TA/TK/2007/247

PRA RANCANGAN PABRIK LNG DARI GAS ALAM KAPASITAS PRODUKSI 5.000.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah satu Syarat Untuk Memperoleh

Gelar Sarjana Teknik Kimia





Oleh :

Nama : RASNO AJI SANTOSO **Nama : KRISTIYONO**

No Mhs. : 02 521 139 **No Mhs. : 02 521 159**

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA
2007

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK *LIQUEFIED NATURAL GAS*
DARI GAS ALAM
KAPASITAS PRODUKSI 5000.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama	: RASNO AJI SANTOSO	Nama	: KRISTIYONO
No Mahasiswa	: 02 521 139	No Mahasiswa	: 02 521 139

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

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

Yogyakarta, Januari 2007

Rasno Aji Santoso

Kristiyono

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK *LIQUEFIED NATURAL GAS* (LNG)

DARI GAS ALAM

KAPASITAS PRODUKSI 5000.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

1. Nama : RASNO AJI SANTOSO
   No Mahasiswa : 02 521 139
2. Nama : KRISTIYONO
   No Mahasiswa : 02 521 159

Yogyakarta, Januari 2007

Pembimbing

Ir. Arief Budiman, MS., D.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK LNG
DARI GAS ALAM
KAPASITAS 5.000.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : RASNO AJI SANTOSO
No. Mahasiswa : 02 521 139

Nama : KRISTIYONO
No. Mahasiswa : 02 521 159

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri - Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 31 Januari 2007

Dosen Penguji,

Ir. Arief Budiman, MS., D.Eng

DR. H. Suharno Rusdi

Ir. Agus Taufiq, MSc.

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

MOTTO

Saat kau meletakkan tanggung jawabmu pada orang lain,
Saat kau menggantungkan harapanmu pada orang lain,
Saat itu pula kau mulai menghancurkan dirimu sendiri
You are alone for your self
(reeds marshall)

Kesuksesan itu ketika kita berbuat sesuatu
bukan ketika mendapatkan sesuatu
& kehormatan datang bukan dari mendapatkan melainkan memberikan.

Pahamilah bahwa hidup adalah seni,
Seni keberhasilan adalah perjuangan,
Seni kegagalan adalah pengalaman.
(PRAGNYONO)

Kurangilah kesenanganmu pada dunia
agar berkurang kesusahanmu pada dunia.

For everything step you take, for every doubt you face,
for every choise you made, dream aren't made to be crase,
cause you are the master of your destiny,
you are the architect of your future.
(Prince of Persia)

Bismillahi tawakaltu 'alallahi. Laa haula wa laa quwwata ila billahil 'aaliyiil a'dhiim.

Dengan ini perjalananku dimulai .....

Adjie Teruntuk:

yang senantiasa memberikan rahmat dan ridho-Nya, terima kasih ya Allah, Engkau telah mengabulkan do'aku,

Papa Budi Kartono n' Mama Nokawati tercinta yang telah banyak memberikan dukungan baik material maupun spiritual dan juga kasih sayang serta do'a yang tak pernah putus untukku,

sekolah dan belajar yang rajin ya... agar kelak dapat menjadi generasi penerus bangsa yang penuh dengan ilmu, amal, keimanan serta ketaqwaan. Terima kasih ya, Oni udah do'ain mas ajie biar cepat lulus hehe..,

My little brother disana.....di alam kedamaian, I miss u

Juga untuk semua keluargaku yang lainnya, kakek, nenek, uwa, mamang, bibi, kangmas, mba'yu, yang sudah memberikan do'a dan nasehat kepadaku terima kasih untuk semuanya,

terima kasih atas segala nasehat2 spiritualnya.

[redacted] terima kasih sudah mau mendengarkan curhat-ku. Akhirnya aku lulus juga mba n bisa jadi sarjana kaya mba, semoga sukses senantiasa bersama kita ok!!.
I LOVE YOU ALL, I'M JUST NOTHING WITHOUT YOU, THANKS

My....., Ranti yang manis dan telah berbaik hati untuk mau menemani dan membantu aku selama ini , terima kasih untuk semua pengertian dan kesabaranmu.....
Thanks, U always give the best of u.

Teman seperjunganku Kris-Gondhes he.... he.... Panjang juga perjalanan kita yo ndes, namun akhirnya kelar juga semuanya.

Andi idar LNG, Firman n Rica LNG, Aang n Hadi LNG, David n Dwi LNG, makasih untuk segala inspirasi Liquefuction Natural Gas nya, atas inspirasi yang kalian berikan akhirnya aku memenuhi syarat menjadi seorang sarjana teknik kimia.

, fans club. [redacted] rini,yuni, , puji, , [redacted], , [redacted], nano, , feni makasih sudah mau berbagi n ngantri bareng-bareng semoga suatu saat kita bisa ngumpul-ngumpul lagi syukur-syukur bareng pa Arief he he.. Bersama kalian TA hampir 10 bulan ga berasa tuch. he he...

Temen n sekaligus saudara2 seperjuanganku Tantra, isva, , imron, wisnu, imank, , indra, , feri, nofri, , All ne'em Gank, n all Chemical engineering '02. makasih sudah mau menjadi teman dan tonk sampahku makasih juga untuk semua masukan2 kalian pokoke maju terus Bro.... Efindra, suilo n rifki, ,ika-nyonge, ,Riza sativa,fin, , n feny makasih sudah mau minjemin buku n referensinya,

Orang edannya teknik kimia-02, sukandar, dajal, , cepot, hasbi, vivin, solo gank, n All Chemical engineering UII makasih sudah meramaikan suasana selama kuliah di T.Kimia UII,

For all anak kos Martha, (deni, yono, ,beli,viko, ,andri, ravit,bely,, ,adi,bowo, ,reza,agus,iqbal), thanks atas semua bantuannya, kapan kita maen kartu n mancing lagi?? Sory sering kena marah aq he he....

