start up* seksi *reforming*. Dengan kata lain, gas H₂ yang dipakai untuk mereduksi katalis di *primary reformer* juga dialirkan ke HTSC untuk mereduksi Fe₂O₃ menjadi Fe₃O₄.

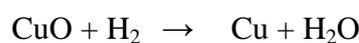
III.4.1.2. Low Temperature Shift Converter

Low temperature shift (LTS) converter memiliki tujuan utama untuk mengkonversi sisa CO dari HTS menjadi CO₂ pada temperatur rendah (200-226 °C). Setelah keluar HTS *converter*, gas proses didinginkan di CG WHB (1-E-210), *methanator trim heater* (1-E-211) dan BFW *preheater* no.1 (1-E-212 A/B). Temperatur inlet LTS *converter* (1-R-205) dapat diatur oleh *bypass* gas proses di 1-E-212 A/B (TIC-2044).

Kinerja katalis juga dapat dipastikan melalui sampel SC-2008 di *outlet bed* pertama, dan dari *outlet* LTS 1-R-205. Konsentrasi CO yang lolos dinyatakan oleh AI-2005 yang dilengkapi *high alarm* untuk acuan pengaturan temperatur *inlet* 1-R-206 melalui TIC-2044. Katalis yang digunakan terbagi dalam dua bed berikut:

- *Bed I* : LK-821-2 dengan *layer chromium based*, sebagai pengaman terhadap *chlorine*.
- *Bed II* : LK-821-2 terdiri dari *copper oxide*, *zinc* dan *chromium* atau *aluminium* / Cu O, Zn, Cr, Al.

Pengaktifan katalis pada temperatur 150°C – 200°C menggunakan sirkulasi H₂ dengan konsentrasi H₂ sekitar 0,2 – 2%. Selama proses reduksi katalis, akan terjadi reaksi:



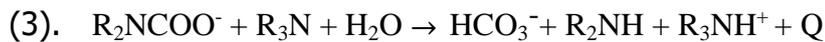
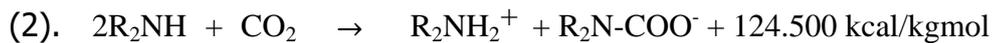
Katalis yang panas tidak boleh kontak dengan air, karena akan merusak katalis (disintegrasi). Racun katalis ini adalah: *sulphure*, *chloride*, dan *silica*.

III.4.2. CO₂ Removal

Seksi CO₂ removal memiliki tujuan utama yaitu untuk menyerap gas CO₂ yang merupakan hasil konversi CO dari seksi gas *shift konverter* sebelum memasuki seksi metanasi. Seksi CO₂ removal terdiri dari dua unit, yaitu absorpsi CO₂ dan *stripping* CO₂.

III.4.2.1. Absorpsi CO₂

Fungsi utama dari unit absorpsi CO₂ adalah untuk menyerap kandungan CO₂ dalam sintesa gas dengan menggunakan larutan MDEA. Reaksi absorpsi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Adapun komposisi dari MDEA yang diterima dari *supplier* adalah sebagai berikut :

- | | |
|--|-------------|
| (1). 2,2 Methyl diethanol amine | : 72 – 97 % |
| (2) Piperazine (R ₂ NH) sebagai aktivator/katalis | : 2 – 18 % |
| (3). Air | : 1-10% |

Piperazine digunakan sebagai aktivator yang berfungsi sebagai katalis untuk melangsungkan reaksi (1), dengan cara menurunkan tekanan parsial gas CO₂. Mekanisme penurunan tekanan parsial gas CO₂ melalui reaksi antara gas CO₂ dengan *piperazine* sebagaimana ditunjukkan oleh reaksi (2) diatas. Mekanisme penurunan tekanan parsial gas CO₂ melalui reaksi antara gas CO₂ dengan *piperazine* sebagaimana ditunjukkan oleh reaksi (2) diatas, dengan membentuk R₂NCOOH. Hal ini mengakibatkan tekanan parsial dari CO₂ lebih rendah, yang berarti semakin banyak CO₂ yang terlarut.

Reaksi (2) berlangsung dalam tempo cepat dan reaksi (3) berlangsung lebih lambat dan menghasilkan H₂CO₃ (asam karbonat). Sedangkan aktivator akan kembali sebagai senyawa R₂NH. Kandungan gas CO₂ pada *outlet* bagian atas *absorber* 1-C-302 adalah < 500 ppm. Proses absorpsi di unit CO₂ removal ini menggunakan 2 stage yang menggunakan aliran *lean* dan *semi lean*. Data dan komposisi serta kondisi operasi masing-masing aliran ini adalah sebagai berikut.

a. Semi Lean

Kapasitas <i>semi lean</i>	:	1432 ton/jam
Suhu	:	80°C



Komposisi:

• CO ₂	:	Max 6,1% wt
• CO+H ₂ +N ₂ +CH ₄ +Ar	:	0 %
• MDEA	:	35,1 % wt
• <i>Piperazine</i>	:	2,8 % Wt
• H ₂ O	:	57,0 % wt

b. *Lean*

Dialirkan ke bagian atas *absorber* 1-C-302 menggunakan pompa 1-P-302A/B dengan:

Kapasitas <i>lean</i>	:	240 ton/jam
Suhu	:	50°C

Komposisi

• CO ₂	:	Max 0,3 % wt
• CO+H ₂ +N ₂ +CH ₄ +Ar	:	0 %
• MDEA	:	37 % wt
• <i>Piperazine</i>	:	3 % Wt
• H ₂ O	:	59,5 % wt

Untuk memperluas bidang kontak antara gas dan larutan MDEA, maka menara *absorber* didesain dengan tinggi tertentu dan berisi *packing*. *Packing* di bagian *bulk* absorber juga dipasang *pall ring* 2" IMTP CS. Karena di daerah ini merupakan daerah kontak yang besar antara gas dan *liquid*. Sedangkan pada *packing lean solution*, dipasang *pall ring* 1" IMTP CS. *Rich solution* pada *bottom absorber* diturunkan tekanannya (*let down*) oleh *hydraulic turbine* (1-TX-301) yang mempunyai satu *shaft* dengan pompa *semi lean solution* dan motor penggerak sehingga pemakaian energi lebih rendah.

Pada bagian bawah *absorber* 1-C-302, temperatur tetap dijaga tinggi, dengan alasan agar kecepatan reaksi akan tinggi sehingga sisa CO₂ yang tidak terserap atau lolos ke bagian atas cukup kecil. Penyerapan kedua berlangsung di bagian atas *absorber* dengan temperatur rendah, yakni sekitar 50°C agar diperoleh konversi yang tinggi (kesetimbangan reaksi, bergeser ke kanan).

Faktor-faktor yang mempengaruhi tinggi rendahnya CO₂ yang lolos dari *absorber*, antara lain:

1. Jumlah sirkulasi larutan

Untuk amannya, larutan MDEA yang disirkulasi dijaga lebih besar 3 % dari *rate* gas proses. Apabila sirkulasi diturunkan lebih rendah atau sama dengan *rate* gas, maka CO₂ yang lolos akan naik dan sebaliknya, bila *rate* sirkulasi dinaikkan, maka harus diperhatikan kapasitas pompa dan *flooding* di *absorber*. Karena jika melebihi batas *flooding* maka gas akan tertahan, sehingga tidak dapat mengalir ke bagian atas *absorber*.

2. Temperatur

Temperatur di bagian bawah lebih tinggi (88°C) dengan pertimbangan masalah kecepatan reaksi agar tinggi, sedangkan pada bagian atas temperatur lebih rendah (50°C), dengan pertimbangan konversi pada kesetimbangan dapat dinaikkan dengan menurunkan temperatur karena reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis.

3. Jumlah split larutan

Dipakai dua aliran yaitu *lean* dan *semi lean*. Hal ini ditujukan untuk memaksimalkan penyerapan, agar CO₂ yang lolos rendah.

4. Konsentrasi larutan MDEA

Untuk memaksimalkan penyerapan CO₂, maka konsentrasi MDEA dijaga pada 35,1-37,2 % R₃NH dengan konsentrasi aktivator sekitar 2-3 %. Konsentrasi dapat dijaga dengan cara:

- Menjaga jumlah air dalam sistem.
- Mengatur laju alir proses kondensat yang dikembalikan ke sistem.

III.4.2.2. CO₂ Stripping

Fungsi utama dari CO₂ *stripping* adalah untuk memisahkan CO₂ yang dilarutkan oleh pengabsorb yaitu larutan MDEA yang kemudian gas CO₂ yang berhasil dipisahkan dikirim ke pabrik Urea, termasuk didalamnya adalah untuk meregenerasi MDEA yang akan digunakan kembali dalam proses penyerapan CO₂ di kolom *absorber*. Bagian bagian dari menara *stripping* CO₂ adalah

a. HP Flash Drum (1-V-302) P = 6,8 kg/cm²G

Outlet dari bagian bawah *absorber* masuk kedalam HP *flash drum* dimana terjadi proses dekomposisi gas yang bersifat eksplosif seperti H₂, CH₄, dan N₂. Hal ini dapat terjadi karena adanya penurunan tekanan secara tiba tiba sehingga gas gas

selain CO₂ yang terlarut akan ter-*flash*.

b. LP *Flash Drum* (1-V-301) P = 0,25 kg/cm²G

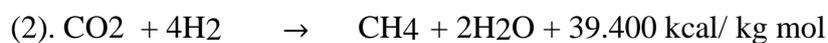
Rich solution dari HP *flash drum* masuk ke LP *flash drum*, dimana sebagian kandungan gas CO₂ ter-*flash off* karena adanya penurunan tekanan secara tiba-tiba. Gas CO₂ yang ter-*flash off* akan melalui *washing section* yang berada pada bagian atas LP *flash drum* sebelum dikirim ke Pabrik Urea. Sedangkan bagian bawah LP *flash drum* digunakan sebagai akumulator larutan MDEA. Selain itu, terdapat pula yang langsung dikirimkan kembali ke kolom *absorber* sebagai larutan *semi lean* dan diproses kembali di dalam *stripper*.

c. *Stripper* (1-C-301)

Tahap terakhir regenerasi dilakukan di *stripper*, dimana CO₂ akan ter-*strip* oleh *steam* hasil produksi CO₂ *stripper reboiler* (1-E-302). Selanjutnya, CO₂ yang berhasil ter-*stripping* akan melalui bagian atas kolom *stripper* untuk kemudian masuk ke dalam LP *flash drum* dan melalui *washing section* sebelum akhirnya akan dikirim ke pabrik urea. Sedangkan MDEA *solution* didalam *stripper* akan dikirim ke kolom *absorber* sebagai larutan *lean*.

III.4.3 Methanator

Fungsi *methanator* adalah merubah residual gas CO/CO₂ menjadi *methane* (CH₄), karena senyawa yang mengandung oksigen seperti gas CO dan CO₂ merupakan racun bagi katalis di NH₃ *converter* (1-R-301). Reaksi pembentukan *methane* yang terjadi di R-301 adalah sebagai berikut:



Dimana pada temperatur rendah, tekanan tinggi, dan kandungan uap air rendah merupakan prasyarat terbentuknya *methane*. Keaktifan katalis *methanator* akan bertambah dengan menaikkan temperatur *inlet* dari gas, akan tetapi ini dapat mengurangi *life time* dari katalis.

Katalis ini sangat sensitif terhadap senyawa sulfur dan *chlorine*. *Steam* tanpa hidrogen akan mengoksidasi katalis, oleh sebab itu *steam* tidak digunakan untuk proses *heating up*, *cooling* dan *purging* dari katalis ini. Katalis juga tidak boleh terkena *steam* kondensate karena akan menyebabkan katalis terdisintegrasi. Deaktifasi katalis dapat disebabkan oleh:

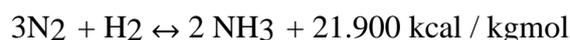
- a. *Thermal ageing*
- b. Racun katalis di dalam proses gas
- c. Mal fungsi dari unit *CO₂ removal*

Untuk setiap 1% mol *CO₂* yang lolos, akan menyebabkan kenaikan temperatur di *methanator* sebesar 60°C, dan setiap 1% mol *CO* akan menaikkan temperatur sebesar 73°C. Selama normal operasi, kenaikan temperatur pada *bed* katalis berkisar 29°C, dengan memperhitungkan *heat loss*. Pada umumnya, kenaikan temperatur yang tinggi di *methanator* disebabkan oleh turunnya efisiensi penyerapan di *CO₂ removal*. Jadi jika terjadi ketidaksempurnaan pada seksi penyerapan, dan temperatur naik sekitar 450°C, *methanator* harus di-*isolate* (IS-303). Selanjutnya reaktor harus diturunkan tekanannya melalui *manual vent*.

Katalis *methanator* sangat sensitif terhadap senyawa sulfur dan *chlorine*. *Steam* tanpa hidrogen akan mengoksidasi katalis, oleh sebab itu *steam* tidak digunakan untuk *heating up*, *cooling* atau *purging* katalis ini. Katalis ini juga tidak boleh terkena *steam condensate* karena dapat menyebabkan katalis terdisintegrasi/pecah. Mengaktifkan katalis *methanator* dapat dilakukan dengan cara yang sederhana, yaitu dengan memasukan gas proses. Kandungan *CO* dan *CO₂* harus serendah mungkin, alangkah lebih baik apabila kandungan *CO* dan *CO₂* < 1% mol. Hal ini dimaksudkan agar kenaikan temperatur di *bed* katalis tidak terlalu drastis.

III.5 Sintesis *Ammonia*

Seksi sintesis *ammonia* merupakan tahap utama dalam proses pembuatan *ammonia*. *Ammonia* dibuat dari gas sintesis yang terdiri dari *H₂* dan *N₂* melalui reaksi kesetimbangan berikut :



Reaksi diatas merupakan reaksi bolak-balik dan hanya sebagian hidrogen dan nitrogen yang terkonversi menjadi *ammonia* ketika sintesa gas mengalir melalui *bed* katalis. Kondisi tekanan tinggi dan temperatur rendah dapat mencapai konsentrasi *equilibrium ammonia* yang tinggi. Pada reaktor *ammonia converter* (1-R-501), hanya sekitar 17% nitrogen dan hidrogen terkonversi menjadi *ammonia*, sedangkan sisanya yang tidak terkonversi disirkulasikan kembali ke *ammonia converter*, setelah melewati proses pemisahan *ammonia liquid product*.

Pada seksi sintesis *ammonia* Pabrik 4, terdapat konfigurasi sistem yang terdiri dari beberapa unit berikut:

1. *Ammonia Converter* (1-R-501)

Merupakan tempat berlangsungnya reaksi antara H_2 dan N_2 membentuk NH_3 dengan bantuan katalis Fe (besi).

2. *SynGas Compressor* (1-K-431)

Berfungsi untuk mengkompresikan gas sintesa sampai tekanan sintesa ($130 \text{ kg/cm}^2\text{G}$).

3. *Water Cooler* (1-E-504)

Berfungsi untuk menurunkan temperature gas proses dari *outlet converter* dengan menggunakan *cooling water* sebagai media pendingin.

4. *Ammonia Chiller* (1-E-506 dan 1-E-508)

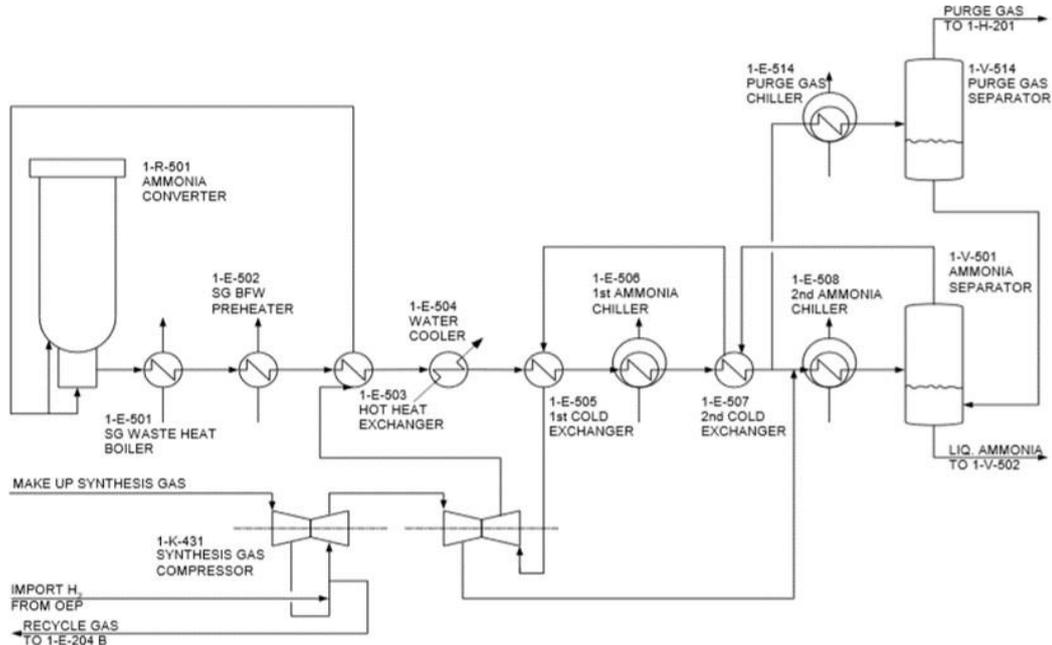
Merupakan pendingin gas *outlet converter* dengan menggunakan *ammonia* sebagai media pendinginnya. *Ammonia* yang menerima panas akan menguap dan kemudian uap *ammonia* tersebut dikompresikan oleh kompresor dan didinginkan kembali menjadi *liquid ammonia*.

5. *Waste Heat Boiler* (1-E-501),

Memanfaatkan panas gas proses *outlet converter* untuk membuat *steam* tekanan tinggi.

6. *Boiler Feed Water Preheater* (1-E-502)

Berfungsi untuk memanaskan air umpan *boiler* dengan memanfaatkan panas gas proses yang berasal dari WHB.



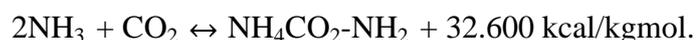
Gambar III.5.1. Diagram Alir Proses Sintesa Ammonia

Ammonia converter (1-R-501) terdiri dari dua bed, dengan kondisioperasi berikut:

<i>Pressure</i>	: 130 kg/cm ²
Temperatur <i>BED 1</i>	: 360 – 390°C
Temperatur <i>BED 2</i>	: 370 – 450°C

Inlet bed (1-R-501) memiliki temperatur minimum sekitar 360°C. Hal ini diperlukan untuk mencapai kecepatan reaksi yang tinggi. Reaksi akan cepat berhenti dengan sendirinya apabila pengaturan yang benar (mengurangi *flow* gas sirkulasi dan / atau menutup *cold shot*) tidak dilakukan dengan segera. Panas yang dibawa gas oleh *outlet converter* 1-R-501 dimanfaatkan untuk membangkitkan *steam* tekanan tinggi di WHB (1-E-501) dan sebagai fluida pemanas di BFW *preheater* (1-E-502). Panas yang dihasilkan di NH₃ *converter* ini sekitar 750 kcal/kg NH₃. *Make up* gas sintesis masuk di *synloop* dalam kondisi *saturated* dengan uap air dan bebas dari CO / CO₂ dari *outlet methanator*.

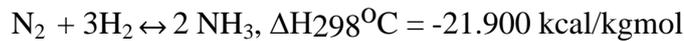
Konsentrasi uap air pada gas *make up* berkisar antara 300-400 ppm. Kandungan uap air ini berasal dari sisa-sisa uap air yang tidak terkondensasi di separator *synthesis gas* kompresor (1-V-431). Uap air ini akan terlepas dari *synthesis gas* karena penyerapan oleh *liquid ammonia* dan carbon dioksida di dalam *make-up* gas akan bereaksi dengan *ammonia* membentuk *ammonium carbamate* yang memiliki konsentrasi rendah dan dengan reaksi sebagai berikut.



Pada *second ammonia chiller* (1-E-508), uap air yang terserap di dalam *ammonia liquid* akan dipisahkan dari gas sintesis di *ammonia separator* (1-V-501). Dari *top ammonia separator*, gas sintesis akan disirkulasikan ke *ammonia converter* melalui *hot heat exchanger* (1-E-503) dengan bantuan *recirculating stage kompresor syngas*.

- Rasio umpan masuk sintesis *ammonia*

Reaksi yang terjadi dalam *ammonia converter* adalah:



Reaksi tersebut merupakan reaksi eksotermis dan disertai penurunan volume pada tekanan tetap. Sintesis *ammonia* dibatasi oleh kesetimbangan dan dalam prakteknya, konversi yang dihasilkan sangat jauh dari kesetimbangan, sehingga untuk mengetahui *performance* dari reaktor, digunakan parameter seperti *temperature approach to equilibrium* (perbedaan temperatur aktual dengan temperatur kesetimbangan secara teoritis). Adapun temperatur operasi ditentukan berdasarkan karakteristik katalis.