Eks kos GEDUEN n personilnya:
Evan, ST, makasih untuk semua bantuanmu yang begitu banyak dan berharga bagi hidupku, aku sampai bingung van, harus bilang apa?? Material, moril, n arti hidup semua kamu ajarkan kepadaku. Btw jangan lupa rencana bisnis kita yo van he he.. Pokoke thank's banget ya bro.....
Agus purnomo, ST n family, yang telah banyak memberikan masukan dan bantuan, py gus rencanamu selanjutnya??ayo kita berjuang terus suatu saat pasti kita sama-sama jadi orang sukses amin ya Allah... Semoga keluargamu selalu di berkahi oleh Allah SWT
Q-jo, ST, yang sudah jadi bapak PNS yang sudah banyak memberikan saran selama kuliah... k-lo korupsi sedikit aja jangan banyak-banyak ya kecuali kalo mau bagi-bagi ga pa2 dech he he...
Cik, ST, makasih udah ngasih semangat sebelum aku maju pendadaran, he... he.. semoga kita bisa jadi tetangga k. kapan kita ngecamp lg??
Jey, ST, kumaha damang euy??makasih banyak jey kamu sudah banyak memberi masukan yang Sangat berarti buat aku he he... nuhun pisan mang.
Bogel, Sudi yang sudah menambah seru suasana kos pokoke sabar aja ya gel he he...jangan lupa bobok ya biar ga dimarahin mamak ok!!
Bang toy, S.Psi, thanks untuk nasehat-nasehatnya, gimana bang udah ga jadi ketua RETAK (Remaja tanpa kekasih) lagi kan???he...
Hendri, ST thanks untuk obrolannya.
Prabu, S.Psi n family makasih ya tuk semuanya semoga kamu menjadi kepala keluarga yang sukses ok he he..
, py kabarmu?? udah jadi DJ kondang belum aku do'akan y nggi...
Rangga, reto, ali, dll, makasih ya atas semua bantuannya.
U R all my best friend kapan kita bisa ngumpul, mancing, n ngecamp bareng lagi ya??

Aji Special teruntuk:

Ir Arief Rudiman, MS. D.Eng.. terima kasih untuk semua bimbingan, masukan, bekal, serta pengertiannya selama ini, n maaf bila banyak salah.

., terima kasih atas nasehat n ilmunya ya pak.

Mas Susilo, makasih mas dah banyak memberi bantuan selama aku jadi mahasiswa.

Firman Andika Rosyid ST.. n terima kasih atas ilmu, referensi, pengalaman n bantuannya sehingga aku dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini..

, akhirnya kamu teruji klinis sehat he...sory bebannya masih berat sabar aja ya... Thanks,

Motor Vega-R blue AD 6026 TC yang udah nemenin aku kemana-mana, maaf ya sering kena marah he.., makasih ya,

Printer conan s200spx, Episode c45, conan ip1000, n conan ip1600 makasih ya n maaf jadi sakit, semoga cepat sembuh, amin.

Tomkris trims kagem.....

ALLAH SWT, Alhamdulillah... dengan ridho dan ijinMu akhirnya tugas ini selesai ... Dari hatiku yang paling dalam kupersembahkan syukur dan nadzarku khusus untukMu ya Allah...

Keluargaku tercinta, untuk mama en papa terkhusus bwat mama ma kacih banget tas doa en dukungan na ya...Terlalu banyak kebahagian en kasih sayang mama papa yg tak bisa ku goreskan disini... aku sangat sayang kalian....

Bwat pak AB (Arief Budiman), makacih banyak tas bimbingan na .....Pak AB yang paling TOP BGT dech...poko na sip lah ....

Adikku tercinta (Nan@nk) yang rajin yach belajar d pondok na, ma kacih tas saran en masukkan na, aku tunggu ilmu na (bagi2 donk)

AJIK PARTNER ku yang semangat abis ... makacih tas motivasi na ... en makacih jg doa dan bantuan slama ini. Maafin aku ya kalo banyak salah ...ayo kita tyuz berjuang Bozz..

Bwat Bang Firman, Aank, dan bang2 yg laen Makacih tas warisan TA na en Soft copy na, Makacih byk buat bang firman tas bantuan/bimbingan en ilmu na

Bwat temen2 ku maen : Ali en Payno trims doane ya..., Yanie ayo smgt kerja na yach.... ga k banjiran kan (lu sohibku yg paling sip dech) makacih tas doa en support dari km...., si Ana makacih2 doane kpn klar kulhna kt na pgn cpt nikah bozz..., Irma ndut wei kpn syukuran na kan dah dpt kerja..., en buat adek2 ku Iting, Jery, Eny, Fafa, Ayuk en Yessy pd ngilang kmn...,Special bwat Fina cynk yang selalu sabar kasih support, doa na, en smua na yg ga bisa aku tuang disini.... Sory klo aku bikin kesel km. Aku sayang ma kalian... aku kangen ma kalian dah lama ga ketemu yach...

Bwat temen2 tekim '02 :

Genk solo ada Danang/blis, simbah Andi, Dodoy, si Daff, Kandar, Dede, Ipuk kabeh wae ayo sing kompak pak ojo bubar no...

Genk cilacap Efin, iMron+Ika, Rofik, Indra, Firman, Wisnu, Rauf, Risma, Inox, Danix, sapa maning ya aku ra apal je yo wis kabeh wae tetep kompak slalu...

Yg laen Gusva (GM), bos Edy, Umar, Azad ndut, 2 Faizal, Iman, 2 Iwan bwat smua konco2 tekim '02 banyak bgt je... makacih makacih tas smua2 nya..., ayo tetep semangat perjuangkan kita lom selesai....Sukses slalu buat kalian... Good Luck yach...

Bwat anak-anak kos : Kepala suku Ferly, Welly ndut, Idunk, Je2n, Dory/Dora, Koko wei... semangat kulh na jgn tidur wae praktikum sna.. Makacih ya tas smua na.....kpn kita tanding PS na...ah cemen...

Oya da yang lupa...

Bwat pak haji Indro, pak Kyai2, en pak Ustadz2 yang lain makacih doa na en ilmu2 na mohon doa na biar bisa istiqomah... saya juga masih bingung mana sich yang bener npa sesama umat islam masih saling ngejek en menjatuhkan ato menghina...mohon maaf pak saya lom bisa istiqomah masih dipengaruhi 4 hal tu pak....

Kagem simbah putri matur nuwun sanget doa nipun mugi2 simbah sehat terus, ooo gih mbah ngibadah ipun ikang sregep kaliyan ajeg gih sedoyo manungso badhe sedho mbah ....monggo dipun cepakke sangu nipun sareng2 kaliyan kulo...

Bwat kang Yono matur nuwun doa nipun en semangatipun ugi.

Sepindah maleh matur nuwun kagem sedoyo ingkang sampun menehi semangat kaliyan doa....

KATA PENGANTAR

بسم الله الرحمن الرحيم

Assalamualaikum Wr. Wb.

Syukur Alhamdulillah Wala Kuwata Illa Billah. Karena atas rahmat, hidayah dan inayah dari Allah SWT, akhirnya penyusunan laporan tugas akhir dengan judul "Prarancangan Pabrik *Liquefied Natural Gas* (LNG) dari Gas Alam dengan kapasitas Produksi 5000.000 Ton/Tahun" dapat terselesaiakan dengan baik.