Reaksi sintesa akan menaikkan temperatur sehingga mampu mempercepat reaksi, tetapi saat kesetimbangan reaksi tercapai, kenaikan temperatur akan membalikkan reaksi ke kiri. Oleh karena itu, kontrol terhadap profil temperatur di sepanjang *bed* katalis diperlukan agar diperoleh kondisi yang optimal. Berdasarkan persamaan reaksi pembentukan *ammonia*, dapat diketahui bahwa untuk membentuk 1 mol *ammonia* (NH_3), diperlukan 3 mol H_2 dan 1 mol nitrogen dengan perbandingan mol $\text{H}_2/\text{N}_2 = 3$. Sejumlah kecil N_2 dan H_2 akan terlarut dalam *ammonia* yang berbentuk *liquid*. Karena N_2 sedikit lebih lama larut daripada H_2 , untuk menjaga pada saat 1 mol N_2 terlarut tepat habis bereaksi saat 3 mol H_2 juga terlarut, sehingga rasio H_2/N_2 dijaga sedikit di bawah 3 (sekitar 2,7 – 2,9) agar saat memasuki *ammonia converter*, perbandingannya akan menjadi 3.

Bila rasio H_2 dan N_2 dalam gas *make-up* sama dengan 3, maka rasio pada *loop* juga akan sama dengan tiga. Jika ada H_2 yang berasal dari HRU menuju *synloop*, rasio akan naik, sehingga *flow* N_2 harus disesuaikan dengan mengatur *flow* udara yang menuju *secondary reformer*. Perubahan yang kecil sekalipun pada rasio di dalam gas *make-up* akan menyebabkan perubahan komposisi gas dalam sintesa.

- Katalis NH_3 Converter

Katalis yang digunakan didalam *ammonia converter* adalah tipe KM1R dan KM1, berbasis *iron oxide* (Fe_3O_4) dengan oksida Ca, Al, dan K sebagai promotor. Aktifitas katalis besi akan naik dengan penambahan *potassium* (K). Pada kondisi normal, air dan CO_2 yang terdapat dalam gas *make – up* akan terlarut dalam produk *ammonia* cair dan kemudian masuk ke separator.

1. Racun Katalis

- Racun Temporer

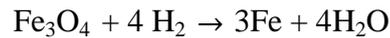
Bersifat sementara, yaitu ketika katalis bersentuhan dengan penyebab dan dapat dihilangkan sehingga aktif kembali. Senyawa yang termasuk dalam racun ini adalah senyawa yang mengandung oksigen, seperti karbon oksida, air, maupun oksigen murni.

- Racun Permanen

Berupa senyawa-senyawa yang mengandung sulfur dan klorin.

2. Reduksi Katalis

Katalis dimasukkan kedalam *converter* dalam bentuk oksidanya (*magnetite* / Fe_3O_4) dan harus direduksi menjadi bentuk aktifnya. Reaksi reduksi sedikit endotermis dan umumnya menggunakan gas sintesa.



Reduksi dilakukan pada kondisi operasi dengan tekanan yang berasal dari temperatur yang mendekati operasi normal, sehingga kondisi operasi normal lebih cepat tercapai. Gas sintesa yang disirkulasikan untuk reduksi harus dikendalikan agar air yang terbentuk selama reduksi tidak kontak dengan katalis melalui difusi. Oleh karena itu air yang terbentuk selama reduksi harus dipisahkan dari gas sebelum disirkulasikan kembali ke konverter. Reduksi katalis dapat menghasilkan besi aktif dan panas reaksi akan menaikkan temperatur katalis serta cenderung menaikkan kecepatan reduksi serta pembentukan NH_3 .

- Uraian Proses di *Synthesa Loop Ammonia*

1. Gas sintesa yang dihasilkan dari *methanator* (1-R-301) akan dikompresikan oleh *SynGas Compressor* (1-K-431) sampai tekanan operasi sebesar 127 $\text{kg/cm}^2\text{G}$. Gas sintesa tersebut dimasukkan ke *loop sintesa*, tepatnya diantara *second cold heat exchanger* (1-E-507) dan *second ammonia chiller* (1-E-508),

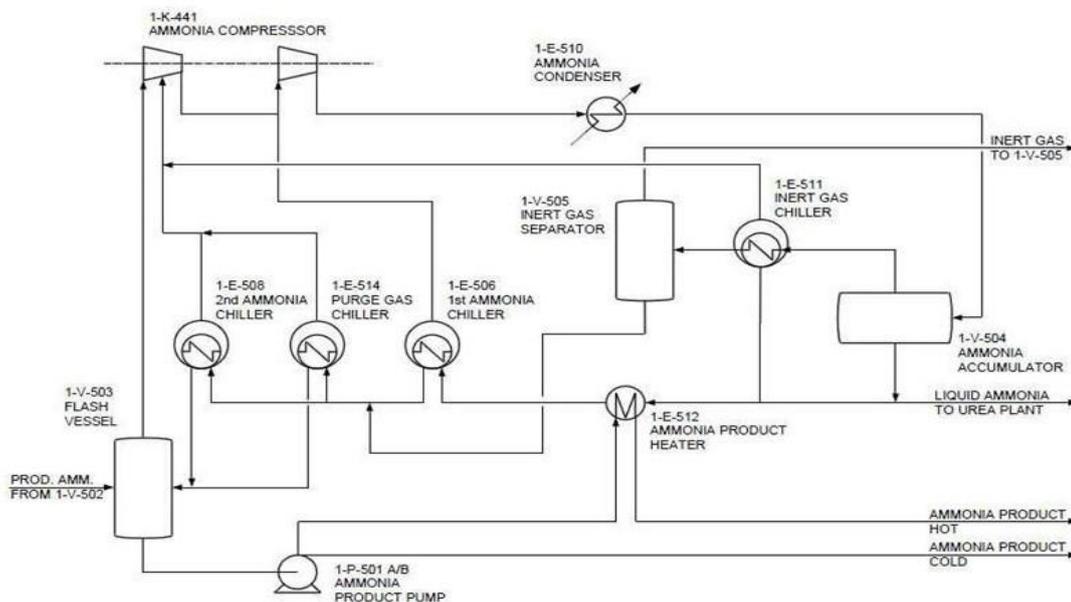
- dimana gas tersebut akan bercampur dengan gas sintesa dan *ammonia* cair.
2. Pada *ammonia chiller*, terjadi peristiwa kondensasi *ammonia* lebih lanjut, sehingga air dan CO₂ yang terkandung dalam gas *make-up* akan terlarut dalam *ammonia* cair. Hal tersebut merupakan alasan mengapa *make-up gas* dari *methanator* diumpankan ke *synthesa loop* dimana telah terjadi kondensasi *ammonia*. Di *ammonia chiller* (1-E-508), campuran gas didinginkan sampai temperatur – 5^oC dan *ammonia product* yang terkandung dalam gas akan dipisahkan di *ammonia separator* (1-V-501).
 3. Gas yang tidak terkondensasi di *ammonia separator* akan disirkulasikan kembali ke *converter* oleh sirkulator gas sintesa. Sebelum masuk ke *suction circulator*, gas tersebut akan bertukar panas dengan *outlet converter* di dua *cold exchanger*, hingga temperaturnya naik dari -5^oC menjadi 35^oC.
 4. Gas sintesa dengan tekanan 124 kg/cm²G (T = 36^oC) akan dikompresikan oleh *circulator* hingga tekanannya naik sampai 133 kg/cm²G dengan temperatur 42,5^oC. Gas sintesa dengan tekanan 133 kg/cm²G diumpankan ke *converter* melalui *hot heat exchanger* (1-E-503) untuk menaikkan temperatur gas yang akan masuk kedalam *converter*. Pertukaran panas antara *syn gas inlet converter* dan *outlet converter* akan menaikkan temperatur gas umpan sampai 265^oC, sedangkan *outlet converter* turun dari 295^oC menjadi 62,5^oC.
 5. Gas umpan masuk *converter* akan dibagi menjadi 2 aliran, yaitu:
 - Umpan utama (*main inlet*)
 - Umpan untuk kontrol temperatur (*cold shot*)Umpan utama (*main inlet*) akan masuk ke *bed* katalis melalui *interbed heat exchanger* yang berada di dalam *converter*. *Main inlet* ini akan bertukar panas dengan gas *outlet* pada *bed* I, sehingga temperatur gas masuk *bed* akan naik sampai ± 367^oC.
 6. Temperatur gas *outlet bed* I yang berkisar pada 479^oC sampai 483^oC akan masuk ke *bed* II. Sebelum masuk ke *bed* II, temperaturnya diturunkan melalui *heat exchanger*, dimana panas gas *outlet bed* I akan diambil oleh gas dari *main inlet* di *interbed exchanger*. Temperatur gas *outlet converter* akan diturunkan

- melalui beberapa *heat exchanger*, yaitu: *Synloop WHB* (1-E-501), dimana gas *outlet* memiliki temperatur *outlet converter* sebesar $\pm 438^{\circ}\text{C}$ bertukar panas dengan *boiler water* di 1-E-501 untuk membentuk *steam* dengan tekanan tinggi (*saturated steam*), sehingga temperatur gas akan turun hingga 340°C .
7. Dari *Synloop WHB*, gas *outlet converter* akan masuk ke HP BFW *preheater* (1-E-502) dimana temperatur gas akan diturunkan lagi. Air umpan *boiler* dengan temperatur $\pm 251^{\circ}\text{C}$ bertukar panas dengan gas sehingga temperaturnya naik menjadi $\pm 297^{\circ}\text{C}$, sedangkan temperatur gas akan turun hingga 295°C .
 8. Setelah panas pembentukan *ammonia* dimanfaatkan untuk membangkitkan *steam* HP dan memanaskan air umpan pada *boiler*, gas akan didinginkan di *hot heat exchanger* dengan bantuan gas *inlet converter*.
 9. Selanjutnya, pendinginan dilakukan di *water cooler* (1-E-504), *first cold exchanger* (1-E-505), *first ammonia chiller* (1-E-506), dan *second cold exchanger* (1-E-507). Pada *outlet second cold exchanger*, terdapat penambahan gas *make-up* untuk menghindari akumulasi inert di *synloop* sehingga sebagian gas akan di-*purge* dengan cara mendinginkannya terlebih dahulu di *purge gas chiller* (1-E-514) dan dilanjutkan dengan pemisahan fraksi uap dan cair di *purge gas separator* (1-V-514).
 10. *Ammonia* cair yang terbentuk akan dikembalikan ke *ammonia separator* (1-V-501), sedangkan *non condensable gas* akan dikirim ke HRU atau digunakan sebagai *fuel* di *reformer*. *Ammonia* cair dari 1-V-501 akan diturunkan tekanannya (*flashing*) sampai $\pm 25 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ di *let down vessel* (1-V-502) dan gas yang terlepas karena adanya penurunan tekanan (*let down gas*) akan bercampur dengan inert gas dari seksi refrigerasi untuk selanjutnya dikirim ke HRU atau digunakan sebagai *fuel* di *reformer*.
 11. Produk *ammonia* yang akan dikirim ke *storage* akan dialirkan dari *let down vessel* menuju *flash vessel* (1-V-503), dimana terjadi penurunantekanan dari $25 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ menjadi $\pm 0,03 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ sehingga temperaturnya akan turun sampai -33°C dan kemudian dipompa menuju *storage*. Uap *ammonia* yang terlepas dalam penurunan tekanan akan mengalir ke *suction* tingkat I pada *ammonia*

refrigeration compressor (1-K-441) . *Ammonia* yang teruapkan di *chiller-chiller* (1-E-506, 1-E-508, 1-E-514) akan masuk ke *suction* pada *ammonia refrigeration compressor* untuk kemudian dikompresikan dan dikondensasikan melalui pendinginan di *ammonia condenser* (1- E-510). *Ammonia* cair yang terbentuk dengan temperatur 42°C akan ditampung di *ammonia accumulator* (1-V-504) . Dari *accumulator*, *ammonia* akan dikirim ke unit urea dan *storage*. Untuk amonia yang dikirim menuju *storage*, *ammonia* akan didinginkan terlebih dahulu di 1-E-506 dan 1-E-508 dan dialirkan menuju 1-V-503. Dari 1-V-503, sebagian *ammonia* dipompa ke *storage* dan sisanya menuju unit urea.

III.6 Refrigeration System

Berikut adalah diagram alir proses seksi refrigrasi:



Gambar III.6.1. Diagram Alir Proses *Refrigeration System*

Kegunaan dari seksi refrigrasi adalah sebagai media pendingin di *ammonia synthesis loop*, terutama untuk mengkondensasikan *ammonia* yang diproduksi di *ammonia converter*. Sedangkan fungsi lainnya adalah untuk mendinginkan *purge gas* dan *inert gas*. Terdapat beberapa komponen penyusun dari unit *refrigeration system*. Berikut adalah komponen penyusun tersebut.

1. Refrigerant Compressor (1-K-441)

Berfungsi untuk menjaga tekanan sistem refrigrasi dan mengkompresikan uap

ammonia untuk kemudian didinginkan dan dikondensasikan. Penggeraknya adalah *steam* turbin SHH dengan tekanan $110 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dengan *outlet* berupa *steam* SM dengan tekanan $40 \text{ kg/cm}^2\text{G}$.

2. *Ammonia Condensor* (1-E-510)

Berfungsi untuk mendinginkan dan mengkondensasikan gas *ammonia* yang telah dikompresi oleh kompresor *ammonia* agar diperoleh *ammonia* cair. Sebagai media pendingin, air laut / *cooling water* dialirkan pada kondensor.

3. *Ammonia Accumulator* (1-V-504)

Tempat untuk menampung *ammonia* cair hasil kondensasi. Dari akumulator, *ammonia* selanjutnya siap dikirim ke Pabrik Urea.

4. *Ammonia Chiller*

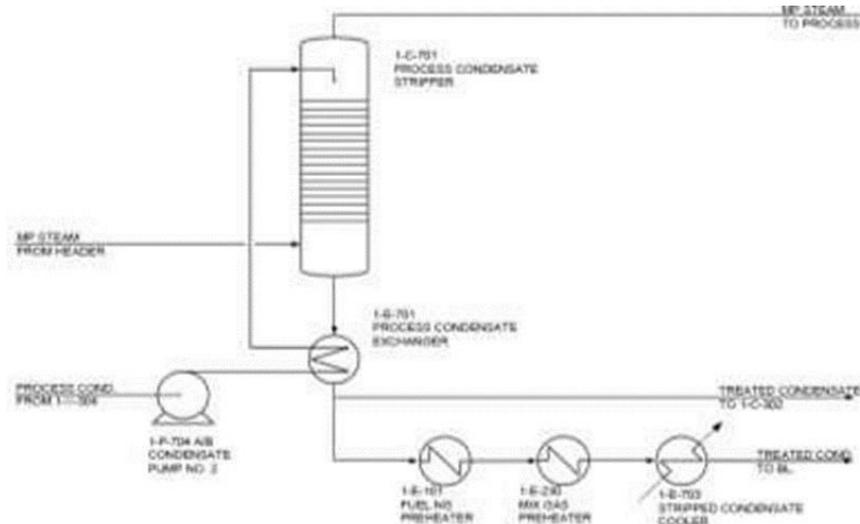
Terdiri dari 4 *chiller* yang beroperasi pada 2 tekanan yang berbeda. *Chiller* pertama (1-E-506) beroperasi pada kondisi yang paling tinggi yaitu dengan suhu $-15,7 \text{ s/d } -17,7^\circ\text{C}$ dan tekanan $6,6 \text{ s/d } 7,1 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Sedangkan *chiller* kedua (1-E-508), *inert gas chiller* (1-E-511), dan *purge gas chiller* (1-E-514) beroperasi pada kondisi yang lebih rendah yaitu pada suhu *boiling out* dari *ammonia* yaitu pada suhu -9°C , dengan tekanan sekitar $2,1 \text{ kg/cm}^2\text{G}$.

5. Peralatan tambahan

Berupa 2 buah KO *drum* (1-V-442 & 1-V-443) untuk melindungi kompresor *refrigerant* dari *ammonia* cair dan 1 buah *flash vessel* (1-V-503) sebagai sumber *make-up* gas *ammonia* untuk kompresor *refrigerant* dan tempat kembalinya *ammonia* cair dari sirkuit refrigerasi.

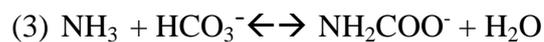
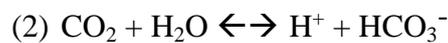
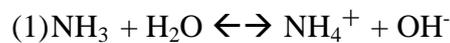
III.7 *Process Condensate Stripping*

Bagian ini berfungsi untuk menghilangkan gas-gas seperti metanol, NH_3 , CO_2 dan sisa gas terlarut dalam kondensat sebelum dikembalikan ke utilitas. Alat utama seksi ini adalah *process condensate stripper* (1-C-701).



Gambar III.7.1. Diagram Alir Proses *Condensate Stripping*

Sejumlah *ammonia* terbentuk di *secondary reformer* dan sejumlah kecil *methanol* terbentuk di LTS. Bersama dengan CO_2 di dalam *raw synthesis gas*, komponen-komponen ini masuk ke dalam proses kondensat sesuai dengan reaksi kesetimbangan berikut:



Kondensat dipisahkan dari gas proses di dalam *process gas separator* (1-V-304) dan *final gas separator* (1-V-311). *Flow* kondensat yang keluar dari *final gas separator* dikontrol oleh LIC- 3011 untuk menjaga level di 1-V-311. Proses *stripping* dilakukan dengan menggunakan *steam SM* di *process condensate stripper* (1-C-701). Setelah melalui proses *stripping*, kondensat akan didinginkan hingga mencapai suhu 90°C di dalam *process condensate exchanger* (1-E-701A/B/C), dimana kondensat ini dimanfaatkan sebagai pemanas kondensat yang akan masuk *stripper*. Selanjutnya, kondensat didinginkan sampai 50°C dan dikirim ke unit demineralisasi melalui *fuel natural gas preheater* (1-E-101), *mix gas preheater* (1-E-230), dan *stripper condensate cooler* (1-E-703).

BAB IV UNIT UREA

IV.1 General Overview

Pabrik urea Kaltim – 4 mempunyai kapasitas 1725 MTPD dengan memanfaatkan ammonia cair dan CO₂ yang diproduksi oleh unit ammonia Pabrik 4. Kebutuhan bahan baku apabila pabrik beroperasi 100% adalah sebagai berikut :

- CO₂ gas (basis 100% CO₂) : 52406 kg/jam
- NH₃ cair (basis 100% NH₃) : 4502 kg/jam

Dengan kondisi bahan baku yang digunakan:

1. CO₂ gas

Tabel IV.1.1. Tabel Komposisi Gas CO₂

Kondisi	Dari Ammonia Pabrik-4	Dari Amjos
Tekanan	0.2 kg/cm ² G di suction CO ₂ Compresor	0.1 kg/cm ² G di suction CO ₂ Compresor
Suhu	Max. 40 °C	Max. 40 °C
CO ₂	Min. 99.0 % volume	Min. 99.0 % volume
H ₂	Max. 0.8 % volume	0.6 – 0.85 % volume
N ₂	Max. 0.2 % volume	0.1 – 0.2 % volume
Sulfur	Max. 1 ppm	1 ppm
Absorben	0	0
H ₂ O	Jenuh	Jenuh

2. NH₃ cair

Tekanan : 25 kg/cm²G dari Pabrik Ammonia Kaltim – 4
25 kg/cm²G dari NH₃ storage (down stream E-211)

Temperature : max. 30 °C

Komposisi :

NH₃ : min. 99.8 % berat min.

H₂O : max. 0.2 % berat

Oil : 5.0 ppm berat max

Dan dengan kualitas produk sebagai berikut.

Tabel IV.1.2. Tabel Kualitas Produksi Gas CO₂

Kandungan	Kuantitas
N ₂	Min. 46% berat
H ₂ O	Max. 0.3 % berat
Biuret	Max. 0.9 % berat
Fe	Max 1.0 ppm berat
<i>Free NH₃</i>	Max. 100 ppm berat
Debu	Max. 15.0 ppm berat
<i>Crushing Strength</i>	2.5 kg min untuk diameter 2.8 mm
Suhu	50°C (max. di B.L. pada suhu ambient 35 °C)

Tabel IV.1.3. Tabel Ukuran Partikel

Ukuran partikel	% berat
mm	Min. 90
< 1 mm	Max. 1
1 – 2 mm	Max. 4
4 – 4.76 mm	Max. 4
>4.76	Max. 1

IV.2 Kompresi CO₂

Bagian ini berfungsi untuk menaikkan tekanan dari CO₂ agar sesuai dengan kondisi reaktor sintesa urea. Adapun alat – alat pada bagian ini adalah :

1. CO₂ Kompresor *Separator* (2-V-101)

Alat ini berfungsi untuk memisahkan fase cair, dimana hampir 100% komponen penyusunnya adalah air yang dipisahkan dari uap CO₂. Gas CO₂

masuk ke *separator* (2-V-101) pada kondisi jenuh dengan H₂O pada tekanan 0.2 kg/cm²G dan suhu 40 °C. Selain CO₂ yang masuk ke bagian *suction CO₂ compressor separator* (2-V-101), juga diinjeksikan udara pasivasi sebesar 0.2 – 0.3 % volum melalui *valve 2 – FIC 1002* ke peralatan pabrik.

2. Kompresor CO₂ (2 – K – 101)

Kompresor yang digunakan memiliki 4 *stage* dan 2 *casing* yang memiliki *reduction gear* yang terletak diantara *casing* LP dan HP. Kompresor ini dilengkapi dengan 3 *intercooler* (2-E101/102/103) dan 3 *separator* (2-V-102/103/104) yang terletak di *discharge stage* 1 sampai *stage* 3 yang berfungsi untuk mengkondensasikan dan memisahkan uap air dari gas CO₂. Pada *discharge stage* 4, dipasang *vent PICA-2022* yang akan membuang CO₂ bila tekanan *discharge* melebihi *set point* yang sudah diatur pada *controller*.

3. Turbin Kompresor CO₂ (2-TS-101)

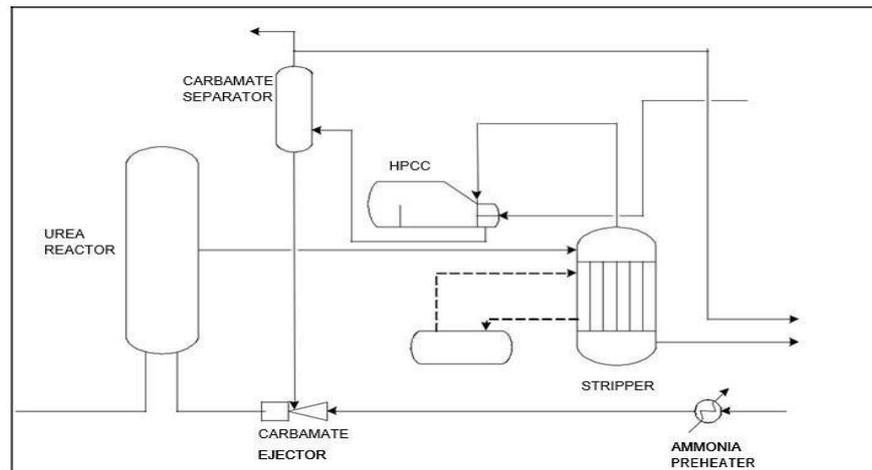
Turbin digerakkan oleh *steam* bertekanan 80 kg/cm²G dengan suhu 480 °C yang berasal dari *header steam* SH di Unit Utilitas.

IV.2.1 Uraian Proses

CO₂ sebagai bahan baku, dialirkan dari Pabrik Ammonia masuk ke *suction CO₂ compressor separator* (2-V-101) untuk memisahkan cairan yang terbawa bersama gas CO₂ sebelum masuk kedalam kompresor. Selanjutnya, CO₂ dikompresi menggunakan kompresor 2-K-101 dari tekanan 0.2 kg/cm²G menjadi 160 kg/cm²G. Gas yang keluar dari tiap *stage* dilewatkan *intercooler* dan *separator* untuk mengkondensasikan dan memisahkan uap air dari gas CO₂.

IV.3 Sintesis Urea dan *Recovery System* Bertekanan

IV.3.1 Sintesis Urea Pada Tekanan Tinggi

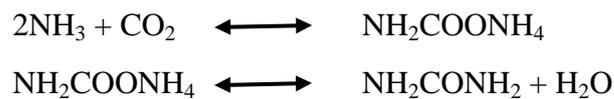


Gambar IV.3.1. Seksi Sintesis Urea

Dengan alat – alat utama yang digunakan adalah sebagai berikut :

1. Reaktor (2-R-201)

Reaktor berfungsi untuk mereaksikan antara NH_3 dan CO_2 dengan reaksi sebagai berikut :



Reaksi pembentukan karbamat ($\text{NH}_2\text{COONH}_4$) berlangsung cepat, sedangkan reaksi pembentukan urea berjalan lambat. Panas yang dihasilkan dari reaksi pembentukan karbamat digunakan untuk melangsungkan reaksi pembentukan urea. Reaktor (1-R-201) dilengkapi dengan *tray* sebanyak 15 buah yang berfungsi untuk meningkatkan efisiensi reaksi, mencegah terjadinya back-flow, dan memperbaiki absorpsi gas oleh cairan. Udara pasivasi yang dialirkan bersama bahan baku masuk ke dalam Reaktor (1-R-201) di mana O_2 yang masuk dibatasi sebesar 0.2 – 0.3 % volume. O_2 ini akan mengoksidasi Cr yang merupakan komponen utama bahan baku reaktor menjadi Cr_2O_3 . Krom trioksida (Cr_2O_3) ini akan melapisi seluruh bagian dalam reaktor dan berfungsi sebagai bahan antikorosi, sehingga korosi yang diakibatkan oleh CO_2 , $\text{NH}_2\text{COONH}_4$, dan urea tidak terjadi.

2. *Stripper* (2-E-201)

Stripper berfungsi untuk menyerap dan mendekomposisi sisa karbamat yang tidak bereaksi di reaktor urea. Reaksi yang terjadi didalam *stripper* adalah sebagai berikut :



Proses dekomposisi berlangsung dengan adanya pemanasan dengan *steam* jenuh bertekanan 22 kg/cm²G dan *stripping* oleh penguapan eksese NH₃. Gas-gas yang terdekomposisi dan teruapkan akan berkontak dengan larutan dari reaktor secara *counter current* didalam *tube-tube* pada *stripper* (1-E-201). Reaksi dekomposisi merupakan reaksi bolak-balik dan endotermis, sehingga reaksi tersebut akan semakin baik pada tekanan yang lebih rendah atau dengan penambahan panas.

3. *Carbamate Condenser* (2-E-202)

Condenser ini berfungsi untuk mengkondensasikan gas – gas dari *stripper* dengan cara melarutkannya dengan larutan *carbonate* (istilah untuk karbamat encer) dari MP *Section*.

4. *Carbamate Separator* (2-V-201)

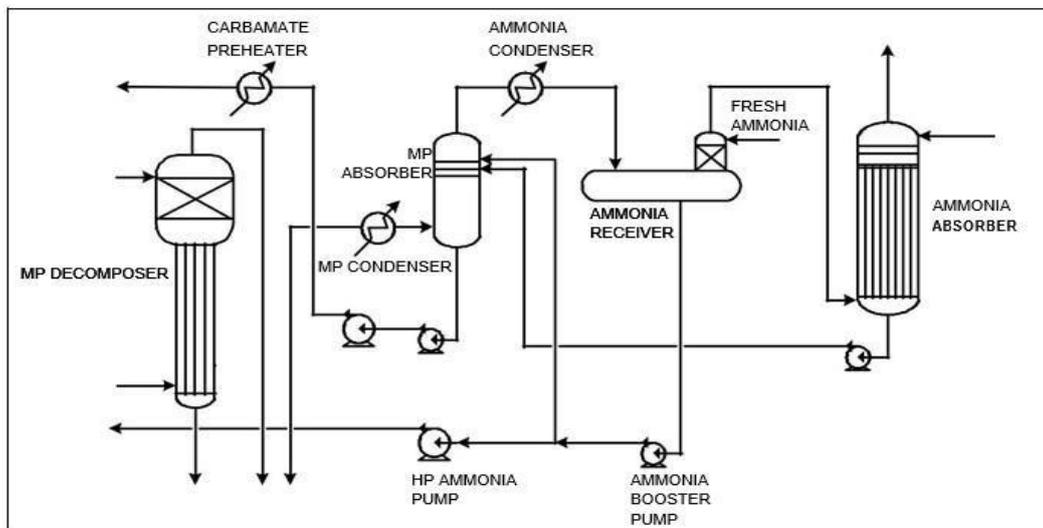
Separator ini berfungsi untuk memisahkan gas – gas dari campuran larutan karbamat yang keluar dari *carbamate condenser* (2-E-202).

IV.3.1.1 Uraian Proses

Ammonia cair masuk ke Unit Urea setelah melalui *ammonia filter* (2-F- 201 A/B) dan *ammonia recovery tower* (2-C-204 A/B), untuk selanjutnya ditampung dalam *ammonia receiver* (2-V-209). Selanjutnya, *ammonia* cair dinaikkan tekanannya menjadi 23 kg/cm²G dengan menggunakan *ammonia booster pump* (2-P-204 A/B). Sebagian kecil *ammonia* dikirim ke MP *absorber* (2- C-201) dan sisanya dikirim ke *loop* sintesis menggunakan HP *ammonia pump* (2- P-201 A/B). Sebelum masuk reaktor urea, *ammonia* dipanaskan dengan *ammonia preheater* (2-E-208) dan digunakan sebagai fluida penggerak pada *carbamate ejector* (2-J-201) yang dipakai untuk mentransfer karbamat ke reaktor urea. Selanjutnya, campuran *ammonia* dan karbamat masuk ke reaktor urea (2-R- 201) untuk bereaksi dengan CO₂. Larutan produk keluar reaktor (2-R-201) kemudian menuju ke HP *stripper* (2-E-201) yang beroperasi pada tekanan 149 kg/cm²G. Larutan ini mengalami pemanasan dalam perjalanan turun dari

bagian *inlet* sampai keluar *stripper*, sehingga kadar CO_2 dalam larutan akan turun dengan adanya *stripping* oleh NH_3 yang meninggalkan larutan karena pemanasan. *Overhead* gas yang keluar dari *stripper* (2-E-201) bagian atas selanjutnya akan dikondensasikan dalam *carbamate condenser* (2-E-202) dengan cara melarutkan gas-gas tersebut dengan larutan karbonat dari MP *section*. Larutan karbamat yang terbentuk dikirim ke reaktor urea dengan *carbamate ejector* (2-J-201) setelah gas inert yang terkandung di dalamnya dipisahkan di *carbamate separator* (2-V-201). Panas yang dihasilkan dari peristiwa kondensasi di *carbamate condenser* (2-E-202) dimanfaatkan untuk membangkitkan *steam* SLS bertekanan $3.5 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Gas inert dari *carbamate separator* (2-V-201) yang mengandung sedikit NH_3 dan CO_2 kemudian dikirim ke MP *Decomposer* (2-E-201 A/B).

IV.3.2 Medium Pressure Decomposer (MPD)



Gambar IV.3.2. Seksi Pemurnian Urea Tingkat I

Larutan dengan kadar CO_2 rendah yang keluar dari bagian bawah *stripper* (2-C-201) diekspansikan hingga mencapai tekanan $17.8 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan memasuki MP *decomposer* (2-E-204 A/B) yang terdiri dari 3 bagian, yaitu :

1. MP *Decomposer Separator* (2-V-206)

MP *decomposer separator* berfungsi untuk memisahkan gas yang dihasilkan dalam proses ekspansi sebelum masuk ke MP *decomposer*.

2. MP *Decomposer* (2-E-204 A/B)

MP *decomposer* berfungsi untuk mendekomposisikan sisa karbamat dalam campuran *bottom product stripper* agar konsentrasi urea naik dari 43% berat menjadi 62% berat. Sebagai pemanas, digunakan *steam* pemanas SLU dengan

tekanan $5.3 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan suhu $162 \text{ }^\circ\text{C}$.

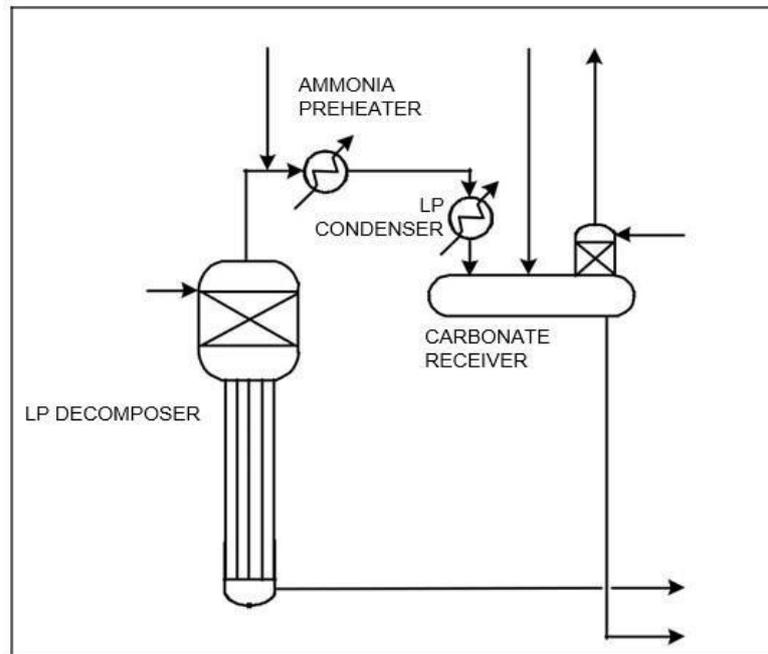
3. Urea Solution Header (2-V-203)

Urea solution header berfungsi untuk menampung larutan urea yang keluar dari MP decomposer.

IV.3.2.1 Uraian Proses

Gas yang kaya akan NH_3 dan CO_2 meninggalkan MP decomposer separator (2-V203) kemudian menuju vacuum preconcentrator (2-E-206) dimana sebagian NH_3 dan CO_2 diabsorb dan dikondensasikan oleh larutan karbonat yang berasal dari LP section. Penyerapan dilanjutkan di MP condenser (2-E- 207) dimana hampir seluruh CO_2 akan terserap. Dari MP condenser (2-E-207), campuran mengalir menuju MP absorber (2-C-201) yang dilengkapi dengan bubble cap tray dimana terjadi penyerapan CO_2 . Cairan ammonia murni diinjeksikan ke dalam MP absorber sebagai reflux untuk menyerap sisa CO_2 dan air yang terdapat dalam off gas. Cairan ammonia ini berasal dari ammonia receiver (2-V-209) yang dipompa dengan ammonia booster pump (2-P-204 A/B). Dengan injeksi ammonia, kandungan CO_2 dalam off gas yang keluar dari MP absorber (2-C-201) dapat dijaga sekitar 20 – 100 ppm. Larutan yang keluar dari bagian bawah MP absorber (2-C-201) akan dikirim ke synthesis loop (carbamate condenser 2-E-202) menggunakan carbamate booster pump (2-P-207 A/B) dan HP carbamate solution pump (2-P-207) setelah terlebih dahulu dipanaskan di HP carbamate preheater (2-E-203) menggunakan process condensate dari distillation tower (2-C-301). Selanjutnya, NH_3 dalam off gas akan dikondensasikan di ammonia condenser (2-E-210 A/B) dan kemudian dikirim ke ammonia receiver (2-V-209). Gas inert yang jenuh dengan ammonia akan dialirkan ke ammonia recovery tower (2-C-204) dimana sejumlah ammonia akan terkondensasi. Gas inert dari ammonia recovery tower (2-C-204) yang masih mengandung sedikit NH_3 dimasukkan ke MP ammonia absorber (2- E-211) yang bertipe falling film. Pada MP ammonia absorber, gas inert akan berkontak secara counter current dengan larutan ammonia, sehingga ammonia dalam gas akan terabsorb oleh kondensat. Larutan ammonia yang keluar dari bagian bawah MP ammonia absorber (2-E-211) akan dikirim kembali ke MP absorber (2-C-201) dengan bantuan ammonia solution pump (2-P-206 A/B).

IV.3.3 Low Pressure Decomposer (LPD)



Gambar IV.3.3. Seksi Pemurnian Urea Tingkat II

Larutan urea dengan konsentrasi 60 – 63 % dari MP *decomposer* (2-E-204 A/B) diekspansi sehingga tekanannya menjadi 3.9 kg/cm²G, kemudian dimasukkan ke LP *decomposer* (2-E-205) yang bertipe *falling film*. LP *decomposer* sendiri terdiri dari 3 bagian, yaitu :

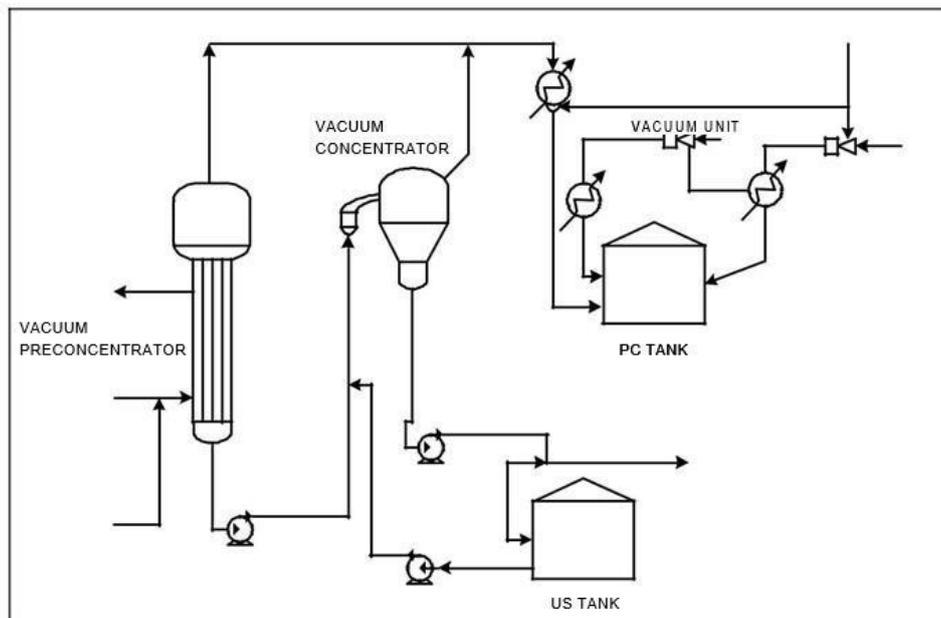
1. LP *Decomposer Separator* (2-V-207)
LP *decomposer separator* berfungsi untuk memisahkan gas – gas yang terlepas dari hasil ekspansi sebelum masuk ke LP *decomposer*.
2. LP *Decomposer* (2-E-205)
LP *decomposer* berfungsi sebagai tempat untuk mendekomposisikan sisa karbamat menggunakan *steam* jenuh SLS bertekanan 3.5 kg/cm²G.
3. LP *Decomposer Header* (2-V-204)
LP *decomposer header* digunakan untuk menjaga *level* larutan urea dengan konsentrasi 69 – 71 %.

IV.3.3.1 Uraian Proses

Gas yang keluar dari LP *decomposer separator* (2-V-207) dicampur dengan uap dari *distillation tower* (2-C-301) dan urea *hydrolizer* (2-R-301). Selanjutnya, larutan ini dialirkan

menuju HP *ammonia preheater* (2-E-208) untuk dikondensasikan. Panas yang dilepas digunakan untuk memanaskan *ammonia* cair yang akan diumpankan ke reaktor urea (2-R-201). Campuran yang telah mengalami kondensasi dialirkan menuju ke LP *condenser* (2-E-209) dimana sisa NH_3 dan CO_2 hampir semuanya terkondensasikan. Larutan karbamat yang terbentuk kemudian dikirim ke *carbonate solution accumulator* (2-V-210). *Carbonate solution accumulator* (2-V-210) dilengkapi dengan LP *inert washing tower* (2-C-203) yang berfungsi menjaga tekanan sistem LP sebesar $3,9 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Larutan karbonat tersebut kemudian diinjeksikan ke *shell side* dari *vacuum preconcentrator* (2-E-206) sebelum dialirkan menuju MP *condenser* (2-E-207) dengan menggunakan MP *carbonate solution pump* (2-P 203 A/B).

IV.3.4 Pemekatan Urea



Gambar IV.3.4. Seksi Pemekatan Urea

Untuk menghasilkan urea granul, diperlukan larutan urea 96% berat. Oleh karena itu, dilakukan proses pemekatan larutan urea dengan menggunakan proses vakum. Alat utama yang digunakan adalah sebagai berikut :

1. *Vacuum Preconcentrator Separator* (2-V-207)

- *Vacuum Preconcentrator Separator* (2-V-207)

Digunakan untuk memisahkan gas – gas yang ter-*flash* sebelum larutan masuk kedalam *vacuum preconcentrator*.

- *Vacuum Preconcentrator* (2-E-206)

Digunakan untuk menguapkan air yang terkandung dalam larutan urea.

Panas yang digunakan untuk penguapan berasal dari proses kondensasi gas – gas dari MP *decomposer separator* (2-V-206).

- *Vacuum Preconcentrator Header*

Berfungsi untuk mengontrol *level* larutan urea konsentrasi 85%.

2. *Vacuum Concentrator* (2-E-401)

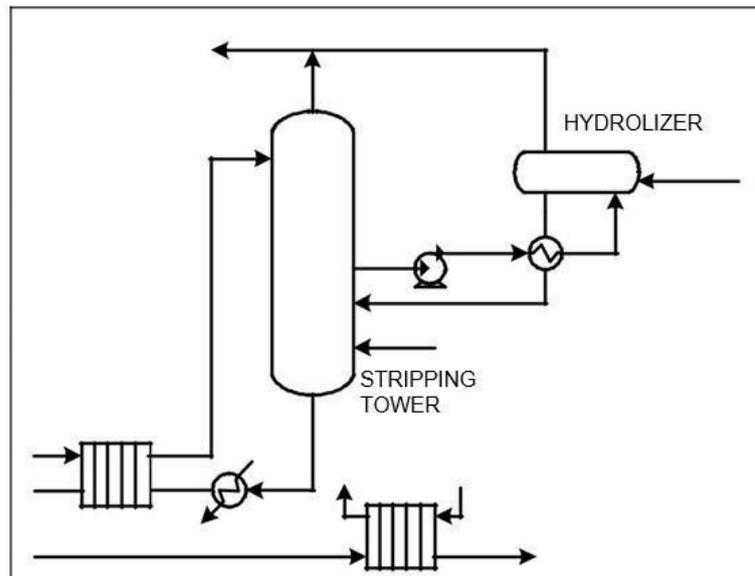
Berfungsi untuk menaikkan konsentrasi larutan urea dari 85 % berat menjadi 96 % berat.