Laporan tugas akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menempuh jenjang S1 dan sesuai dengan kurikulum yang ada di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Selama melaksanakan tugas akhir dan penyusunan laporan, penyusun banyak mendapat bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, tidaklah berlebihan jika penyusun menyampaikan terima kasih kepada:

1. Bapak Fathul Wahid, ST., MSc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia,
2. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia,
3. Bapak Ir. Arief Budiman, MS., DEng., selaku Dosen pembimbing yang telah memberikan masukan bimbingan dan pengetahuan yang banyak dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini,
4. Seluruh staf dosen Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia atas segala bantuannya,

5. Rekan-rekan yang telah memberikan dorongan dan bantuan kepada kami selama melaksanakan tugas akhir hingga penyusunan laporan, serta pihak-pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu.

Segala daya dan upaya telah tercurah demi terselesaikannya laporan ini. Akan tetapi penyusun sangat sadar dengan segala keterbatasan dan kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan kritik dan saran guna perbaikan laporan ini. Dan semoga laporan ini berguna bagi kita semua. Amien.

Wassalamualaikum wr.wb.

Yogyakarta, Januari 2007

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul i

Lembar Pernyataan Keaslian Tugas Akhir ii

Lembar Pengesahan Pembimbing iii

Lembar Pengesahan Penguji iv

Lembar Persembahan dan Motto v

Lembar Ucapan Terima Kasih vi

Kata Pengantar viii

Daftar Isi x

Daftar Tabel xiv

Daftar Gambar xvi

Abstract xvii

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang 1

1.2. Kapasitas Perancangan 5

1.3. Tinjauan Pustaka 8

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk 11

2.1.1. Karakteristik Produk 11

2.1.1.1. *Liquefied Natural Gas* (LNG) 11

2.1.1.2. *Liquefied Petroleum Gas* (LPG) 12

2.1.2. Komposisi Produk 13

2.2. Spesifikasi Bahan Baku 14

2.3. Pengendalian Kualitas 15

2.3.1. Pengendalian kualitas bahan baku 15

2.3.2. Pengendalian kualitas produk 15

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses 17

3.2. Metode Penentuan Perancangan 24

3.2.1. Neraca Massa 24

3.2.2. Neraca Panas 29

3.2.3. Spesifikasi Alat 40

3.3. Perancangan Produksi 78

3.3.1. Kemampuan Pasar 78

3.3.2. Kemampuan Pabrik 79

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik 80

4.2. Tata Letak Pabrik 82

4.3. Tata Letak Proses 85

4.4. *Maintenance* 87

4.5. Utilitas 88

4.5.1. Unit Pengadaan Air 90

4.5.2. Spesisifikasi Alat-Alat Pengolahan Air 99

4.5.3. Unit Pengadaan Steam 120

4.5.4. Unit Pengadaan Listrk 120

4.5.5. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan 122
4.5.6. Unit Regenerasi Refrigerant 124
4.6. Laboratorium 131
4.6.1. Laboratorium Fisik dan Analitik 132
4.6.2. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan 132
4.7. Organisasi Perusahaan 133
4.7.1. Bentuk Perusahaan 133
4.7.2. Struktur Organisasi 134
4.7.3. Tugas dan Wewenang 138
4.7.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan 144
4.7.4.1. Karyawan Non Shift 144
4.7.4.2. Karyawan Shift 145
4.7.5. Status Karyawan dan Sistem Upah 145
4.7.5.1. Karyawan Tetap 146
4.7.5.2. Karyawan Harian 147
4.7.5.3. Karyawan Borongan 147
4.7.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji 147
4.7.7. Kesejahteraan Karyawan 149
4.7.8. Asuransi Tenaga Kerja 150
4.7.9. Kesehatan dan Keselamatan Kerja 150
4.8. Evaluasi ekonomi 152
4.8.1. Penaksiran Harga peralatan 153
4.8.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI) 155

4.8.2.1. Modal Tetap (Fixed Capital Investment).....156

4.8.2.2. Manufacturing Cost 157

4.8.2.3. Fixed Manufacturing Cost 157

4.8.2.4. Keuntungan (Profit) 158

4.8.2.5. Analisa Kelayakan 159

BAB V KESIMPULAN 165

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Perkembangan LNG di Indonesia 7

Tabel 2.1.2.(a) Komposisi LNG 13

Tabel 2.1.2.(b) Komposisi LPG Propan 13

Tabel 2.1.2.(c) Komposisi LPG Butan 14

Tabel 2.2. Komposisi Gas Alam 14

Tabel 3.2.1.(a) Neraca Massa di (KOD-01) 24

Tabel 3.2.1.(b) Neraca Massa di Absorber 25

Tabel 3.2.1.(c) Neraca Massa di *Stripper* 26

Tabel 3.2.1.(d) Neraca Massa di (KOD-02) 26

Tabel 3.2.1.(e) Neraca Massa di Menara Distilasi-01 27

Tabel 3.2.1.(f) Neraca Massa di Menara Distilasi-02 27

Tabel 3.2.1.(g) Neraca Massa di Menara Distilasi-03 28

Tabel 3.2.2.(a) Neraca Panas di *Main Heat Exchanger* (MHE) 29

Tabel 3.2.2.(b) Neraca Panas di Menara Distilasi-01 29

Tabel 3.2.2.(c) Neraca Panas di Menara Distilasi-02 30

Tabel 3.2.2.(d) Neraca Panas di Menara Distilasi-03 29

Tabel 3.2.2.(e) Neraca Panas di *Condensor-01* 30

Tabel 3.2.2.(f) Neraca Panas di *Condensor-02* 30

Tabel 3.2.2.(g) Neraca Panas di *Condensor-03* 31

Tabel 3.2.2.(h) Neraca Panas di *Condensor-04* 31

Tabel 3.2.2. (i) Neraca Panas di *Reboiler-01* 32

Tabel 3.2.2.(j) Neraca Panas di *Reboiler-02* 32

Tabel 3.2.2.(k) Neraca Panas di *Reboiler-03* 32

Tabel 3.2.2.(l) Neraca Panas di *Cooler*-01 33

Tabel 3.2.2.(m) Neraca Panas di *Cooler*-02 33

Tabel 3.2.2.(n) Neraca Panas di *Cooler*-03 33

Tabel 3.2.2.(o) Neraca Panas di *Cooler*-04 33

Tabel 3.2.2.(p) Neraca Panas di *Cooler-05* 34

Tabel 3.2.2.(q) Neraca Panas di *Cooler-06* 34

Tabel 3.2.2.(r) Neraca Panas di *Cooler-07* 34

Tabel 3.2.2.(s) Neraca Panas di *Cooler-08* 35

Tabel 3.2.2.(t) Neraca Panas di *Cooler-09* 35

Tabel 3.2.2.(u) Neraca Panas di *Heat Exchanger-01* 35

Tabel 3.2.2.(v) Neraca Panas di *Heat Exchanger-02* 36

Tabel 3.2.2.(w) Neraca Panas di *Absorber* 36

Tabel 3.2.2.(x) Neraca Panas di *Stripper* 36

Tabel 4.1. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Proses 121

Tabel 4.2. Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Air 122

Tabel 4.3. Jadwal Kerja Masing-masing Regu 146

Tabel 4.4. Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan 147

Tabel 4.5. Perincian Gaji Karyawan 148

Tabel 4.6.Indeks Harga Alat 153

Tabel 4.7.Kelayakan Ekonomi 162

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Ekspor LNG dunia tahun 1999 6

Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif 38

Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif 39

Gambar 4.1.*Layuot* Pabrik LNG 84

Gambar 4.2.*Layout* Alat-Alat Proses 86

Gambar 4.3.Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas Pabrik LNG 130

Gambar 4.4.Struktur Organisasi Pabrik LNG 137

Gambar 4.5. Grafik Hubungan Antara Kapasitas Produksi
Terhadap BEP dan SDP 164

ABSTRAKSI

Rencana perancangan pabrik *Liquefied Natural Gas* (LNG) dengan kapasitas 5 juta ton/tahun dirancang untuk memenuhi kuota ekspor. Pabrik ini akan dibangun di Tangguh, Papua dengan luas area 49.250 m^2, beroperasi 24 jam/hari atau 330 hari per tahun dengan total 260 karyawan.

Pabrik ini juga menghasilkan produk *Liquefied Petroleum Gas* (LPG) diperoleh dengan sistem pendinginan pada temperatur -40°C dengan tekanan 6 dan 10 atm, sedangkan untuk LNG dengan proses pendinginan pada temperatur - 160°C dan tekanan 30 atm. Bahan baku (gas alam) yang diperlukan sekitar 5,27 juta ton/tahun.

Kebutuhan air sebanyak 884.157,053 Kg/jam (7.002.523,86 Ton/tahun), listrik per jam sekitar 4.369 kW, *steam* sekitar 90.204,608 Kg/jam (714.420,5 Ton/tahun) dan memerlukan bahan bakar sebanyak 226 Lt/jam.

Modal Tetap yang diperlukan sebesar Rp.230.961.000.000. dan modal kerja sebanyak Rp. 2.314.987.597.743 Dari hasil analisa ekonomi diperoleh *Break Even Point* (BEP) sebesar 44,81%, *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 54,05% dan setelah pajak 27,02%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,56 tahun dan setelah pajak 2,7 tahun, dengan *Shut Down Point* (SDP) 39,63%.

Berdasarkan faktor-faktor diatas maka perancangan pabrik *Liquefied Natural Gas* (LNG) dengan kapasitas 5 juta ton/tahun layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia sebagai negara yang berkembang dan tengah mengalami krisis perekonomian dituntut untuk meningkatkan pembangunan di segala bidang agar Indonesia dapat bangkit dan bersaing dengan negara-negara maju maupun yang sedang berkembang seperti di Eropa maupun Asia, salah satu bidang tersebut adalah industri kimia terutama sektor minyak dan gas.

Sudah sejak lama pengamat energi memperkirakan sektor minyak bumi Indonesia akan mengalami stagnasi dalam memproduksi minyak mentah sebagai akibat meningkatnya kebutuhan BBM dalam negeri. Itulah sebabnya masih dalam kaitan ini, diverisifikasi merupakan tujuan dari kebijakan energi Indonesia dalam jangka panjang. Salah satu upaya diverisifikasi tersebut adalah meningkatkan pemanfaatan gas alam yang melimpah untuk dimanfaatkan di dalam negeri maupun untuk ekspor.

Dilihat dari prospek pasar, baik dari sisi permintaan maupun sisi pasok, maka masa depan industry gas alam, khususnya *Liquefied Natural Gas* (LNG), di Indonesia sangat cerah, bahkan mungkin lebih cerah dari prospek industri minyak bumi itu sendiri. Dari sisi permintaan, domestik maupun internasional, pemakaian gas akan terus meningkat karena tuntutan dunia akan efisiensi dan kondisi lingkungan hidup yang lebih bersih.

Beberapa faktor yang mendorong peningkatan LNG ini baik pada sisi penawaran dan permintaannya adalah sebagai berikut :

- Terus bertambahnya konsumsi gas dunia

IEA memprediksikan bahwa konsumsi gas akan akan tumbuh pada tingkat 2,7% per tahun pada periode hingga 2025, dibandingkan dengan 1,8% untuk minyak, dan 1,5% untuk batubara. Porsi penggunaan gas akan berada pada angka 28% dari penggunaan energi global pada 2025.

- Permintaan impor yang cukup tinggi

Sebagian besar negara konsumen gas memiliki produksi gas yang sangat sedikit (Jepang, Korea Selatan) atau telah mengembangkan cadangan gasnya hingga pada suatu titik di mana mereka telah melewati produksi puncaknya sehingga akhirnya bergantung pada gas impor (Amerika Serikat, Inggris).

- Monetisasi cadangan *stranded gas*

Sejumlah cadangan gas alam terletak pada lokasi yang jauh dari pasarnya atau tidak memiliki infrastruktur pipa. Tanpa akses ke pasar, gas yang diproduksi tersebut cenderung dibakar atau direinjeksi. LNG menawarkan sebuah mekanisme akses, sebuah metode untuk memonitorisasi cadangan-cadangan gas tersebut serta mengurangi dampak lingkungan akibat dari gas yang langsung dibakar tersebut.

- Kemajuan teknologi

Kemajuan teknologi pencairan telah menyebabkan penurunan pada tingkat belanja kapital (*capital expenditure*) yang cukup besar, di samping karena ukuran *train* yang lebih besar. Biaya pembawa (*carrier*) LNG juga berkurang cukup signifikan. Pengurangan biaya pengembangan LNG ini membuka peluang untuk

meningkatkan penggunaan teknologi LNG ini di mana mungkin sebelumnya teknologi ini sulit mencapai keekonomiannya.

Sejak ditemukannya cadangan-cadangan gas alam yang cukup besar di Arun, Badak, Tangguh Papua dan pulau Natuna, Indonesia menjadi salah satu negara penghasil gas alam terbesar di dunia terus melakukan upaya untuk bisa memanfaatkan sebagai komoditas yang memiliki nilai jual terutama menjadikannya gas alam cair (LNG).

Pemanfaatan dan pengembangan gas alam Indonesia harus terus ditingkatkan lagi melalui upaya perluasan pangsa pasar yang ada dan pembukaan usaha baru dalam menerobos pasar potensial di kawasan asia pasifik maupun dunia.