IV.3.4.1 Uraian Proses

Larutan urea yang meninggalkan bagian bawah LP *decomposer* (2-E-205) dengan konsentrasi urea 71% berat, dikirim ke *vacuum preconcentrator* (2-V-207). Di dalam *vacuum preconcentrator*, larutan urea dipekatkan sampai 85% berat. *Level bottom product* di *vacuum preconcentrator* dijaga oleh *control valve LIC 2063*, dimana *level* dijaga normal agar proses pemekatan urea berjalan sempurna dan menghindari *residence time* yang lama karena akan terbentuk biuret. Larutan urea yang meninggalkan *vacuum preconcentrator* (2-V-207) ditransfer menggunakan *urea solution pump* (2-P-205 A/B) ke *vacuum concentrator* (2-E-401) setelah dicampur dengan larutan urea dari seksi granulasi. Pemanasan di *vacuum concentrator* menggunakan *steam SLS* bertekanan $3.5 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Gas-gas yang berasal dari *vacuum preconcentrator separator* (2-V-208) dan *vacuum separator* (2-V-402) divakum oleh *vacuum system* (2-Z-401). Larutan urea dengan konsentrasi 96% berat akan dikirim ke unit granulasi dengan menggunakan *urea melt pump* (2-P-401 A/B).

IV.3.5 Pengolahan proses condensate

Tahap ini berfungsi untuk memproses kondensat yang masih mengandung NH_3 , CO_2 , dan urea yang berasal dari *vacuum system* (2-Z-401) sedemikian rupa sehingga kondensat bersih dari NH_3 , CO_2 , dan urea untuk selanjutnya dikirim ke utilitas.



Gambar IV.3.5. Seksi Pengolahan *Process Condensate*

IV.3.5.1 Uraian Proses

Kondensat ditampung di *process condensate tank* (2-T-301) dengan kandungan urea sekitar 0.5 – 1 % berat. Kondensat ini kemudian dikirim ke bagian atas *distillation tower* (2-C-301) menggunakan *distillation tower feed pump* (2-P-301 A/B). Sebelum masuk ke *distillation tower* (2-C-301), kondensat dipanaskan terlebih dahulu di *distillation tower preheater* (2-E-301) dengan memanfaatkan panas dari kondensat yang keluar dari bagian bawah *distillation tower* (2-C-301). *Distillation tower* (2-C-301) terdiri dari 55 *tray* yang dibagi 2 dengan menggunakan *chimney tray* yang terletak antara *tray* 35 dan 36. Sebagian larutan karbonat dari *carbonate solution accumulator* (2-V-210) akan dimasukkan kembali ke dalam *distillation tower* sebagai *reflux*. Kondensat yang ditampung di *chimney tray* dipompa menggunakan *hydrolizer feed pump* (2-P-303 A/B) ke urea *hydrolizer* (2-R-301). Di urea *hydrolizer*, urea yang masih terkandung di dalam kondensat akan didekomposisi menjadi CO_2 dan NH_3 . Sebelum memasuki urea *hydrolizer* (2-R-301), kondensat dipanaskan di *hydrolizer preheater* (2-E-303 A/B) dengan memanfaatkan panas dari kondensat proses yang keluar dari urea *hydrolizer* (2-R-301). Proses dekomposisi urea di urea *hydrolizer* (2-R-301) berlangsung pada tekanan $35 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan suhu $235 \text{ }^\circ\text{C}$ dengan pemanas berupa *steam SM*. Uap yang keluar dari urea *hydrolizer* (2-R-301) dan *distillation tower* (2-C-301) akan dicampur dengan uap dari LP *decomposer* (2-E-205), kemudian dikirim ke *shell side* dari *ammonia preheater* (2-E-801) untuk dikondensasi. Kondensat yang meninggalkan bagian bawah urea *hydrolizer* (2-R-301) akan dikirim ke bagian tengah *distillation tower* (2-C-301)

untuk menjalani proses *stripping* NH_3 dengan menggunakan *steam* SLU. Kondensat yang sudah bersih dari NH_3 , CO_2 , dan urea akan meninggalkan bagian bawah *distillation tower* (2-C-301) pada suhu $154\text{ }^\circ\text{C}$ dan didinginkan di *carbamate preheater* (2-E-203) sampai suhunya menjadi $113\text{ }^\circ\text{C}$. Pendinginan dilanjutkan di *distillation tower preheater* (2-E-302) hingga mencapai suhu $77\text{ }^\circ\text{C}$, kemudian didinginkan di *final process condensate cooler* (2-E-301) hingga mencapai suhu $50\text{ }^\circ\text{C}$.

IV.4 Granulasi Urea

Urea granul diproduksi dengan cara menyemprotkan cairan urea ke atas bibit (*seed*) yang terfluidisasi. Proses penambahan ukuran partikel granul dapat dilakukan melalui 3 tahapan, yaitu:

1. Aglomerasi

Aglomerasi adalah pengikatan beberapa partikel menggunakan larutan yang berfungsi sebagai pengikat/lem. Aglomerasi sering menghasilkan produk yang tidak homogen dan memiliki sifat *mechanical* yang kurang baik.

2. Pelapisan

Pelapisan adalah penambahan ukuran yang dicapai dengan membentuk lapisan sekitar bibit (*seed*), sehingga terbentuk struktur “lapisan kulit bawang” (*onion skin structure*). Proses pelapisan dilakukan dalam satu interval dengan sedemikian rupa sehingga terjadi proses pembekuan (solidifikasi).

3. Akresi

Akreasi adalah pertumbuhan ukuran granul yang dicapai melalui proses penguapan dan solidifikasi kontinu dari sebuah tetesan urea ke atas bibit. Proses ini menghasilkan struktur urea granul yang baik dan seragam.

IV.4.1 Uraian Proses

Granulator (2-V-603) menerima umpan larutan urea dari *urea melt pump* (2-P-401 A/B). Sedangkan larutan urea UF-85 yang berasal dari *UF storage tank* (2-T-610) dipompa menggunakan *UF metering pump* (2-P-610 A/B) dan diinjeksikan ke dalam larutan urea di *suction urea melt pump* (2-P-401 A/B). Larutan urea 96% yang mengandung *formaldehide* ini selanjutnya dimasukkan ke dalam granulator dengan *spray nozzle* dan di-spray dengan udara atomisasi yang berasal dari *atomization air blower* (2-K-601). Udara atomisasi berasal dari udara luar yang ditekan di *atomization air blower* (2-K-601), kemudian dipanaskan

dalam *granulation atomizing air heater* (2-E-602) hingga temperaturnya mencapai 132 – 135 °C. Udara fluidisasi juga berasal dari udara luar yang ditekan di *granulator fluidization air fan* (2-K-602) dan dimasukkan kedalam granulator pada suhu 43 °C. Kemudian, urea granul yang keluar dari granulator dipisahkan dari bongkahan/*lump* dan aglomerat yang berukuran lebih besar dari 10 mm di dalam *granulator extractor* (2-X-602 A/B). Selanjutnya, dilakukan penyaringan dengan *safety screen* (2-X-610 A/B). *Lump* dan aglomerat yang terpisah akan dikirim ke *recycle tank* (2-T-603). Urea granul yang sudah bersih dari *lump* dan aglomerat dikirim ke *fluid bed cooler* (2-E-606) untuk didinginkan. Pendinginan dilakukan dengan menggunakan udara ambien dengan suhu 37 °C yang dikirim melalui *first cooler fluidization air fan* (2-K-604) setelah mengalami pemanasan di *first cooler air heater* (2-E-603).

Udara fluidisasi dari *fluid bed cooler* (2-E-606) dibuang ke atmosfer setelah melalui *cooler scrubber* (2-V-602) dan *cooler scrubber exhaust fan* (2-K-606). Urea granul yang keluar dari *fluid bed cooler* (2-E-606) dikirim ke *screen* (2-X-611 A/B) dengan menggunakan *bucket elevator* (2-X-607) setelah terlebih dahulu didistribusikan melalui *screen feeder* (2-X-604 A/B). Setelah keluar dari *screen* (2-X-611 A/B), urea granul dipisahkan menjadi *oversize*, *undersize*, dan *onsize*. Fraksi granul *undersize* dikirim ke *granulator* (2-V-603) sebagai bibit, sedangkan fraksi granul *oversize* dihancurkan di *roll crusher* (2-X-608 A/B) sebelum dikirim kembali ke granulator sebagai bibit. Granul yang *onsize* dikirim ke *second fluid bed cooler* (2-E-607) untuk didinginkan hingga suhu 45 °C sebelum dikirim ke *storage*. Udara fluidisasi dari *second fluid bed cooler* (2-E-607) dikirim ke *cooler scrubber* (2-V-602) menggunakan *cooler scrubber exhaust fan* (2-K-606) untuk dibuang ke atmosfer. Udara pendingin sebelum masuk ke *second fluid bed cooler* (2-E-607) terlebih dahulu didinginkan sampai 6 °C untuk menurunkan *humidity* udara di *final cooler air chiller* (2-E-604) dengan menggunakan *ammonia* cair bersuhu 1 °C.

Ammonia diperoleh dari Pabrik *Ammonia* melalui 2-LV-6011. Uap *ammonia* yang menguap di *final cooler air chiller* (2-E-604) dan uap *ammonia* yang terlepas dari *ammonia* panas yang masuk ke 2-V-604 dikirim ke refrigerasi Pabrik *Ammonia*. Air yang terpisah ditampung di *droplet separator* (2-V-605). Selanjutnya, udara dipanaskan di *final cooler air preheater* (2-E-605) hingga suhunya menjadi 9 °C.

DAFTAR PUSTAKA

- Tim Start Up Pabrik Ammonia Kaltim-4, 2002, “Buku Petunjuk Operasi Ammonia PT.Pupuk Kaltim IV”, Bontang.
- Tim Start Up Pabrik Urea Kaltim-4, 2001, “Buku Petunjuk Operasi Urea PT. PupukKaltim IV”, Bontang.
- Tim Start Up Utilitas Kaltim-4, 2001, “Buku Petunjuk Operasi Utility PT. Pupuk KaltimIV”, Bontang.

TUGAS KHUSUS





TUGAS KHUSUS

PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

Disusun oleh :

1. Adidoyo Prakoso

(02211940000105)

Dosen Pembimbing

Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng. (197305121999032001)

Departemen Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022

**ANALISA PERFORMA *MARINE PLATE HEAT EXCHANGER* (12 – E – 211A/B)
PADA UNIT UTILITAS PABRIK – 4**



Disusun oleh:

1. Adidoyo Prakoso

02211940000105

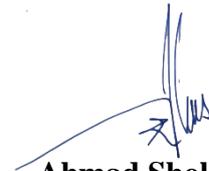
**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2022**

LEMBAR PENGESAHAN 1
LAPORAN KERJA PRAKTEK
PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
18 JULI – 18 SEPTEMBER 2022

Telah Disahkan dan disetujui
(Bontang, 15 September 2022)

Menyetujui,

Pembimbing Bagian
Utilitas



Ahmad Sholeh
NPK. 8702875

Mengetahui,

VP Operasi Pabrik-4



Andik Ahmadi
NPK. 8702875

VP PSDMO



Bondar Priandono
NPK. 4093887

LEMBAR PENGESAHAN 2
LAPORAN KERJA PRAKTEK
PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
18 JULI – 18 SEPTEMBER 2022

Disusun Oleh :

Adidojo Prakoso

02211940000105

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA
2022

Telah Di sahkan dan Disetujui Oleh
(Surabaya, 19 Desember 2022)

Sekretaris Departemen I
Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS

Dosen Pembimbing
Kerja Praktik



Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng
NIP. 19761229 200912 1 001



Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng.
NIP. 19730512 199903 2 0001

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kehadiran Allah SWT, yang telah memberikan rahmat-Nya sehingga laporan Kerja Praktik di PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR dapat diselesaikan dengan baik. Kerja Praktik merupakan mata kuliah wajib bagi mahasiswa Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Tujuan dari kerja Praktik yaitu agar mahasiswa dapat memahami dan melihat secara langsung aplikasi di lapangan, khususnya di dunia industri saat ini dan pengaplikasian teori-teori yang telah diperoleh selama dibangku kuliah. Disamping itu, diharapkan dapat terjalin hubungan yang erat antara instansi pendidikan dengan dunia industri. Saya mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu Saya sehingga dapat menyelesaikan kerja Praktik dan menyusun laporan ini. Secara khusus Saya mengucapkan terima kasih kepada:

1. Kedua orangtua dan keluarga tercinta yang selalu memotivasi dan mendukung penulis
2. Seluruh teman-teman Saya penghuni *estate* 2000 blok E-35
3. Bapak Ahmad Sholeh dan Bapak Arief Hariyono selaku pembimbing kerja praktik Saya di PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
4. Bapak Bondar Priandono selaku VP Pengembangan SDM & Organisasi
5. Bapak Andik Ahmadi selaku VP Operasi Pabrik – 4
6. Bapak Arya Pratama Putra selaku perwakilan penyelenggara program kerja praktik
7. Ibu Dr. Eng. Widiyastuti, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS
8. Ibu Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing Kerja Praktik Saya
9. Bapak Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc. selaku Sekretaris Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS

Dengan menyadari segala keterbatasan ilmu yang Saya miliki, laporan ini tentu sangat jauh dari sempurna. Untuk itu, Saya mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun. Semoga laporan kerja Praktik ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Bontang, 05 September 2022

Hormat Saya,

Penyusun



DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	i
DAFTAR ISI	ii
DAFTAR TABEL	iii
DAFTAR GAMBAR.....	iv
BAB 1: PENDAHULUAN.....	
Latar Belakang	1
Rumusan Masalah	2
Batasan Masalah.....	3
Tujuan.....	3
Manfaat.....	3
BAB 2: TINJAUAN PUSTAKA	
<i>Heat Exchanger</i>	4
Prinsip Kerja <i>Heat Exchanger</i>	4
<i>Plate Heat Exchanger</i>	6
Penyusunan <i>Plate Heat Exchanger</i>	7
<i>Fouling Factor</i>	7
BAB 3: METODOLOGI	
Kerangka Berpikir	9
Metode Pengumpulan Data	10
Metode Pengolahan Data.....	10
BAB 4: HASIL DAN PEMBAHASAN	
Hasil Perhitungan <i>Heat Exchanger</i>	14
Hasil Simulasi Optimasi <i>Heat Exchanger</i>	18
BAB 5: PENUTUP	
Kesimpulan.....	21
Saran.....	21
DAFTAR PUSTAKA.....	22
APPENDIX	23



DAFTAR TABEL

Tabel IV.1.1: Tabel Hasil Pengamatan dan Pengolahan Data pada MPHE 12 – E – 211A.....	14
Tabel IV.1.2: Tabel Hasil Pengamatan dan Pengolahan Data pada MPHE 12 – E – 211B.....	14
Tabel IV.2.1: Tabel Hasil Simulasi Optimasi pada MPHE 12 – E – 211A/B.....	18
Tabel IV.2.2: Tabel Rekomendasi Optimasi pada MPHE 12 – E – 211A/B	18



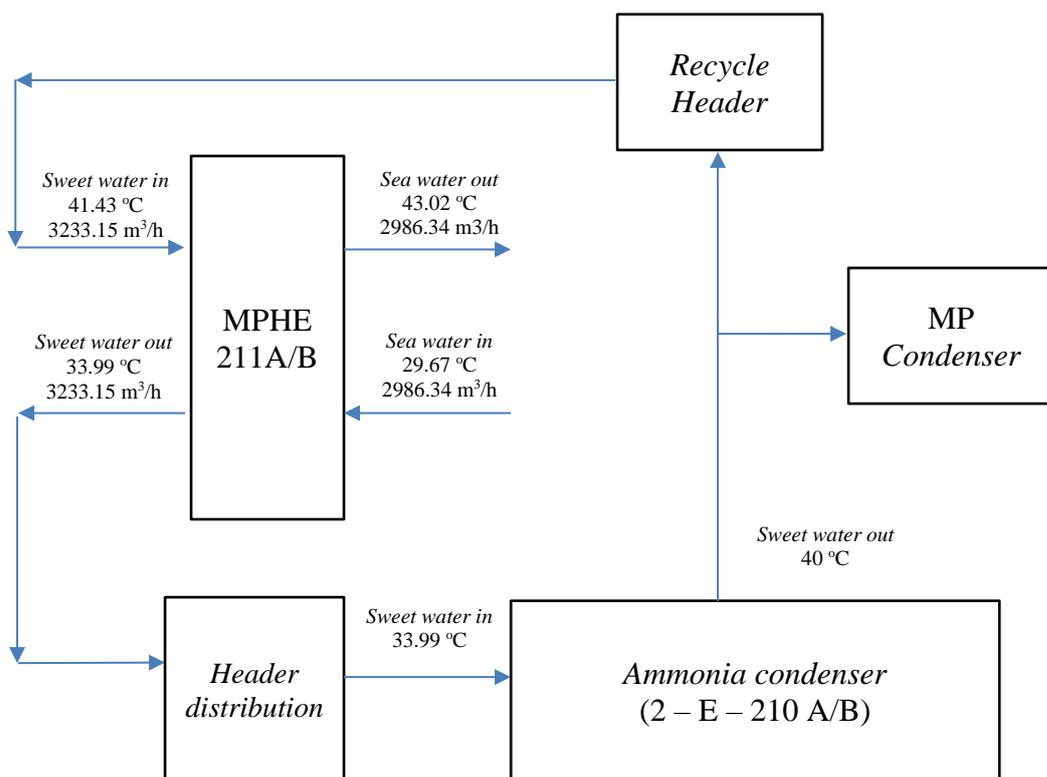
DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1.1: Gambaran <i>Process Flow</i> dari <i>Cooling Water</i> pada MPHE	1
Gambar I.2.1: Kurva Pembacaan <i>Flowrate</i> pada HP <i>Ammonia Pump</i>	2
Gambar II.2.1: Profil Suhu pada Aliran <i>Counter Current</i>	5
Gambar II.2.2: Ilustrasi Aliran <i>Counter Current</i>	5
Gambar II.2.3: Profil Suhu pada Aliran <i>Cocurrent</i>	5
Gambar II.2.4: Ilustrasi Aliran <i>Cocurrent</i>	6
Gambar II.3.1: Ilustrasi <i>Plate</i> Beserta <i>Gaskets</i>	6
Gambar II.4.1: Ilustrasi <i>Single-Pass U-Arrangement</i>	7
Gambar II.4.2: Ilustrasi <i>Single-Pass Z-Arrangement</i>	7
Gambar II.5.1: Ilustrasi <i>Crystallization Fouling</i> pada <i>Plate</i>	8
Gambar III.3.1.1: Pengisian <i>Operating Condition</i>	10
Gambar III.3.1.2: Nilai <i>Overall Heat Transfer Coefficient</i>	11
Gambar III.3.4.1: Data Aktual pada <i>Exchanger</i>	12
Gambar III.3.4.2: Data <i>Design</i> dari <i>Exchanger</i>	12
Gambar III.3.4.3: Data Performa Hasil Simulasi pada <i>Exchanger</i>	13
Gambar III.3.4.4: <i>Layout</i> dari <i>Exchanger</i> Hasil Simulasi	13
Gambar IV.1.1: Kurva Perbandingan <i>Overall Heat Transfer</i> MPHE 12 – E – 211A	15
Gambar IV.1.2: Kurva Perbandingan <i>Overall Heat Transfer</i> MPHE 12 – E – 211B	15
Gambar IV.1.3: Kurva Perbandingan Nilai <i>Fouling Factor</i> MPHE 12 – E – 211A	16
Gambar IV.1.4: Kurva Perbandingan Nilai <i>Fouling Factor</i> MPHE 12 – E – 211B	16
Gambar IV.1.5: Kurva Perbandingan Nilai Efisiensi MPHE 12 – E – 211A	17
Gambar IV.1.6: Kurva Perbandingan Nilai Efisiensi MPHE 12 – E – 211B	17
Gambar IV.2.1: Hasil Simulasi pada <i>Ammonia Condenser</i>	20

BAB I PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Pada unit utilitas, terdapat *marine plate heat exchanger* (MPHE) yang berfungsi untuk mendinginkan *cooling water* dengan memanfaatkan air laut sebagai media pendingin. Selanjutnya, *cooling water* yang sudah didinginkan akan digunakan kembali untuk proses pendinginan pada *unit operation*, sedangkan air laut akan dikembalikan lagi menuju laut. Berikut adalah gambaran *process flow* air laut yang digunakan sebagai media pendingin



Gambar I.1.1. Gambaran *Process Flow* dari *Cooling Water* pada MPHE

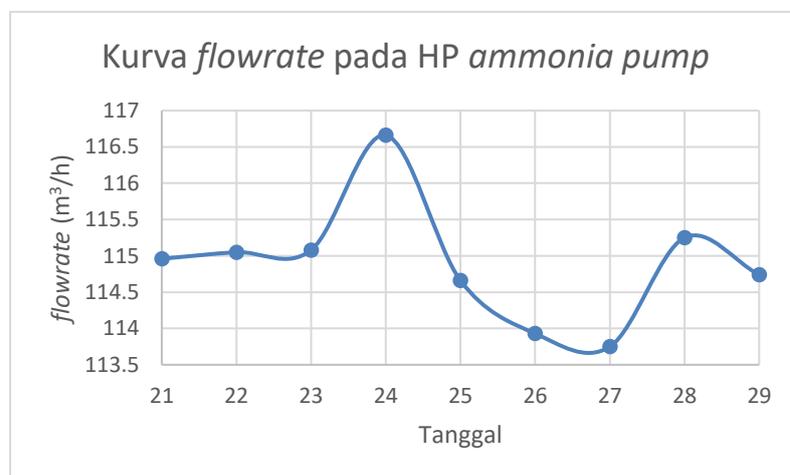
Proses pertukaran panas terjadi didalam *Marine Plate Heat Exchanger* (MPHE) dengan memanfaatkan *plate-plate* yang dimiliki *exchanger* dimana terdapat aliran fluida panas dan fluida dingin. Proses pertukaran panas sendiri bergantung pada rate fluida dingin dan panas, luasan area dan temperatur tiap fluida. Selain itu, arah aliran berupa *counter current* dimana fluida panas dan dingin dialirkan pada satu sisi tetapi beda *suction*.

Performa pada MPHE akan mempengaruhi *cooling water* dan performa alat-alat lain yang memerlukan *cooling water*. Apabila MPHE tidak mampu menurunkan suhu *cooling water* sampai batas terendahnya, hal ini dapat mengakibatkan *temperature outlet* dari *cooling water* akan bernilai tinggi sehingga proses pendinginan pada proses yang memanfaatkan

cooling water tidak maksimal dan temperatur pada tiap proses akan naik. Oleh karena itu, dalam tugas khusus ini akan dilakukan evaluasi terhadap performa MPHE 12 – E – 211 A/B dengan melihat nilai dari *fouling factor* dan nilai efisiensi dari *exchanger*.

I.2. Rumusan Masalah

Penyusunan tugas khusus ini didasarkan atas adanya permasalahan pada *ammonia condenser* (2 – E – 210 A/B) dimana *condenser* tersebut memanfaatkan *cooling water* yang didinginkan dari unit utilitas, yang selanjutnya digunakan untuk mengondensasikan gas *ammonia*, memiliki performa yang dinilai kurang efisien. Adapun masalah yang dimaksudkan adalah suhu *outlet* dari *condenser* dinilai masih terlalu panas yang berakibat pada kenaikan suhu pada *ammonia receiver*. Kenaikan suhu pada *ammonia receiver* mampu mengakibatkan penurunan *flowrate* yang dipindahkan oleh pompa HP *ammonia pump*. Dengan kata lain, terjadi kavitasi pada HP *ammonia pump*. Berikut adalah grafik *flowrate* pada pompa HP *ammonia pump*.



Gambar I.2.1. Kurva Pembacaan *Flowrate* pada HP *Ammonia Pump*

Oleh karena permasalahan diatas, *marine plate heat exchanger* (MPHE) 12 – E – 211 A/B yang berfungsi untuk mendinginkan *cooling water* yang digunakan pada *ammonia condenser* perlu dilakukan evaluasi kinerja. Evaluasi kinerja pada *exchanger* tersebut meliputi perhitungan efisiensi dan perhitungan besarnya nilai *overall heat transfer coefficient* berdasarkan hasil simulasi menggunakan *software* yang didasari oleh data lapangan.

I.3. Batasan Masalah

Pembatasan masalah seputar analisa kinerja MPHE (12 – E – 211) meliputi perhitungan *overall heat transfer coefficient* yang dibantu dengan *software* simulasi dan perhitungan efisiensi secara manual dengan cara membandingkan antara suhu *inlet* dan *outlet* baik dari *sea water* maupun *sweet cooling water*.

I.4 Tujuan

Tujuan dari pengerjaan tugas khusus ini adalah untuk menganalisa dan mengevaluasi kinerja dari MPHE 12 – E – 211 A/B berdasarkan analisis perhitungan *fouling factor* dan efisiensi yang menggunakan data *design* dan data aktual lapangan.

I.5. Manfaat

Manfaat dari pengerjaan tugas khusus ini adalah untuk mengetahui kinerja MPHE 12 – E – 211 sehingga dapat dilakukan tindak lanjut untuk mendapatkan penurunan nilai suhu *outlet* pada MPHE 12 – E – 211 A/B sehingga dapat menurunkan suhu pada *ammonia condenser* dan dapat meningkatkan *flowrate* dari HP *ammonia pump*.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1. *Heat Exchanger*

Heat exchanger merupakan alat penukar panas yang umum digunakan dalam industri. Adapun jenis *exchanger* yang paling sering digunakan adalah *exchanger* yang memiliki prinsip kerja dimana fluida panas dan fluida dingin tidak mengalami kontak secara langsung, melainkan dipisahkan oleh dinding tabung atau permukaan datar. Dalam hal ini, peristiwa perpindahan panas terjadi secara konveksi dan konduksi. Perpindahan panas secara konveksi terjadi pada aliran fluida panas itu sendiri, sedangkan perpindahan panas secara konduksi terjadi pada dinding pipa atau dinding yang membatasi antara fluida dingin dan fluida panas. Secara matematis, besarnya panas yang dipindahkan melalui suatu luasan adalah sebagai berikut.

$$Q = UA\Delta T_m$$

Dengan

Q = Besarnya panas yang dipindahkan (Watt)

U = *Overall heat transfer coefficient* (W/m² C)

A = Luas kontak antara fluida panas dan dingin (m²)

ΔT_m = *mean temperature difference* (°C)

(Geankoplis, 2003)

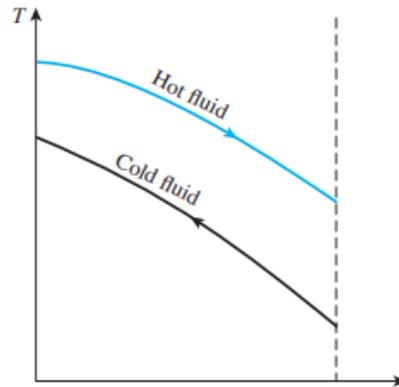
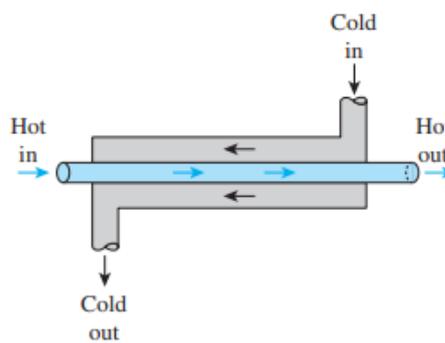
II.2. Prinsip Kerja *Heat Exchanger*

Peristiwa perpindahan panas yang terjadi pada *heat exchanger* dapat terjadi karena adanya perbedaan suhu antara fluida panas dan fluida dingin. Untuk menganalisa peristiwa tersebut, dibutuhkan parameter seperti *overall heat transfer coefficient* (U) yang merupakan besaran yang menunjukkan laju perpindahan panas dari fluida panas melalui medium tertentu menuju fluida dingin yang memiliki suhu lebih rendah. Selain *overall heat transfer coefficient*, diperlukan pula parameter *logarithmic mean temperature difference* (LMTD) yang menyatakan perbedaan suhu rata – rata antara fluida panas dan fluida dingin pada keseluruhan permukaan dari *heat exchanger*. *Heat exchanger* dirancang sedemikian mungkin agar perpindahan panas antar fluida dapat berlangsung secara efisien. Secara umum, terdapat dua aliran dalam proses pertukaran panas, yaitu:

- Aliran *counter current*

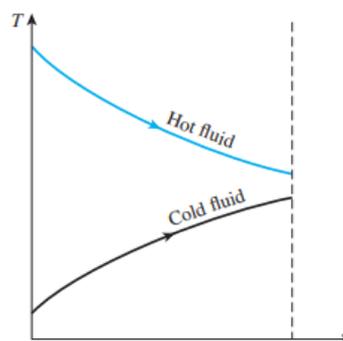
Pada tipe aliran ini, fluida panas dan fluida dingin memiliki arah aliran yang berlawanan. Berikut adalah ilustrasi aliran *counter current* dan profil suhu dari tipe aliran *counter current*.

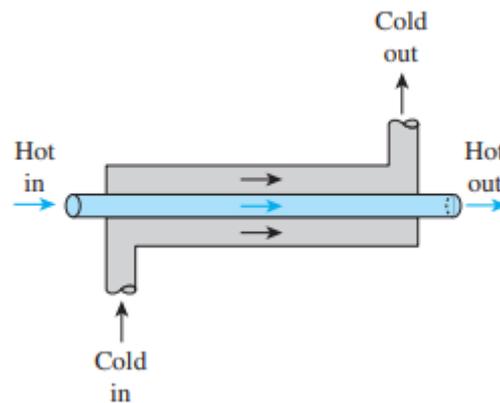


Gambar II.2.1. Profil Suhu pada Aliran *Counter Current*Gambar II.2.2. Ilustrasi Aliran *Counter Current*

- Aliran *cocurrent*

Berbeda dengan tipe *counter current*, pada tipe aliran *cocurrent*, fluida panas dan fluida dingin memiliki arah aliran yang sama. Berikut adalah ilustrasi aliran *cocurrent* dan profil suhu dari tipe aliran *cocurrent*.

Gambar II.2.3. Profil Suhu pada Aliran *Cocurrent*



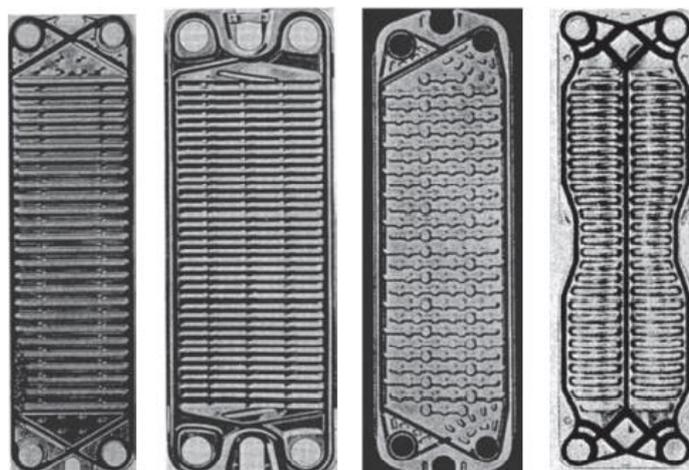
Gambar II.2.4. Ilustrasi Aliran Cocurrent

(Cengel, 2002)

II.3. Plate Heat Exchanger

Plate heat exchanger (PHE) termasuk kedalam *heat exchanger* yang berfungsi sebagai alat penukar panas. PHE tersusun atas *plate* yang memiliki pola di permukaannya untuk memperbesar luas kontak perpindahan panas. Selain itu, pada PHE juga terdapat *gasket seals* yang berfungsi untuk menyegel suatu *channel* diantara *plate* saat *plate* tersebut disusun. *Channel* yang terdapat pada PHE merupakan tempat dimana fluida dingin dan fluida panas saling bertukar panas. Fluida – fluida tersebut dapat disusun secara seri, paralel, *single pass*, *multi-pass*, dan bahkan kombinasi.

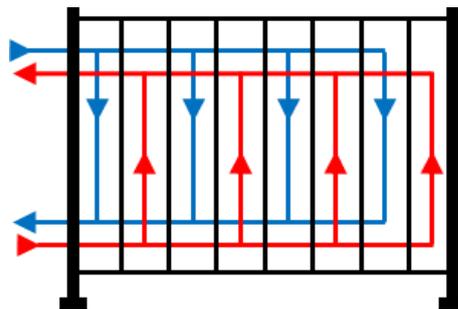
Karena PHE memiliki kelebihan seperti *easy maintenance*, memiliki *heat transfer area* yang mudah diubah – ubah dengan cara menambah atau mengurangi jumlah *plate*, serta memiliki *heat transfer coefficient* yang tinggi, PHE sering digunakan dalam dunia industri seperti pada industri *food processing*, sebagai *refrigeration system*, *chemical processing*, dan industri *pulp and paper* (Tabares, 2019).



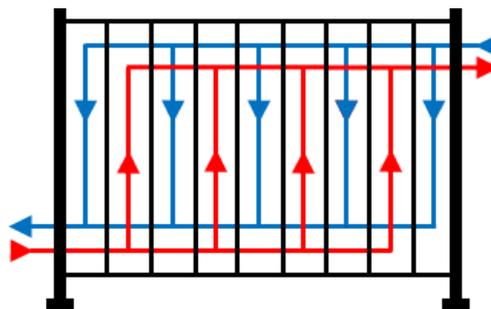
Gambar II.3.1. Ilustrasi Plate Beserta Gaskets

II.4. Penyusunan *Plate Heat Exchanger*

Pengaturan susunan *plate heat exchanger* (PHE) yang paling sederhana adalah dimana kedua fluida hanya menghasilkan satu lintasan sehingga tidak ada perubahan arah aliran yang dikenal sebagai 1-1 *single pass arrangements*, dengan aliran *countercurrent* dan *concurrent*. Keuntungan dari *single pass arrangements* adalah *inlet* dan *outlet* fluida dipasang pada *fixed plate*. Sehingga memudahkan untuk membuka peralatan saat melakukan *maintenance* dan *cleaning* tanpa mengganggu *pipework*. Desain *single-pass* yang paling sering digunakan adalah *U-arrangement*. Selain desain diatas, terdapat pula desain yang lain yaitu *Z-arrangement* dimana *inlet* dan *outlet* cairan berada di kedua ujung *plate*.



Gambar II.4.1. Ilustrasi *Single-Pass U-Arrangement*

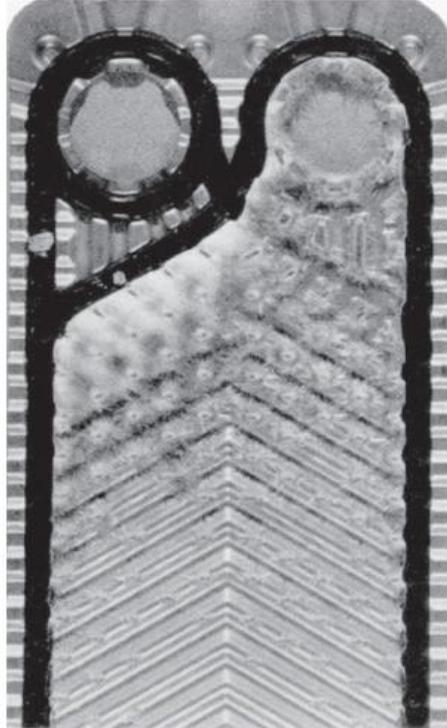


Gambar II.4.2. Ilustrasi *Single-Pass Z-Arrangement*

II.5. *Fouling Factor*

Secara umum, performa dari *plate heat exchanger* (PHE) dapat mengalami penurunan. Salah satu penyebab dari penurunan performa PHE adalah terbentuknya *fouling* atau kerak. Kerak yang terakumulasi dapat meningkatkan *resistance* dari *overall heat transfer coefficient* sehingga dapat menurunkan dari *rate* perpindahan panas suatu *exchanger*. Secara umum, *fouling* yang terbentuk pada *exchanger* dapat dibedakan menjadi beberapa jenis, seperti *particulate fouling*, *crystallization fouling*, *biological fouling*, *chemical reaction fouling*, *corrosion fouling*, dan *solidification fouling*. Untuk mengatasi penurunan performa *exchanger* yang disebabkan oleh *fouling*, maka perlu dilakukan langkah – langkah mitigasi seperti

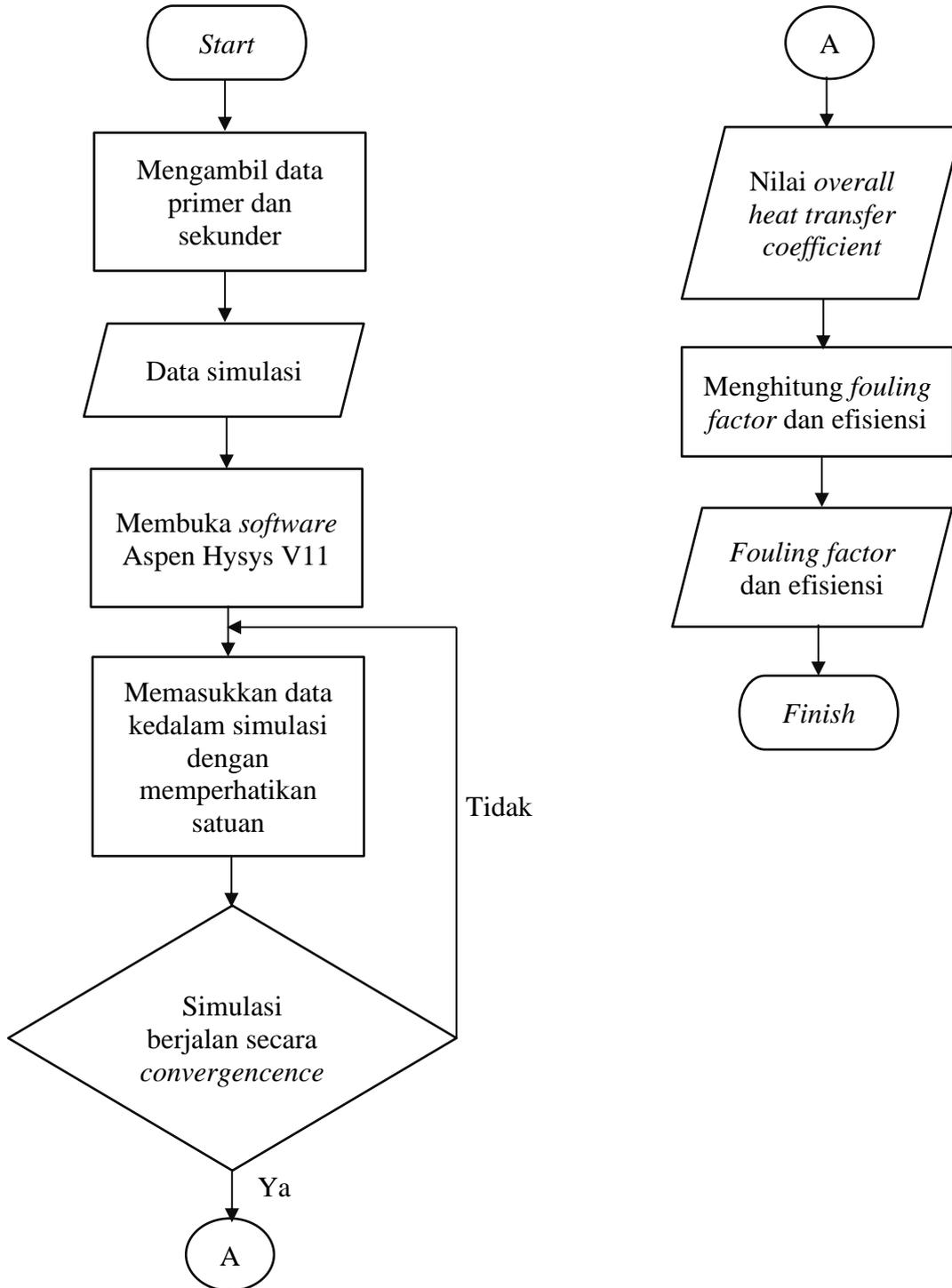
melakukan *cleaning* pada *exchanger*, melakukan *backflush* pada *exchanger*, dan memberikan *chemical injection* (Wang, 2007).



Gambar II.5.1. Ilustrasi *Crystallization Fouling* pada *Plate*

BAB III
METODOLOGI

III.1. Kerangka Berpikir



III.2. Metode Pengumpulan Data

III.2.1. Data Primer

Merupakan sekumpulan data yang diperoleh dari pengamatan dan pengukuran besaran dari *unit operation* secara langsung di lapangan. Selain pengambilan data secara langsung di lapangan, data primer juga mampu didapatkan melalui *log sheet data* yang terintegrasi pada *control room panel* Pabrik – 4. Adapun data yang diambil baik secara langsung atau melalui *log sheet data* adalah data suhu, *flowrate*, tekanan, dan *pressure drop* dari tanggal 24 – 29 Agustus 2022.

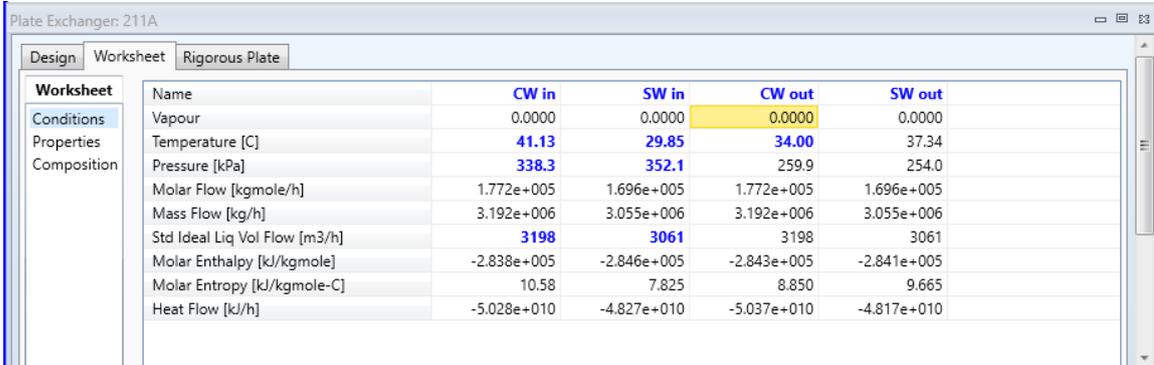
III.2.2. Data Sekunder

Data sekunder merupakan data yang diperoleh dari studi literatur umum maupun literatur khusus yang berasal dari unit *ammonia* dan unit utilitas Pabrik – 4. Adapun data sekunder yang diambil adalah sebagai berikut.