Beberapa peristiwa yang telah mendorong penggunaan gas alam secara luas adalah sebagai berikut:

- Krisis minyak tahun 1973 yang mengakhiri era tersedia minyak secara murah dan mantap.
- Cadangan minyak mentah yang terus berkurang
- Munculnya kepedulian lingkungan hidup yang mendorong untuk menggunakan sumber energi yang ramah lingkungan.
- Perkembangan teknologi yang mendukung kegiatan proses produksi gas alam hingga pencairan gas alam itu menjadi LNG, dan perkembangan teknologi pengangkutannya, serta teknologi regasifikasi dan penggunaan gas sumber energi maupun kepentingan lainnya.

Pendirian pabrik *Liquefied natural gas* (LNG) dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan bahan baku maupun bahan bakar pabrik-pabrik dalam maupun luar negeri. Di samping itu dengan mendirikan pabrik LNG didalam negeri akan memberikan beberapa manfaat, diantaranya :

a. Memenuhi permintaan akan gas alam oleh negera lain yang diproyeksikan persentasenya akan terus meningkat.
b. Dapat memberikan kesempatan bagi berdirinya pabrik-pabrik yang menggunakan gas alam sebagai bahan bakar maupun bahan baku.
c. Membantu memperlancar roda perekonomian pemerintah, dengan menambah devisa negara.
d. Menciptakan lapangan pekerjaan.
e. Membantu proses diversifikasi energi alternatif dari minyak bumi ke penggunaan gas sebagai bahan bakar

Pada pabrik LNG dari gas alam selain menghasilkan produk LNG juga menghasilkan produk samping yaitu *Liquefied Petroleum Gas* (LPG). Baik LNG maupun LPG merupakan produk yang banyak digunakan pada industri kimia antara lain sebagai bahan baku dalam industri petrokimia seperti pembuatan *ammonia, methanol, carbon disulfide, chloromethane, butanol* serta bahan bakar pembangkit listrik dan bahan bakar pabrik-pabrik seperti pabrik baja, pabrik semen, pabrik gelas/kaca atau bahan bakar pengganti bensin.

Keunggulan LNG dan LPG dari bahan bakar lainnya adalah mempunyai daya pemanasan yang tinggi, tidak menghasilkan asap, abu, angus/jelaga/*carbon*

maupun debu partikel padat, praktis dan cepat digunakan, pembakarannya lebih sempurna dan tidak mengandung gas beracun.

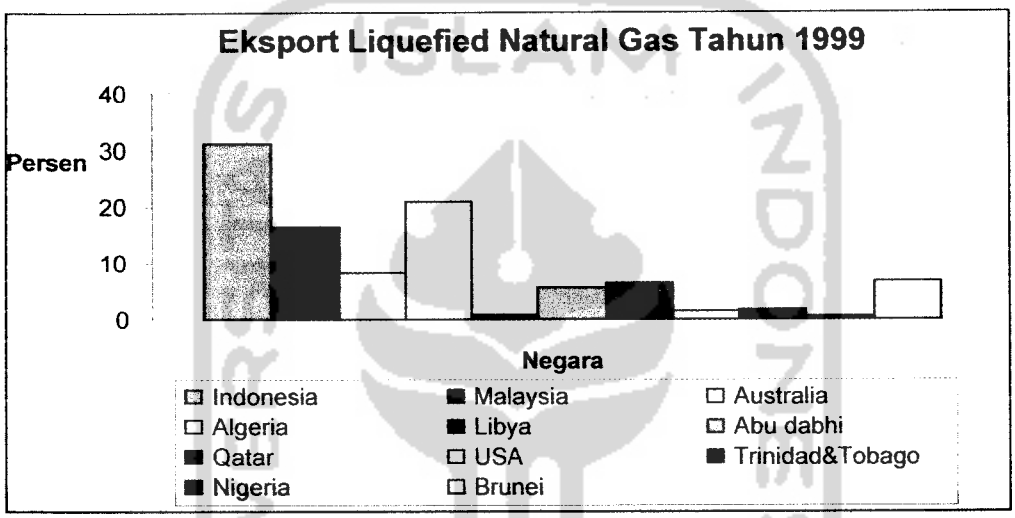
1.2. Kapasitas Perancangan.

Indonesia merupakan *market leader* LNG di Asia Pasifik serta termasuk negara pengeksport LNG terbesar di dunia dan pada tahun 1999 Indonesia menjadi negara pengeksport LNG nomor satu di dunia dengan angka persentase 31,25 %. Hingga kini, ekspor LNG Indonesia dilaksanakan di tiga negara industri utama Asia, yaitu Jepang, Korea Selatan, dan Taiwan, di mana pada tahun 1997, pangsa ekspor ke ketiga negara tersebut masing-masing 69%, 26%, dan 6%.

Sebenarnya cadangan Indonesia tidak signifikan jika dibandingkan dengan cadangan Rusia yang mencapai 1.659,1 triliun kaki kubik, atau 26,7 persen dari cadangan dunia. Iran sebesar 266,9 triliun kaki kubik atau 15,2 persen cadangan dunia, dan Qatar sebesar 257,7 triliun kaki kubik atau 14,7 persen dari cadangan dunia. Cadangan gas alam yang dimiliki Indonesia, menurut data BP hingga akhir tahun 2003 tercatat hanya 90,3 triliun kaki kubik atau 1,5 persen dari cadangan dunia.

Statistik energi yang disusun BP juga menunjukkan bahwa produksi gas alam Indonesia masih lebih besar ketimbang konsumsi pada tahun 2003. Produksi gas alam Indonesia sebesar 72,6 miliar meter kubik dan konsumsi sebesar 35,6 miliar meter kubik. Tetapi dibandingkan dengan ekspor yang sebesar 39,40 miliar meter kubik, ternyata angka produksi tersebut defisit untuk kebutuhan dalam negeri karena komitmen ekspor terlalu banyak.

Sedangkan dari sisi pasokan, prospek industri LNG nasional sangat didukung jumlah sumber daya gas alam yang dimiliki. Menurut perkiraan geologis, jumlah sumber daya migas yang berada di 60 cekungan di darat dan lepas pantai sekitar 70 miliar barrel (bbls) minyak bumi dan sekitar 330 triliun kaki kubik (tcf) gas alam.