- Data *operating temperature* dan *operating pressure* serta spesifikasi dari *marine plate heat exchanger* (MPHE) 12 – E – 211A/B
- Data *design temperature* dan *design pressure* yang diambil dari *process flow diagram* (PFD) dari unit urea Pabrik – 4
- Data instrumen yang diambil dari *process & instrumentation diagram* (P&ID) dari unit urea dan utilitas Pabrik – 4

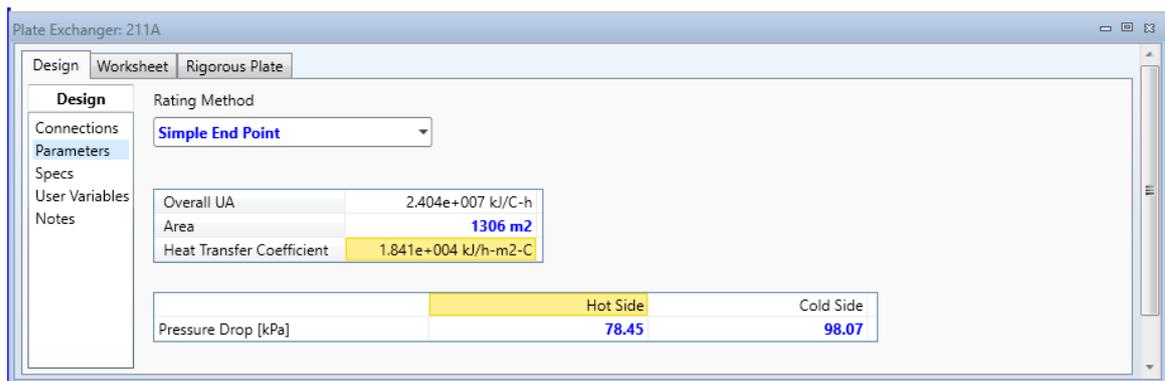
III.3. Metode Pengolahan Data

III.3.1. Mencari Overall Heat Transfer Coefficient dengan Bantuan Software



Name	CW in	SW in	CW out	SW out
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	41.13	29.85	34.00	37.34
Pressure [kPa]	338.3	352.1	259.9	254.0
Molar Flow [kgmole/h]	1.772e+005	1.696e+005	1.772e+005	1.696e+005
Mass Flow [kg/h]	3.192e+006	3.055e+006	3.192e+006	3.055e+006
Std Ideal Liq Vol Flow [m ³ /h]	3198	3061	3198	3061
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.838e+005	-2.846e+005	-2.843e+005	-2.841e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	10.58	7.825	8.850	9.665
Heat Flow [kJ/h]	-5.028e+010	-4.827e+010	-5.037e+010	-4.817e+010

Gambar III.3.1.1. Pengisian *Operating Condition*



Gambar III.3.1.2. Nilai Overall Heat Transfer Coefficient

III.3.2. Menghitung Fouling Factor (R_d)

Fouling factor adalah suatu besaran yang menyatakan jumlah pengotor yang terdapat pada *exchanger*. Besaran ini dapat diperoleh dengan cara membandingkan antara koefisien perpindahan panas *exchanger* dalam keadaan benar – benar bersih terhadap koefisien sesungguhnya yang terdapat di lapangan. Secara matematis, *fouling factor* dirumuskan sebagai berikut.

$$R_d = \frac{U_C - U_A}{U_C \times U_A}$$

Dengan,

R_d = *fouling factor* ($m^2 \cdot \text{Jam} \cdot ^\circ\text{C}/\text{Kkal}$)

U_C = koefisien perpindahan panas pada kondisi *plate* bersih ($\text{Kkal}/m^2 \cdot \text{Jam} \cdot ^\circ\text{C}$)

U_A = koefisien perpindahan panas sesungguhnya ($\text{Kkal}/m^2 \cdot \text{Jam} \cdot ^\circ\text{C}$)

III.3.3. Menghitung Efisiensi Heat Exchanger

Efisiensi pada *heat exchanger* dapat ditentukan dengan membandingkan besarnya selisih suhu antara suhu *inlet* dan *outlet* dari fluida panas dengan selisih suhu *inlet* antara fluida panas dan fluida dingin. Secara matematis, efisiensi dari *heat exchanger* dapat dituliskan sebagai berikut.

$$\eta = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \times 100\%$$

Dengan,

η = efisiensi *exchanger* (%)

T_1 = suhu *inlet* pada fluida panas ($^\circ\text{C}$)

T_2 = suhu *outlet* pada fluida panas ($^\circ\text{C}$)

t_1 = suhu *inlet* pada fluida dingin (°C)

III.3.4. Memasukkan Data Aktual MPHE pada *Software* pada Proses Optimasi

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	<input type="text"/>		<input type="text"/>	
Mass flow rate (total)	kg/h	3233125	3055024	
Temperature	°C	41.43	29.67	
Vapor mass fraction		0	0	
Operating pressure (absolute)	kgf/cm ²	6.4	7	
Heat exchanged	kW <input type="text"/>			
Adjust if over-specified	Outlet temperature		Flowrate	
Estimated pressure drop	kPa	62.763	68.647	
Allowable pressure drop	kPa	62.763	68.647	
Fouling resistance	m ² -K/W	1E-05	4E-05	

Gambar III.3.4.1. Data Aktual pada *Exchanger*

✓ Plate Details ✓ Asymmetric Plates

PlateData

Plate data / manufacturer	<input type="text"/>
Plate name	<input type="text"/>
Chevron angle (to horizontal)	35 Degrees
Other chevron angle (mixed Plates)	35 Degrees
Horizontal port centers distance	720 mm
Vertical port centers distance	2394 mm
Plate thickness	0.6 mm
Compressed plate pitch	4.8 mm
Port diameter	720 mm
Plate width	1570 mm
Area of plate(s)	2.659 m ²
Number of plates for area	1
	User Data

Save Delete Plate Databank...

Horizontal Port Centres 720.0 mm

Vertical Port Centres 2394.0 mm

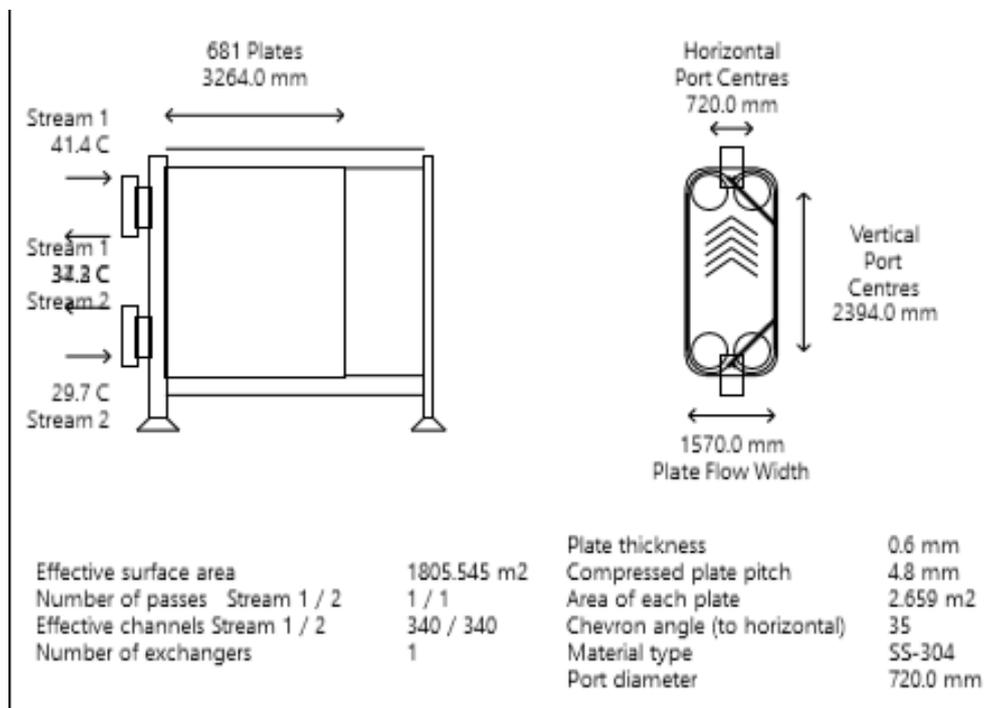
1570.0 mm Plate Flow Width

Gambar III.3.4.2. Data *Design* dari *Exchanger*

Simulation		Hot Side		Cold Side	
Total mass flow rate	kg/h	3233125		3055025	
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0	0	0	0
Liquid mass flow rate	kg/h	3233125	3233125	3055025	3055025
Vapor mass quality		0	0	0	0
Temperatures	°C	41.43	34.33	29.67	37.19
Dew / Bubble point	°C				
Pressure (abs)	kPa	627.626	597.816	686.466	659.179
Heat transfer coeff. (mean)	W/(m ² -K)	10347.8		9589.5	
Fouling resistance	m ² -K/W	1E-05		4E-05	
Velocity (Port/Plate)	m/s	2.22	/ 0.4	2.09	/ 0.38
Wall shear stress (mean)	N/m ²	35.77		32.77	
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	62.763	/ 29.81	68.647	/ 27.286
Residence volume	m ³	8.7553		8.7553	
Residence time	Seconds	9.73		10.33	
Total heat exchanged	kW	27518.2		Exchangers	1
Overall coef. (dirty/clean)	W/(m ² -K)	3435.1	/ 4182.1	Plates	681
Effective surface area	m ²	1805.5		Passes - hot / cold	1 / 1
Overall effective MTD	°C	4.45		Channels - hot / cold	340 / 340
Actual/Reqd. area (dirty/clean)		1	/ 1.22	Plate - length / width	mm 3244 / 1570
Actual/Reqd. area (incl. fouling margin)				Plate - pitch / thk	mm 4.8 / 0.6
Risk of maldistribution		No		Port diameter	mm 720
				Chevron Angle	Degrees 35

Heat Transfer Resistance	
Hot side / Fouling / Wall / Fouling / Cold side	
Hot side	
	Cold side

Gambar III.3.4.3. Data Performa Hasil Simulasi pada Exchanger



Gambar III.3.4.4. Layout dari Exchanger Hasil Simulasi

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1. Hasil Perhitungan *Heat Exchanger*

Proses evaluasi dari *marine plate heat exchanger* (MPHE) 12 – E – 211A/B dilakukan dengan cara mencari nilai *overall heat transfer coefficient* dengan cara mensimulasikan pada *software*. Selain nilai *overall heat transfer coefficient*, evaluasi *marine plate heat exchanger* juga dapat dilakukan dengan menghitung nilai *fouling factor* dan nilai efisiensi dari *exchanger* itu sendiri. Untuk dapat menghasilkan nilai – nilai diatas, diperlukan pula data lapangan dari kondisi operasi *exchanger*. Adapun data tersebut diambil melalui *log sheet data* pada *control room* mulai dari tanggal 24 Agustus 2022 hingga 29 Agustus 2022. Berikut adalah data hasil perhitungan dan pengamatan yang sudah dilakukan pada masing – masing *exchanger*.

Tabel IV.1.1. Tabel Hasil Pengamatan dan Pengolahan Data pada MPHE 12 – E – 211A

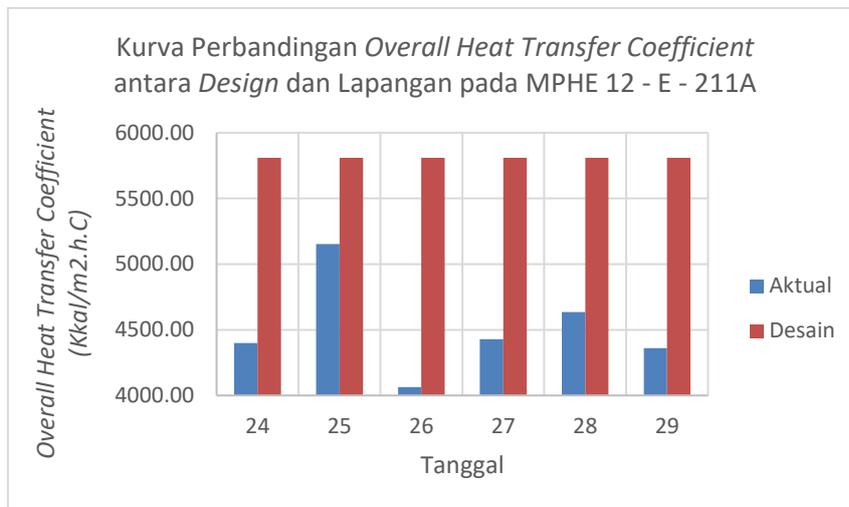
<i>Marine Plate Heat Exchanger</i> (MPHE) 12 – E – 211A									
Tanggal	<i>Sea water</i>		<i>Cooling water</i>		<i>Flowrate sea water</i> (m ³ /h)	<i>Flowrate cooling water</i> (m ³ /h)	<i>Overall heat exchanger coefficient</i> (kcal/m ² .C.h)	<i>Fouling factor</i> (m ² .h.°C/Kkal)	Efisiensi (%)
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)					
Desain	31.50	41.10	45.40	35.00	3148.87	2862.72	5809.00	2.25x10 ⁻⁵	74.82
24	29.85	40.83	41.13	34.00	3061.42	3198.25	4400.10	7.76x10 ⁻⁵	63.19
25	29.76	41.29	41.17	33.58	3081.42	3205.63	5152.96	4.44x10 ⁻⁵	66.48
26	29.61	41.00	41.67	34.33	3024.83	3222.92	4063.10	9.64x10 ⁻⁵	60.82
27	29.46	41.08	41.54	34.00	3019.17	3246.04	4428.78	7.61x10 ⁻⁵	62.42
28	29.75	40.29	41.13	34.00	3027.08	3304.92	4634.32	6.61x10 ⁻⁵	62.64
29	29.58	41.19	41.19	34.00	2954.86	3221.00	4359.46	7.97x10 ⁻⁵	61.92

Tabel IV.1.2. Tabel Hasil Pengamatan dan Pengolahan Data pada MPHE 12 – E – 211B

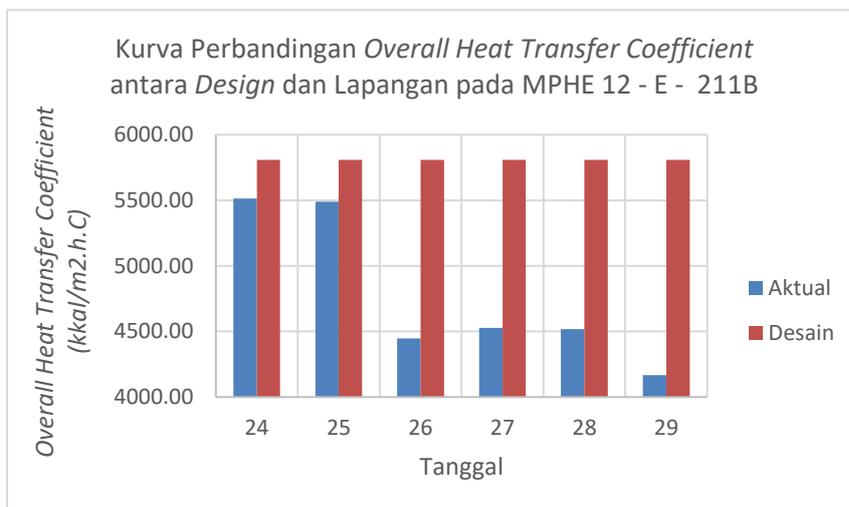
<i>Marine Plate Heat Exchanger</i> (MPHE) 12 – E – 211B									
Tanggal	<i>Sea water</i>		<i>Cooling water</i>		<i>Flowrate sea water</i> (m ³ /h)	<i>Flowrate cooling water</i> (m ³ /h)	<i>Overall heat exchanger coefficient</i> (kcal/m ² .C.h)	<i>Fouling factor</i> (m ² .h.°C/Kkal)	Efisiensi (%)
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)					
Desain	31.50	41.10	45.40	35.00	3148.87	2862.72	5809.00	2.25x10 ⁻⁵	74.82
24	29.85	44.58	40.96	33.50	2944.67	3198.25	5513.86	3.17x10 ⁻⁵	67.14
25	29.76	45.38	41.25	33.33	2957.67	3205.63	6063.58	1.52x10 ⁻⁵	68.90
26	29.61	44.33	43.92	35.08	2879.58	3222.92	4447.90	7.51x10 ⁻⁵	61.74
27	29.46	45.06	41.31	34.00	2865.13	3246.04	4526.77	7.12x10 ⁻⁵	61.70
28	29.75	46.00	41.00	34.00	3044.00	3304.92	4517.21	7.17x10 ⁻⁵	62.22
29	29.58	45.19	40.94	34.00	2976.25	3221.00	4168.26	9.02x10 ⁻⁵	61.08



Selain data diatas, berikut adalah kurva yang menyatakan perbandingan nilai *overall heat transfer*, *fouling factor*, dan efisiensi baik dari data *design* dan dari data aktual yang diambil.



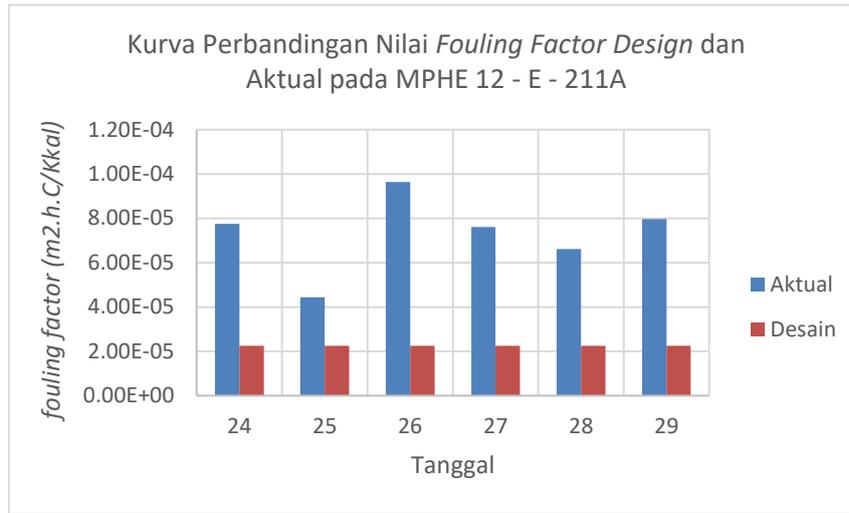
Gambar IV.1.1. Kurva Perbandingan *Overall Heat Transfer Coefficient* MPHE 211A



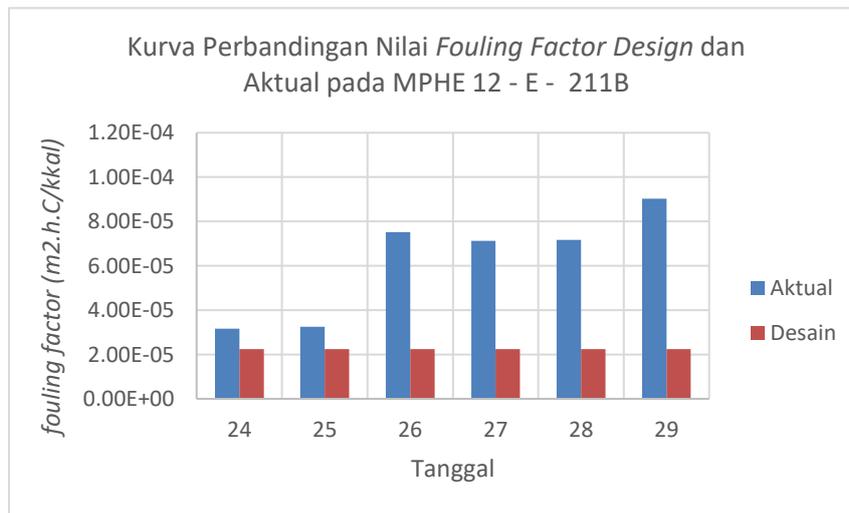
Gambar IV.1.2. Kurva Perbandingan *Overall Heat Transfer Coefficient* MPHE 211B

Berdasarkan gambar di atas, dapat diketahui bahwa nilai dari *overall heat transfer coefficient* aktual memiliki nilai yang lebih rendah daripada *overall heat transfer coefficient* yang dimiliki oleh *design*. Penurunan nilai *overall heat transfer coefficient* dapat terjadi karena adanya *fouling* yang terbentuk dan terakumulasi dalam *exchanger* yang dapat mengakibatkan turunnya performa *exchanger* untuk melakukan transfer panas. Adapun nilai rata – rata *overall heat transfer coefficient* yang dimiliki oleh *exchanger* 12 – E – 211A adalah sebesar 4506.45 kkal/m².h.C. Untuk *exchanger* 12 – E – 211B, nilai rata – rata dari *overall heat transfer*

coefficient adalah sebesar 4777.33 kkal/m².h.C dengan nilai *overall heat transfer coefficient* pada *design* sebesar 5809 kkal/m².h.C.

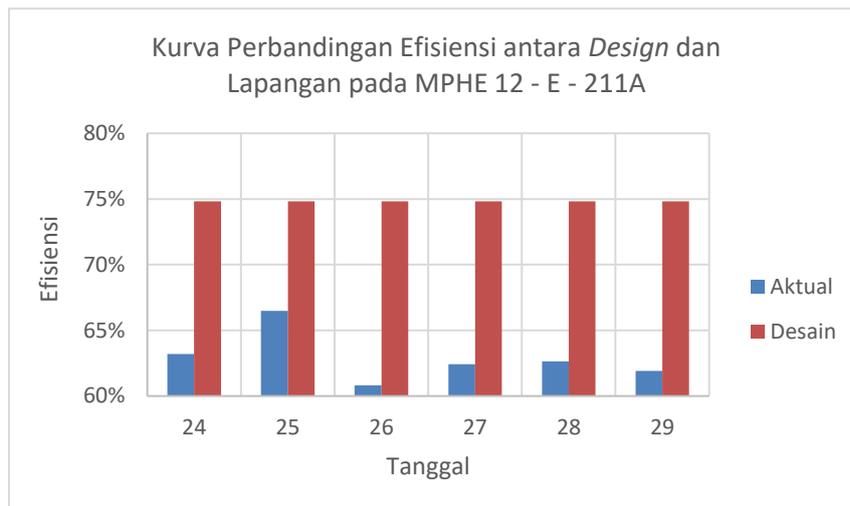


Gambar IV.1.3. Kurva Perbandingan Nilai *Fouling Factor* MPHE 12 – E – 211A

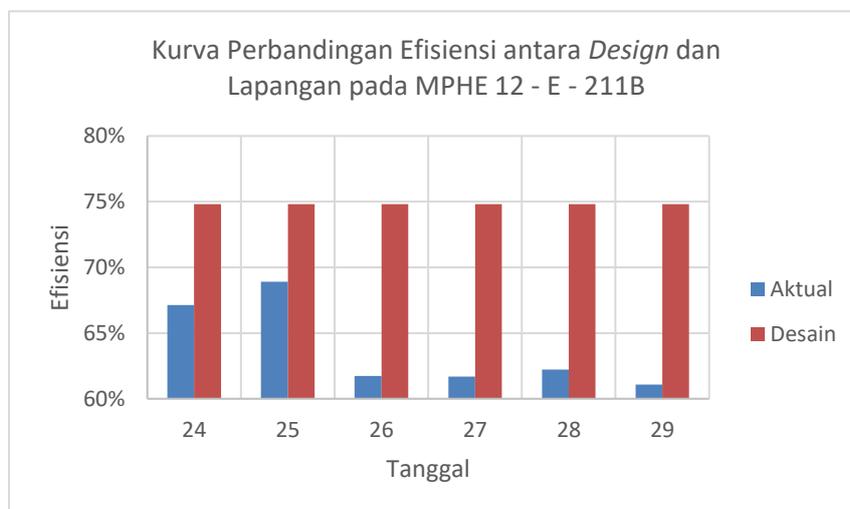


Gambar IV.1.4. Kurva Perbandingan Nilai *Fouling Factor* MPHE 12 – E – 211B

Dari gambar diatas, nilai dari *fouling factor* aktual pada masing – masing *exchanger* memiliki nilai yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan nilai *fouling factor* pada *design* yaitu sebesar $2.25 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/Kkal}$. Adapun nilai *fouling factor* rata – rata pada *exchanger* 12 – E – 211A adalah sebesar $7.34 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/Kkal}$ dan sebesar $6.21 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/Kkal}$ untuk *exchanger* 12 – E – 211B. Untuk *demineralized water*, nilai *fouling factor* yang diperbolehkan adalah sebesar $9 \times 10^{-6} \text{ m}^2\text{K/W}$ atau sekitar $1.05 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/Kkal}$. Sedangkan, untuk *sea water*, nilai *fouling factor* yang diperbolehkan adalah sebesar $43 \times 10^{-6} \text{ m}^2\text{K/W}$ atau sekitar $5 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/Kkal}$ (Marriott, 1977).



Gambar IV.1.5. Kurva Perbandingan Nilai Efisiensi MPHE 12 – E – 211A



Gambar IV.1.6. Kurva Perbandingan Nilai Efisiensi MPHE 12 – E – 211B

Berdasarkan kedua gambar diatas, dapat diketahui bahwa nilai efisiensi aktual yang dimiliki oleh *exchanger* mengalami penurunan. Adapun besarnya nilai rata – rata efisiensi yang dimiliki oleh *exchanger* 12 – E – 211A adalah sebesar 62.91% serta *exchanger* 12 – E – 211B memiliki nilai rata – rata efisiensi sebesar 63.80%. Adapun nilai efisiensi pada *design exchanger* adalah sebesar 74.82%. Penurunan nilai efisiensi aktual pada *exchanger* dapat disebabkan oleh adanya *fouling* yang terbentuk pada *plate* sehingga dapat menurunkan kemampuan *plate* untuk menghantarkan panas.

IV.2. Hasil Simulasi Optimasi *Heat Exchanger*

Untuk mencapai target suhu *cooling water*, dimana diharapkan *cooling water* memiliki suhu yang cukup dingin sehingga dapat bekerja secara optimal untuk mendinginkan *unit operation* pada suatu proses, maka diperlukan optimasi dari *exchanger*. Proses optimasi pada MPHE 12 – E – 211A/B dilakukan dengan cara membandingkan performa antara *design plate* yang dikehendaki dan *design plate* hasil optimasi yang direkomendasikan oleh *software* Aspen HYSYS V11. Dalam proses optimasi, data operasi berupa nilai rata – rata keseluruhan dari *flowrate*, suhu *inlet*, *pressure drop*, *operating pressure* baik dari sisi *cooling water* maupun *sea water* dimasukkan kedalam *software*. Selain itu, nilai *overall heat transfer coefficient* pada *design* juga dimasukkan kedalam simulasi. Berikut adalah hasil dari simulasi dengan menggunakan *design plate* yang dikehendaki.

Tabel IV.2.1. Tabel Hasil Simulasi Optimasi pada MPHE 12 – E – 211A/B

Optimasi <i>Marine Plate Heat Exchanger</i> (MPHE) 12 – E – 211A/B											
Optimasi ke-	<i>Sea water</i>		<i>Cooling water</i>		<i>Flowrate sea water</i> (m ³ /h)	<i>Flowrate cooling water</i> (m ³ /h)	<i>Effective Surface Area</i> (m ²)	<i>Heat Exchanged</i> (kW)	<i>Pressure</i> (kg/cm ²)		Jumlah <i>plate</i>
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)					<i>Cooling water</i>	<i>Sea water</i>	
Desain	31.50	41.10	45.40	35.00	3148.87	2862.72	1305.63	34250.04	6.4	7.0	491
Aktual	29.67	37.00	41.43	34.51	2986.34	3233.13	3683.30	26817.90	3.45	3.59	491
1	29.67	36.64	41.43	34.37	3200.00	3233.13	3683.30	27340.40	3.45	3.59	491
2	29.67	36.62	41.43	34.32	3200.00	3198.25	3683.30	27266.60	3.45	3.70	491
3	29.67	37.14	41.43	33.78	3200.00	3198.25	4435.10	29305.40	3.45	3.70	591
4	29.67	37.55	41.43	33.36	3200.00	3198.25	5186.80	30922.00	3.45	3.70	641
5	29.67	37.89	41.43	33.02	3200.00	3198.25	5938.60	32239.70	3.45	3.70	691
6	29.67	38.41	41.43	32.49	3200.00	3198.25	7442.00	34268.60	3.45	3.70	791

Selain dari hasil simulasi diatas, data hasil optimasi yang direkomendasikan oleh *software* Aspen HYSYS V11 juga digunakan sebagai pembanding. Optimasi yang direkomendasikan oleh *software* Aspen HYSYS V11 didapatkan dengan cara memasukkan data spesifikasi *plate*, data suhu *inlet*, dan data suhu *outlet*. Adapun data spesifikasi *exchanger* yang digunakan adalah data yang sama dengan simulasi sebelumnya. Berikut adalah data hasil optimasi yang direkomendasikan oleh *software* Aspen HYSYS V11.

Tabel IV.2.2. Tabel Rekomendasi Optimasi pada MPHE 12 – E – 211A/B

Rekomendasi Optimasi <i>Marine Plate Heat Exchanger</i> (MPHE) 12 – E – 211A/B												
Rekomendasi ke-	<i>Sea water</i>		<i>Cooling water</i>		<i>Flowrate sea water</i> (m ³ /h)	<i>Flowrate cooling water</i> (m ³ /h)	<i>Effective Surface Area</i> (m ²)	<i>Heat Exchanged</i> (kW)	<i>Pressure</i> (Kg/cm ²)		Jumlah <i>plate</i>	Jumlah <i>exchanger</i>
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)					<i>Cooling water</i>	<i>Sea water</i>		
Desain	31.50	41.10	45.40	35.00	3148.87	2862.72	1305.63	34250.04	6.4	7	491	2
1	29.67	40	41.43	31	3156.88	3198.25	18387.00	39974.30	3.45	3.7	4900	4
2	29.67	40	41.43	30	3459.45	3198.25	28057.80	43805.60	3.45	3.7	7475	5

Berdasarkan data hasil simulasi dan rekomendasi optimasi pada *exchanger*, dapat diketahui bahwa optimasi dengan menggunakan 491 *plates* dan menurunkan *flowrate* dari *cooling water* yang semula 3233.13 m³/h menjadi 3198.25 m³/h serta dengan menaikkan *flowrate sea water* menjadi 3200 m³/h ternyata hanya mampu menurunkan suhu *cooling water* menjadi 34.32 °C. Selanjutnya, dengan menggunakan nilai *flowrate* yang sama, optimasi dilakukan dengan cara menambah jumlah *plate* yang semula 491 *plates* menjadi 591; 641; 691; dan 791 *plates*. Berdasarkan simulasi, penambahan jumlah *plates* ternyata mampu menurunkan suhu *cooling water* hingga mencapai suhu 33.78 °C untuk 591 *plates*; 33.36 °C untuk 641 *plates*; 33.02 °C untuk 691 *plates*; dan 32.49 °C untuk 791 *plates*.

Untuk rekomendasi optimasi *exchanger*, dengan menggunakan 4 unit *exchanger* dan 4900 *plates* ternyata mampu menurunkan suhu *cooling water* hingga mencapai suhu sebesar 31 °C. Sedangkan dengan menggunakan 5 unit *exchanger* dan 7475 *plates* mampu menurunkan suhu *cooling water* hingga mencapai 30 °C.

Untuk lebih meyakinkan hasil optimasi, set data pada optimasi tersebut selanjutnya akan dimasukkan kedalam simulasi dari *ammonia condenser* (2 – E – 210 A/B). Berikut adalah hasil simulasi yang dilakukan pada *ammonia condenser*.

Simulation		Shell Side		Tube Side		
Total mass flow rate	kg/h	21059		110000		
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	3117	0	0	0	
Liquid mass flow rate	kg/h	17942	21059	110000	110000	
Vapor mass fraction		0.15	0	0	0	
Temperatures	°C	44		30	39.27	
Bubble / Dew point	°C	43.99 /	/	/	/	
Operating Pressures	kPa	1724.033	1721.709	493.591	489.348	
Film coefficient	W/(m ² -K)	2670.1		1539.2		
Fouling resistance	m ² -K/W	9E-05		0.00022		
Velocity (highest)	m/s	0.49		0.29		
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	19.613	/ 2.324	49.033	/	4.243
Total heat exchanged	kW	1222		Unit	BEM	4 pass
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	934.4	/	Shell size	1440	- 5000
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	726.3	/	Tubes	Plain	
Effective area (plain/finned)	m ²	726.1	/	Insert	None	
Effective MTD	°C	5.64		No.	2496	OD 19.05
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1	/ 1.29	Tks	2.11	mm
Vibration problem (HTFS)		No		Pattern	30	Pitch 23.81 mm
RhoV2 problem		No		Baffles	Single segmental	Cut(%d) 24.33
				Total cost	147717 Dollar(US)	

Gambar IV.2.1. Hasil Simulasi pada Ammonia Condenser

Berdasarkan gambar diatas, dapat diketahui bahwa hasil optimasi yang sudah dilakukan pada MPHE 12 – E – 211A/B mampu untuk menurunkan suhu *outlet ammonia condenser* hingga mencapai suhu 36.02 °C. Dengan ini, diharapkan suhu pada *ammonia receiver* tetap terjaga dan nantinya tidak akan terbentuk *vapor ammonia* yang dapat mengakibatkan kavitasi pada HP *ammonia pump*.

BAB V

PENUTUP

V.1. Kesimpulan

1. Nilai dari *overall heat transfer coefficient* dan efisiensi pada kondisi aktual memiliki nilai yang lebih rendah jika dibandingkan dengan *design*. Hal ini dapat terjadi karena adanya *fouling* atau kerak yang terbentuk pada *exchanger*. Terakumulasinya *fouling* pada *exchanger* dapat dilihat dari nilai *fouling factor* yang nilainya lebih tinggi daripada *fouling factor* pada *design*.
2. Hasil simulasi dan optimasi yang dibantu dengan *software* Aspen HYSYS V11 menyatakan bahwa penggunaan *plate* sebanyak 7475 *plates* dan 5 unit *exhcanger* mampu menurunkan suhu *cooling water* hingga mencapai suhu 30°C dengan membutuhkan *sea water* sebanyak 3459.45 m³/h.

V.2. Saran

1. Melakukan *chemical cleaning* setiap 2 tahun sekali selama 21 hari sehingga *fouling* yang terbentuk dapat berkurang.
2. Menambahkan *chemical* pada *stream* untuk mencegah kerak yang terbentuk didalam *exchanger*.
3. Menambah jumlah *exchanger* menjadi 5 unit dengan total *plate* sebanyak 7475 *plates*.

DAFTAR PUSTAKA

- Cengel, Y. A. 2002. "Heat Transfer: A Practical Approach", 2nd ed., McGraw Hill-Book: New York.
- Geankoplis, Christie John. 2003. *Transport Process and Separation Process Principles*. New Jersey: Pearson Education, Inc.
- Tabares, J. S., Hurtado, L. P. & Aragon, J. L., 2019. Study of Gasketed-Plate Heat Exchanger Performance Based on Energy Efficiency Indexes. *Applied Thermal Engineering*, pp. 1 - 11.
- Wang, L., Sunden, B. & Manglik, R. M., 2007. *Plate Heat Exchangers: Design, Application, and Performance*. 1st ed. Boston: WITpress.



APPENDIX

A. Evaluasi Kinerja *Marine Plate Heat Exchanger*

Dengan menggunakan *sample* data yang diambil pada tanggal 25 Agustus 2022, untuk *exchanger* 12 – E – 211B,

1. Menghitung R_d (*fouling factor*)

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

$$R_d = \frac{6681 - 5489.96}{6681 * 5489.96}$$

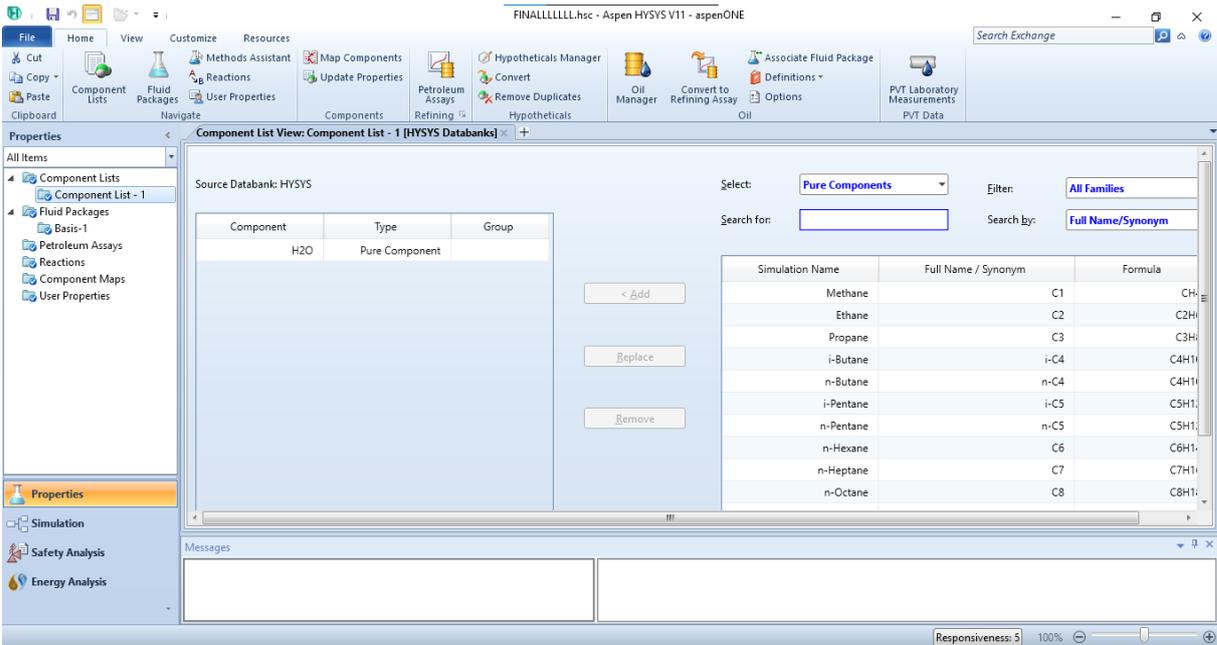
$$R_d = 3.25 * 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{C/Kkal}$$

2. Menghitung efisiensi pada *heat exchanger*

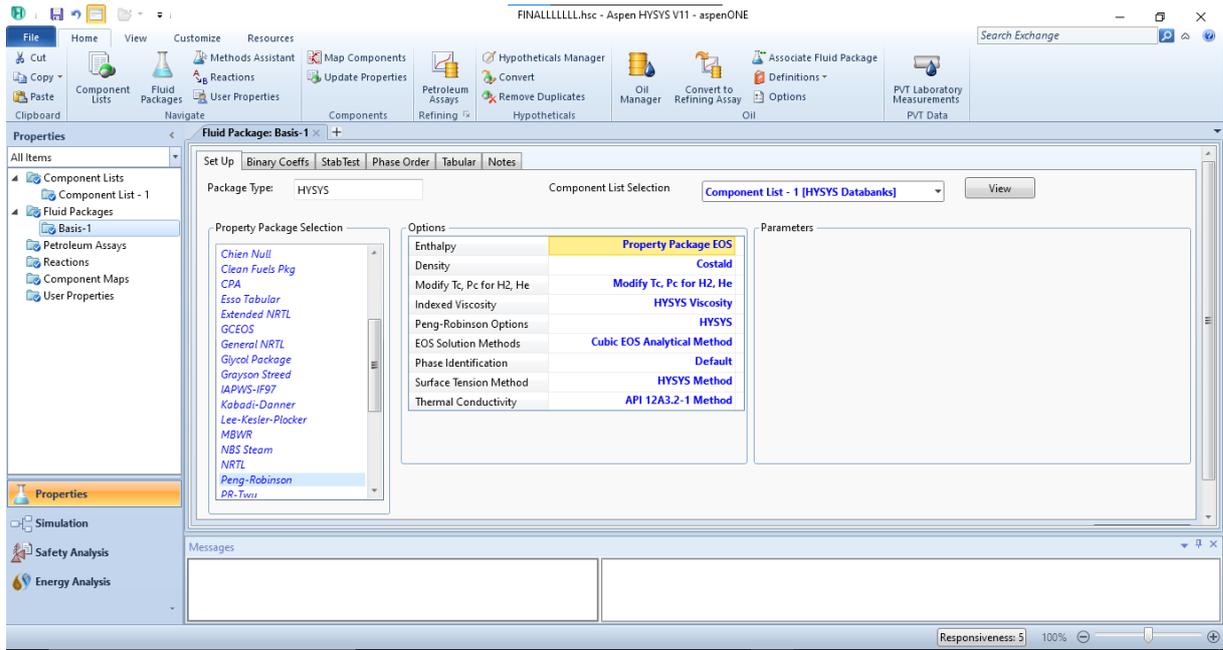
$$\eta = \frac{T_1 - t_2}{T_1 - t_1} \times 100\%$$

$$\eta = \frac{41.25 - 33.33}{41.25 - 29.76} \times 100\%$$

$$\eta = 68.90 \%$$

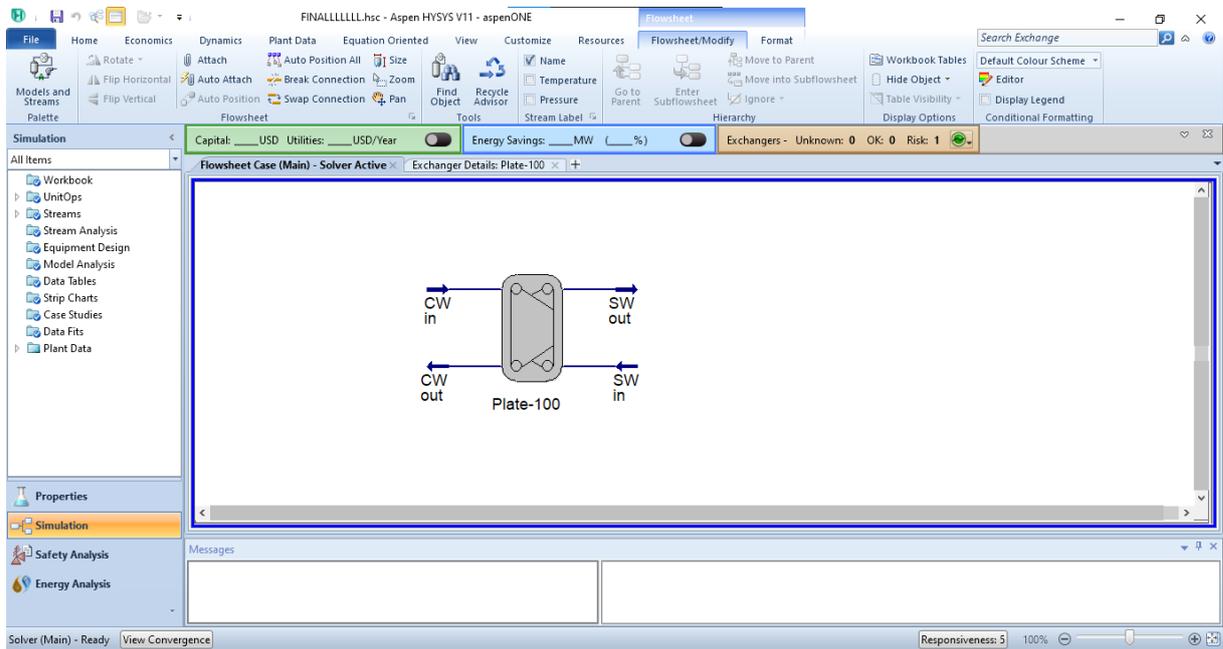
B. Simulasi Optimasi *Marine Plate Heat Exchanger*