Gambar 1.1. Ekspor *Liquefied natural gas* Dunia Tahun 1999 [4]

Jepang masih merupakan single market terbesar untuk gas alam di Asia Pasifik. Negeri ini mengimpor 54 juta ton di tahun 2000, dan akan mencapai 60 juta ton sekitar tahun 2010. Di Korea Selatan, selama periode 2000 - 2010, diperkirakan konsumsi LNG di negeri itu akan bertambah secara gradual dari sekitar 13,8 juta ton/tahun hingga 21 juta ton/tahun. Di Taiwan sebagai pasar tradisional lain di Asia Timur, diperkirakan permintaan LNG di negeri itu akan menjadi sekitar 8,5 juta ton/tahun di tahun 2005 dan diharapkan meningkat ke angka 11 juta ton/tahun di tahun 2010. Berdasarkan data tersebut permintaan akan LNG terus meningkat dari tahun ke tahunnya, oleh sebab itu pendirian pabrik

LNG akan lebih menguntungkan. Perkembangan data impor dan ekspor LNG dari tahun 2000-2004 dapat dilihat pada tabel 1.1

Tabel 1.1 Data perkembangan LNG di Indonesia

Tahun	Impor (ton)	Ekspor (ton)
2000	2.896,364	26.313.206,627
2001	0,21	23.920.273,945
2002	0,068	26.399.352,511
2003	23,421	26.512.203,760
2004	13.395,232	25.456.329,698

Sumber: BPS (Badan Pengawas Statistik)

Pendirian pabrik LNG ini kapasitasnya mengacu pada beberapa fakta yang ada antara lain :

1. Komposisi energi mix dunia akan berubah dalam 100 tahun kedepan. Pemakaian *crude* akan menurun setelah produksi mencapai puncaknya sekitar tahun 2030. Peran gas akan meningkat sampai sekitar tahun 2060 untuk kemudian relatif konstant sampai akhir Abad XXI.
2. Permintaan gas akan terus meningkat, baik sebagai bahan bakar maupun sebagai bahan baku. Sebagian besar gas diekspor melalui pipa (Russia ke Eropa, Canada ke AS). Namun peran LNG dalam pemenuhan permintaan gas dunia akan terus meningkat. Pada tahun 2015 diperkirakan permintaan LNG dunia akan naik dari sekitar 134 juta ton pada tahun 2004 menjadi sekitar 370 juta ton pada tahun 2015 atau naik sekitar 3 kali lipat.

3. Pada tahun 2004, semua permintaan LNG dunia dipenuhi oleh Proyek-proyek LNG yang sudah ada (dan kemudian dikembangkan). Pada tahun 2015, proyek-proyek LNG tersebut (*brownfield*) hanya mampu memenuhi sekitar 60% dari permintaan LNG dunia. Sisanya (sekitar 150 juta ton atau 40% dari kebutuhan) harus dipenuhi dari Proyek LNG yang baru dikembangkan (*Greenfield*).

(Center for Petroleum and Energy Economics Studies /CPEES)

Berdasarkan pertimbangan faktor-faktor diatas maka ditentukan perancangan pabrik *Liquefied natural gas* (LNG) dari gas alam sebesar 5 juta ton/tahun perlu direalisasikan.

1.3. Tinjauan Pustaka

Proses pencairan gas alam sampai menjadi LNG merupakan Proses yang sebenarnya sederhana (proses fisis menurunkan suhu), tetapi aplikasinya di dalam lapangan cukup rumit. Proses yang merupakan inti kilang LNG tersebut belum merupakan proses yang umum, melainkan teknologi "patent", tidak banyak jenis patent yang dapat digunakan. Sampai saat ini hanya ada tiga jenis yang sudah dipakai aplikasinya, yakni proses – proses: APCI, Phillips dan Prico, sedangkan untuk Indonesia sendiri menggunakan proses APCI (Air Product & Chemical Inc). *Liquefied Natural Gas* (LNG) adalah gas alam yang dicairkan dengan didinginkan hingga mencapai suhu -160 ^{o}C pada tekanan 1 atm. Pada kondisi cair LNG memiliki densitas sekitar 45% dari densitas air, dengan reduksi volume 1/600 dibanding kondisi gasnya. Kompresi volume yang cukup besar ini

memungkinkan transportasi gas dalam bentuk cair untuk jarak jauh dengan biaya yang lebih efisien.

Proses pencairan gas alam menjadi LNG dan LPG ada dua jalan yang dapat ditempuh yaitu :

1. Gas dicairkan dengan cara mendinginkannya sampai dibawah titik cair jenuhnya pada tekanan atmosferis (seperti apa yang dilakukan untuk gas alam menjadi LNG dengan cara pendinginan sampai mencapai suhu – 160 °C pada tekanan atmosferis sedangkan LPG didinginkan sampai mencapai suhu -40°C). Proses ini terdiri atas proses pendinginan bertingkat. Pada tingkat pertama, pendinginan dilakukan dengan propan sebagai media pendingin, dilanjutkan dengan pendingin dengan menggunakan media yang disebut *MCR* (*Mixed Component Refrigerants*).
2. Gas dimampatkan atau ditekan sampai tekanan tertentu sehingga berbentuk cairan pada suhu –85°C (seperti apa yang dilakukan untuk gas alam menjadi BBG atau CNG yang ditekan sampai tekanan 200 bar atau 2900 psig, serta gas alam menjadi LPG yang ditekan sampai 70 psig untuk LPG butan, 120 psig untuk LPG campuran propan dan butan serta 210 psig untuk LPG propan).

Secara umum proses pembuatan LNG dengan pendinginan dapat dilakukan sebagai berikut :

1. Pemisahan hidrokarbon berat atau kondesat dari senyawa- senyawa hidrokarbon ringan yang disebut *Condensat Recovery Unit*.

2. Penghilangan gas CO_2 dengan absorbsi secara kimiawi memakai larutan *Methyl Diethanol Amines* (MDEA) yang disebut dengan CO_2 *Removal* Unit.
3. Penghilangan Uap Air (H_2O) dengan menggunakan KOD dengan cara menurunkan uap airnya.
4. *Scrubbing* atau pemisahan hidrokarbon berat dari *feed* gas.
5. Proses pendinginan awal dengan menggunakan propane
6. *Liquefaction unit* atau unit pencairan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Produk pabrik LNG ada dua jenis yaitu produk utama dan produk samping dengan masing-masing spesifikasi sebagai berikut :

2.1.1 Karakteristik Produk

2.1.1.1 *Liquefied Natural Gas* (LNG)

- BM rata – rata = 16,9
- Viskositas rata – rata = 0,00025 Pa.s
- *Flash Point* = -188 °C
- *Flammable limits in air %* = 5 – 15
- *Autoignition Temperature* = 537 °C
- Density = 451,52 Kg / M^3
- Nilai Kalori = 656,66 BTU / lb
- Boiling Point = -150 °C
- Sifatnya yang hampir tidak menimbulkan polusi udara
- Tidak Beracun
- Lebih ringan dari udara
- Mempunyai nilai bakar yang tinggi
- Tidak Bersifat *Carcinogenic*

2.1.1.2 *Liquefied Petroleum Gas* (LPG)

- BM rata – rata = 46,7
- Viskositas rata – rata = 0,00021 Pa.s
- *Flash Point* = -104 °C
- *Flammable limits in air %* = 2.1 – 9.5
- *Autoignition Temperature* = 450 °C
- Density = 601,06 Kg / M^3
- Nilai Kalori = 1430,88 BTU / lb
- Boiling Point = -30 °C
- Sifatnya yang hampir tidak menimbulkan polusi udara
- Tidak beracun
- Lebih ringan dari udara
- Mempunyai nilai bakar yang tinggi
- Tida bersifat *carcinogenic*

2.1.2 Komposisi Produk

1) LNG

Tabel 2.1.2.(a). Komposisi LNG

Komponen	% Mole
N_2	0,01
CH_4	95,96
CO_2	0,04
C_2H_6	2,60
C_3H_8	0,02
iC_4H_{10}	0,03
nC_4H_{10}	0,03
iC_5H_{12}	0,0001
Total	100

2) LPG Propan

Tabel 2.1.2. (b). Komposisi LPG Propan

Komponen	% Mole
C_2H_6	3,78
C_3H_8	95,46
iC_4H_{10}	0,74
nC_4H_{10}	0,01
iC_5H_{12}	0,002
Total	100

3) LPG Butan

Tabel 2.1.2. (c). Komposisi LPG Butan

Komponen	% Mole
C_2H_6	0,33
C_3H_8	30,25
iC_4H_{10}	29,04
nC_4H_{10}	36,84
iC_5H_{12}	2,35
nC_5H_{12}	1,19
C_6H_{14}	0,00002
Total	100

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

Pabrik LNG Menggunakan bahan baku gas alam dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tabel 2.2. Komposisi Gas Alam

Komponen	% Mole
N_2	0,04
CH_4	89,43
CO_2	0,34
C_2H_6	2,31
C_3H_8	4,58
iC_4H_{10}	2,14

nC_4H_{10}	0,41
iC_5H_{12}	0,49
nC_5H_{12}	0,16
C_6H_{14}	0,10
Total	100

2.3. Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian kualitas bahan baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku gas alam yang diperoleh dari *British Petroleum Indonesia Company.* Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar gas alam yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Parameter yang diukur untuk bahan baku gas alam adalah kandungan N_2, CH_4, C_2H_6, C_3H_8, iC_4H_{10}, nC_4H_{10}, iC_5H_{12}, nC_5H_{12}, C_6H_{14}, CO_2.

2.3.2 Pengendalian kualitas produk

Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik berupa *flow rate* bahan baku atau produk, suhu operasi maupun

tekanan operasi dapat diketahui dari syarat yang diberikan maka secara otomatis akan melakukan set point yang telah ditentukan sesuai dengan yang diinginkan.

- kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk
- kontrol terhadap kondisi operasi
- Alat kontrol yang dipakai diset/dikondisikan pada harga tertentu
- *Flow meter*

  Merupakan alat yang ditempatkan/dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan keluar alat proses. *Flow meter* ini diset pada harga tertentu. Bila *flow meter* mengalami penyimpangan dari harga yang diset, maka akan diberikan isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke set semula.

- *Temperature control*

  Jika terjadi penyimpangan pada set suhu yang telah ditetapkan, maka secara otomatis akan melakukan action sesuai dengan suhu yang diinginkan.

- *Pressure control*

  Perubahan tekanan dapat di deteksi dengan isyarat jika terjadi penyimpangan tekanan maka *pressure control* akan mengesetnya kembali sesuai dengan tekanan semula

  Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang sesuai standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai spesifikasinya.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pencairan LNG sebenarnya hanyalah teknologi untuk memungkinkan mengangkut gas alam dengan menggunakan alat transportasi laut maupun darat untuk jarak yang sangat jauh dalam jumlah yang sangat besar dengan volume yang relative kecil dimana untuk memenuhi kebutuhan konsumen yang lokasinya tidak dapat di handling dengan menggunakan pipa.

Pencairan gas alam adalah peristiwa perubahan fase (liquid), yang pada dasarnya memerlukan energi yang berbentuk panas sensible dan panas laten dari gas tersebut. Proses pencairan ini dilaksanakan didalam suatu pabrik pencairan gas alam *Natural Gas Liquefaction (NGL) Plant*, sehingga menghasilkan gas alam cair LNG = *Liquefied natural gas* yaitu gas alam yang dicairkan dan sebagai hasil samping juga dihasilkan gas minyak bumi yang dicairkan atau gas minyak bumi cair (LPG = *Liquefied Petroleum Gasses*) yang di indonesia mempunyai nama dagang ELPIJI atau OTOGAS dan hasil samping lainnya berupa Kondensat yaitu fraksi minyak bumi yang terkandung didalam aliran dari sumur gas, merupakan mixture dari C_2 sampai C_6, berhubung jumlahnya relatif sedikit, tidak ekonomis kalau harus dilakukan *refinery* dan dijual dalam bentuk fraksi minyak tersebut.

Proses yang digunakan untuk mencairkan gas alam menjadi LNG yaitu dengan menggunakan alat *Main Heat Exchanger* yang merupakan kepunyaan dari *Air Product and Chemical Inc*, dengan menggunakan pendingin *Mixed*

Component Refrigerant (MCR) yang terdiri N_2, CH_4, C_2H_6, C_3H_8, iC_4H_{10} . Sedangkan untuk mencairkan gas alam mejadi LPG yaitu dengan mendingin gas alam sampai suhu -40°C dengan menggunakan pendingin propane

Secara umum proses pencairan gas alam menjadi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dan *Liquefied Petroleum Gas* (LPG) adalah sebagai berikut :

1. Pemisahan hidrokarbon berat yang dimaksudkan untuk memisahkan impurities – impurities pengotor dan termasuk kondensat yang tidak diinginkan yang dapat mengganggu jalannya proses pencairan gas alam
2. Penghilangan gas CO_2 dengan proses absorbsi secara kimia dengan menggunakan larutan *Methyl Diethanol Amine* (MDEA) yang disebut dengan *CO_2 Removal Unit.*
3. Penghilangan uap air (H_2O) sebelum menuju proses *scrubbing.*
4. *Scrubbing* (Pemisahan hidrokarbon berat dari *feed gas*).
5. *Liquefaction unit* atau unit pendinginan.

Penjelasan Proses Pengolahan Gas Alam menjadi LNG dan LPG adalah sebagai berikut :

1. Penghilangan Impuritis pengotor

Gas alam yang diambil dari dalam sumur masih terdiri dari dari impurities pengotor yang mengandung senyawa – senyawa hidrokarbon berat yaitu pentane plus dan benzene, dimana senyawa tersebut bukan merupakan komponen penyusun LNG dan juga LPG, untuk itu dalam seksi ini senyawa – senyawa yang terkandung dalam umpan gas alam dihilangkan sama sekali atau di kurangi kadarnya sampai batas yang diperkenankan baik untuk alasan operasi atau karena

batasan mutu LNG yang dihasilkan. Langkah pertama yang dilakukan adalah Gas dari sumur masuk ke *Knock Out Drum* (KOD-01), di dalam Knock Out Drum (KOD - 01) akan dipisahkan senyawa – senyawa yang tidak dibutuhkan dengan cara flashing, sehingga senyawa hidrokarbon ringan akan menguap. Gas inilah yang akan diolah menjadi LNG, sedangkan cairan kondensat yang keluar dari *flash drum* (KOD-01) di alirkan ke unit pengolahan limbah sebagai bahan bakar dalam power generation unit.