Simulation Name	Full Name / Synonym	Formula
Methane	C1	CH ₄
Ethane	C2	C ₂ H ₆
Propane	C3	C ₃ H ₈
i-Butane	i-C4	C ₄ H ₁₀
n-Butane	n-C4	C ₄ H ₁₀
i-Pentane	i-C5	C ₅ H ₁₂
n-Pentane	n-C5	C ₅ H ₁₂
n-Hexane	C6	C ₆ H ₁₄
n-Heptane	C7	C ₇ H ₁₆
n-Octane	C8	C ₈ H ₁₈



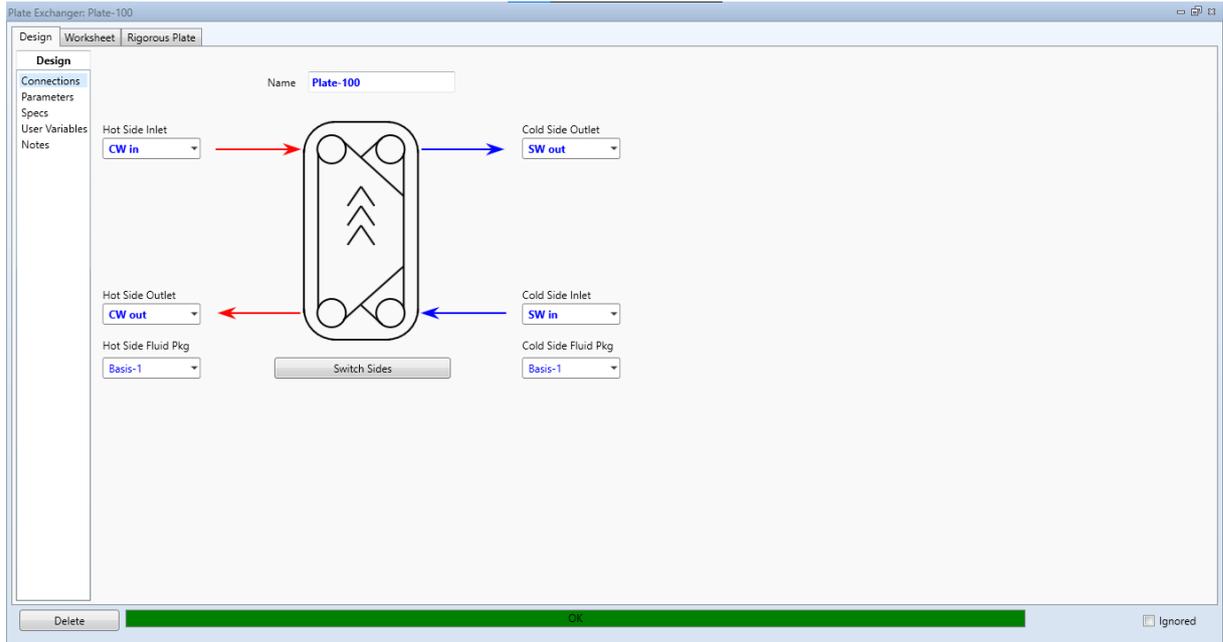
The screenshot shows the Aspen HYSYS V11 - aspenONE interface. The main window is titled "Fluid Package: Basis-1". The "Options" tab is selected, showing a list of property packages and their corresponding methods. The "Property Package Selection" list includes: Chien Null, Clean Fuels Pkg, CPA, Esso Tabular, Extended NRTL, GCEOS, General NRTL, Glycol Package, Grayson Streed, IAPWS-IF97, Kabadi-Danner, Lee-Kesler-Plöcker, MBWR, NBS Steam, NRTL, Peng-Robinson, and DR-Twiz. The "Options" table is as follows:

Property Package	Method
Enthalpy	Property Package EOS
Density	Costald
Modify Tc, Pc for H2, He	Modify Tc, Pc for H2, He
Indexed Viscosity	HYSYS Viscosity
Peng-Robinson Options	HYSYS
EOS Solution Methods	Cubic EOS Analytical Method
Phase Identification	Default
Surface Tension Method	HYSYS Method
Thermal Conductivity	API 12A3.2-1 Method



The screenshot shows the Aspen HYSYS V11 - aspenONE interface in the "Flowsheet" view. The main window is titled "Flowsheet Case (Main) - Solver Active". The "Exchanger Details: Plate-100" window is open, showing a schematic diagram of a plate heat exchanger. The diagram shows four streams: CW in (top left), CW out (bottom left), SW out (top right), and SW in (bottom right). The exchanger is labeled "Plate-100".





The screenshot shows the 'Parameters' tab of the 'Plate Exchanger: Plate-100' software. The 'Rating Method' is set to 'EDR - Plate'. A table displays the pressure drop for the hot and cold sides.

	Hot Side	Cold Side
Pressure Drop [kPa]	78.45	98.07

At the bottom of the window, there are 'Delete', 'OK', and 'Ignored' buttons.

Plate Exchanger: Plate-100

Design | Worksheet | Rigorous Plate

Worksheet	CW in	SW in	CW out	SW out
H2O	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Conditions
Properties
Composition

Delete OK Ignored

FINALLLLLL.hsc - Aspen HYSYS V11 - aspenONE

File Home Economics Dynamics Plant Data Equation Oriented View Customize Resources Exchanger Design

Set Units HySys SI Convert Values Next Set Process Data Set Properties Set Geometry Set Materials Working Offline Run Stop Run Status Simulation Design Design (given plate) Check Performance Review Spec Sheet Verify Geometry Review Profiles Export to Excel Template Print Results Print

Simulation Capital: ___USD Utilities: ___USD/Year Energy Savings: ___MW (___%) Exchangers - Unknown: 0 OK: 0 Risk: 1

Flowsheet Case (Main) - Solver Active | Exchanger Details: Plate-100

EDR Navigation

- Plate
 - Input
 - Problem Defi
 - Heading/I
 - Applicatio
 - Process D
 - Physical Prop
 - Exchanger Ge
 - Construction
 - Program Opt
 - Results
 - Input Summ
 - Results Sumr
 - Thermal / Hy
 - Mechanical S
 - Calculation C

Application Options

General

Calculation mode: Simulation

Hot Side

Application: Liquid, no phase change

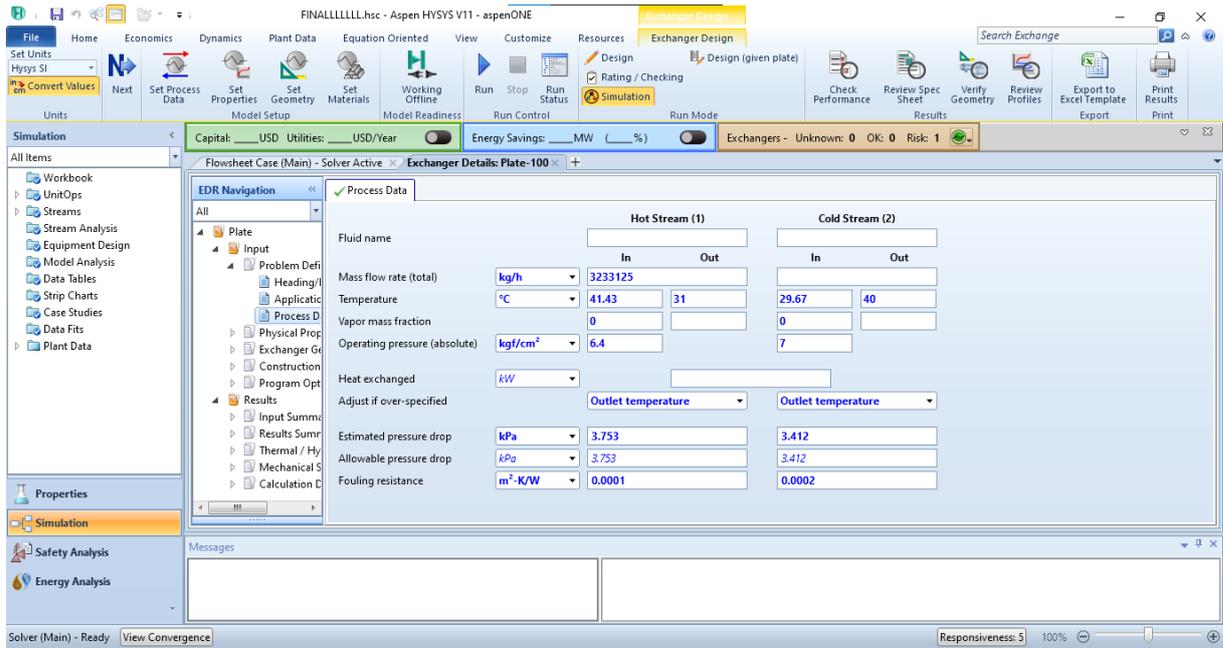
Cold Side

Application: Liquid, no phase change

Messages

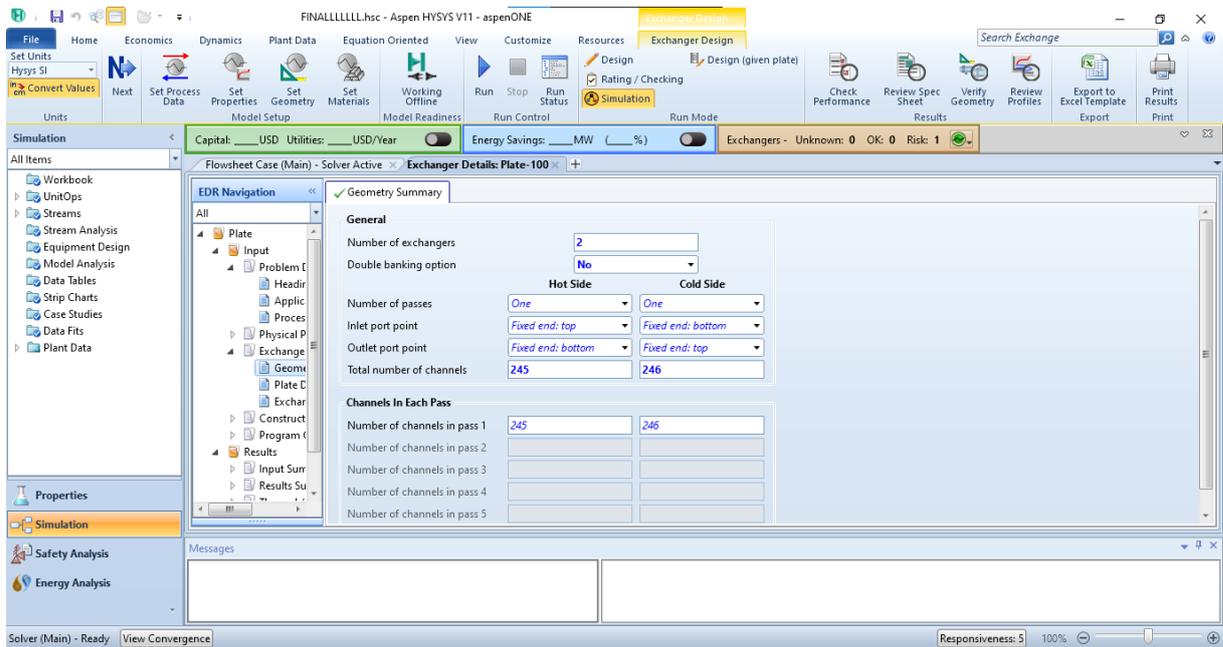
Solver (Main) - Ready View Convergence Responsiveness: 5 100%





The screenshot shows the Aspen HYSYS V11 - AspenONE Exchanger Design interface. The main window displays the 'Process Data' for 'Plate-100'. The interface includes a top menu bar with options like File, Home, Economics, Dynamics, Plant Data, Equation Oriented, View, Customize, Resources, and Exchanger Design. A toolbar below the menu contains various icons for simulation and design. The left sidebar shows a tree view of the project structure, including 'Plate' and 'Input'. The main area is divided into sections for 'Hot Stream (1)' and 'Cold Stream (2)', with input fields for mass flow rate, temperature, vapor mass fraction, operating pressure, heat exchanged, and pressure drop. The status bar at the bottom indicates 'Solver (Main) - Ready' and 'View Convergence'.

| Property | Hot Stream (1) In | Hot Stream (1) Out | Cold Stream (2) In | Cold Stream (2) Out |
|-------------------------------|----------------------------|--------------------|----------------------------|---------------------|
| Mass flow rate (total) | 3233125 kg/h | | | |
| Temperature | 41.43 °C | 31 °C | 29.67 °C | 40 °C |
| Vapor mass fraction | 0 | | | |
| Operating pressure (absolute) | 6.4 kgf/cm ² | | 7 kgf/cm ² | |
| Heat exchanged | | | | |
| Adjust if over-specified | Outlet temperature | | Outlet temperature | |
| Estimated pressure drop | 3.753 kPa | | 3.412 kPa | |
| Allowable pressure drop | 3.753 kPa | | 3.412 kPa | |
| Fouling resistance | 0.0001 m ² -K/W | | 0.0002 m ² -K/W | |



The screenshot shows the Aspen HYSYS V11 - AspenONE Exchanger Design interface, specifically the 'Geometry Summary' for 'Plate-100'. The main window displays the 'Geometry Summary' section, which includes fields for 'Number of exchangers', 'Double banking option', 'Number of passes', 'Inlet port point', 'Outlet port point', and 'Total number of channels'. The 'Channels In Each Pass' section shows the number of channels for each pass (1 through 5). The status bar at the bottom indicates 'Solver (Main) - Ready' and 'View Convergence'.

| Property | Hot Side | Cold Side |
|------------------------------|-------------------|-------------------|
| Number of exchangers | 2 | |
| Double banking option | No | |
| Number of passes | One | One |
| Inlet port point | Fixed end: top | Fixed end: bottom |
| Outlet port point | Fixed end: bottom | Fixed end: top |
| Total number of channels | 245 | 246 |
| Number of channels in pass 1 | 245 | 246 |
| Number of channels in pass 2 | | |
| Number of channels in pass 3 | | |
| Number of channels in pass 4 | | |
| Number of channels in pass 5 | | |



FINALLLLLLL.hsc - Aspen HYSYS V11 - AspenONE

Exchanger Design

Simulation

Capital: USD Utilities: USD/Year Energy Savings: MW (%) Exchangers - Unknown: 0 OK: 0 Risk: 1

Flowsheet Case (Main) - Solver Active - Exchanger Details: Plate-100

EDR Navigation

Plate Details

PlateData

| | |
|------------------------------------|----------------|
| Plate data / manufacturer | |
| Plate name | |
| Chevron angle (to horizontal) | 35 Degrees |
| Other chevron angle (mixed Plates) | 35 Degrees |
| Horizontal port centers distance | 720 mm |
| Vertical port centers distance | 2394 mm |
| Plate thickness | 0.6 mm |
| Compressed plate pitch | 4.8 mm |
| Port diameter | 720 mm |
| Plate width | 1570 mm |
| Area of plate(s) | m ² |
| Number of plates for area | 1 User Data |

Horizontal Port Centres 720.0 mm

Vertical Port Centres 2394.0 mm

Solver (Main) - Ready View Convergence Responsiveness: 5 104%

FINALLLLLLL.hsc - Aspen HYSYS V11 - AspenONE

Exchanger Design

Simulation

Capital: USD Utilities: USD/Year Energy Savings: MW (%) Exchangers - Unknown: 0 OK: 0 Risk: 1

Flowsheet Case (Main) - Solver Active - Exchanger Details: Plate-100

EDR Navigation

Overall Performance

| | | Hot Side | | Cold Side | |
|--|-----------------------|-----------------|---------|-------------|---------|
| Total mass flow rate | kg/h | 0 | 3233125 | 0 | 3265215 |
| Vapor mass flow rate (In/Out) | kg/h | | | | |
| Liquid mass flow rate | kg/h | 3233125 | 3233125 | 3265215 | 3265215 |
| Vapor mass quality | | 0 | 0 | 29.67 | 36.66 |
| Temperatures | °C | 41.43 | 34.30 | 29.67 | 36.66 |
| Dew / Bubble point | °C | | | | |
| Pressure (abs) | kPa | 627.626 | 604.691 | 606.466 | 662.932 |
| Heat transfer coeff. (linear) | W/(m ² -K) | | 6755.9 | | 6755.9 |
| Fouling resistance | m ² -K/W | | 0.0001 | | 0.0002 |
| Velocity (Port/Plate) | m/s | 1.11 / 0.28 | | 1.11 / 0.28 | |
| Wall shear stress (beam) | N/m ² | | 19.85 | | 25.48 |
| Pressure drop (allow/calc.) | kPa | 3.753 / 22.833 | | 3.412 / | 23.534 |
| Resistance volume | m ³ | | 12.6414 | | 12.6617 |
| Residence time | seconds | | 14.04 | | 13.86 |
| Total heat exchanged | kW | | 27316.3 | | |
| Overall cond. (strip/beam) | W/(m ² -K) | 1576.7 / 2891.9 | | | |
| Effective surface area | m ² | 3883.4 | | | |
| Overall effective MTD | °C | 4.74 | | | |
| Actual/Reqd. area (incl. fouling margin) | | 1.01 / 1.81 | | | |
| Risk of maldistribution | No | | | | |

Heat Transfer Resistance

Hot side / Fouling / Wall / Fouling / Cold side

Solver (Main) - Ready View Convergence Responsiveness: 5 70%



Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation **Recent** **Previous**

Configuration

| | | | |
|----------------------------|---|----------------------|---|
| TEMA Type | B - / E - / M - | BEM | |
| Tube layout option | New (optimum) layout | New (optimum) layout | |
| Location of hot fluid | Shell side | Shell side | |
| Tube OD / Pitch | mm / 19.05 / 23.81 | 19.05 / 23.81 | / |
| Tube pattern | 30-Triangular | 30 | |
| Tubes are in baffle window | Yes | Yes | |
| Baffle type | Single segmental | Single segmental | |
| Baffle cut orientation | Vertical | V | |
| Default exchanger material | Carbon Steel / 1 | Carbon Steel | |

Size

Specify some sizes for Design: Set default

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Default exchanger material: Carbon Steel / 1 Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design: Set default

| | | | |
|-----------------------------------|---|-------------|---|
| Shell ID / OD | mm / 1440 / 1470 | 1440 / 1470 | / |
| Tube length | mm / 5000 | 5000 | |
| Baffle spacing center-center (Bc) | mm / 480 | 480 | |
| Number of baffles | 9 | 9 | |
| Number of tubes / Tube passes | 2496 / 4 | 2496 / 4 | / |
| Shells in series | 1 | 1 | |
| Shells in parallel | 1 | 1 | |

Overall Results

| | | | |
|-------------------------------|--|-----------------|---|
| Excess surface (%) | | 103 | |
| Dp-ratio Shellside / Tubeside | | 0.1199 / 0.0593 | / |



✓ Process Data

| | Hot Stream (1)
Shell Side | | Cold Stream (2)
Tube Side | |
|--------------------------------------|------------------------------|--------------------|------------------------------|---------|
| | In | Out | In | Out |
| Fluid name | Ammonia in -> Ammonia out | | CW in -> CW out | |
| Mass flow rate | kg/h | 21059 | 110000 | |
| Mass flow rate multiplier | | ? | ? | |
| Temperature | °C | 44 | 30 | 41.43 |
| Vapor mass fraction | | 0.148 | 0 | 0 |
| Pressure (absolute) | kPa | 1724.033 | 1704.42 | 493.591 |
| Pressure at liquid surface in column | | | | 444.558 |
| Heat exchanged | kW | | | |
| Heat exchanged multiplier | | ? | | |
| Exchanger effectiveness | | | | |
| Adjust if over-specified | | Outlet temperature | Flowrate | |
| Estimated pressure drop | kPa | 19.613 | 49.033 | |
| Allowable pressure drop | kPa | 19.613 | 49.033 | |
| Fouling resistance | m ² -h-C/kcal | 0.0001 | 0.0002 | |