2. *CO_2 Removal Unit*

Gas alam yang keluar dari KOD-01 dialirkan menuju ke CO_2 *removal unit* yang terdiri dari dua kelompok besar, yaitu *Amine Contactor* (Absorber) dan *Regeneration Unit* (Stripper) yang melakukan pemisahan senyawa-senyawa yang tidak diinginkan yaitu : Karbondioksida (CO_2). Dari (KOD–01) gas masuk dari bagian bawah Absorber, dimana gas kontak secara *counter current* dengan larutan 50% *Methyl Dietanol Amine* (MDEA) dalam air yang belum mengandung CO_2 (*lean amine*). Penghilangan CO_2 didalam absorber sangatlah penting, sebab bila tidak dipisahkan akan mengganggu proses pencairan dengan membeku pada *main heat exchanger tube* karena CO_2 akan membeku pada suhu *cryogenic* yang berarti temperatur rendah, umumnya temperatur dibawah -73^0C. Mula-mula CO_2 dipisahkan dengan menggunakan *Methyl Dietanol Amine* (MDEA) dalam suatu menara absorber. Di dalam absorber ini CO_2 diserap oleh MDEA sehingga kosentrasinya tidak melebihi dari 50 *ppm max*. Gas yang mengembun dalam absorber akan turun ke bagian dasar MDEA absorber, sedangkan gas alam akan naik ke bagian utama dari kolom dan bersentuhan 99,9 % larutan MDEA yang

turun melalui lapisan packing (*raschig ring*). Fungsi dari lapisan ini adalah untuk memperlambat turunnya larutan sehingga waktu kontak dengan gas alam akan lebih lama. Sedangkan cairan (*rich amine*) yang keluar dari dasar absorber dialirkan ke unit *amine regeneration* (stripper) untuk membersihkan larutan amine dari CO_2 sehingga dapat digunakan lagi. *Rich amine* dari absorber keluar pada suhu 37°C kemudian dialirkan ke *lean/rich amine heat exchanger* sehingga temperaturnya naik menjadi 88°C dan tekanan 1 atm, kemudian masuk ke stripper. Larutan MDEA yang sudah menyerap CO_2 diregenerasikan dengan menggunakan steam yang diinjeksikan kedalam stripper. Didalam stripper uap dan cairan terpisah menjadi larutan amine dan uap yang terdiri dari air dan CO_2 . Campuran uap ini menuju puncak kolom stripper sedangkan cairan di dasar kolom stripper pada suhu 143,37°C dan kemudian menuju *lean amine* heat exchanger untuk didinginkan menjadi suhu 100°C, kemudian didinginkan kembali di (cooler – 01) menjadi 37°C dengan tekanan 1 atm dan selanjutnya *lean amine* dipompa menuju absorber.

3. Penghilangan uap air (H_2O) secara *flashing*

Proses penghilangan uap air dilakukan dengan menggunakan *knock out drum* (KOD-02). Di dalam *Knock Out Drum* (KOD-02) akan dipisahkan senyawa – senyawa yang tidak dibutuhkan yaitu H_2O dengan cara flashing, sehingga senyawa hidrokarbon ringan akan menguap sementara uap air (H_2O) akan diturunkan dan selanjutnya di alirkan menuju ke unit pengolahan limbah(UPL). Tujuan dari unit ini adalah untuk mencegah terbentuknya *hydrate* pada waktu pencairan yang dapat menyumbat fasilitas pendinginan dan peralatan setelah itu.

Maksimum kadar uap air yang diperkenankan dalam gas sukar ditentukan karena belum ada data tersedia untuk itu. Akan tetapi dalam prakteknya batasan *dew point* dari -74^{0}C sampai -101^{0}C ternyata cukup memuaskan untuk LNG Plant yang beroperasi pada tekanan 200 sampai 700 Psig (Mochtar, 1979).

Uraian prosesnya secara ringkas dapat dijelaskan sebagai berikut: *Treated gas* (gas umpan yang sudah bebas dari acid gas CO_2) dari puncak kolom absorber, setelah itu mengalir campuran hidrokarbon berat dan uap air. Gas kemudian akan dialirkan melalui *knock out drum* (KOD-02) di dalam KOD terjadi pemisahan uap cair secara flashing gas yang masuk di benturkan ke dinding drum akibatnya karbon ringan akan menguap keatas drum dan akan di proses menjadi LNG, sementara uap air akan diturunkan dan selanjutnya akan dialirkan menuju ke unit pengolahan limbah sehingga kadar uap airnya tidak akan melebihi dari 50 ppm.

4. *Scrubbing* (Pemisahan hidrokarbon berat dari feed gas)

Gas yang keluar dari *knock out drum* (KOD-02) dinaikkan tekanannya terlebih dahulu pada kompresor (COM-01) sampai 30.5 atm yaitu sama dengan tekanan umpan pada menara destilasi(destilasi–01) Gas yang keluar dari kompresor harus didinginkan terlebih dahulu pada *after-cooler* kompresor dari suhu 148,8°C menjadi 45,84°C karena setelah gas ditekan akan mengalami kenaikan suhu. Selanjutnya dialirkan menuju (cooler–02) untuk didinginkan hingga mencapai kondisi suhu umpan masuk (destilasi–01) yaitu -9.83 °C. kemudian di alirkan menuju (condensor–01) untuk diembunkan menjadi cair jenuh yang disesuaikan dengan kondisi umpan pada (destilasi–01). Kemudian

menuju (distilasi–01) yang berfungsi untuk memisahkan gas metan dari hidrokarbon berat sehingga didalam kolom terdapat 2 fase yaitu cair dan gas. Fase cair dialirkan dari dasar kolom menuju (reboiler–01) untuk diuapkan sebagai *reflux* di (distilasi–01) dan cairan yang keluar didinginkan di (cooler–03) dari suhu 95,26°C menjadi 39,39°C untuk diumpankan ke menara (distilasi–02). Di menara (distilasi–02) ini didapat hasil atas dan bawah, hasil atas berupa gas yang dijadikan LPG Propana sedangkan hasil bawah fase cair, menuju menara (destilasi – 03), dan pada menara (destilasi – 03) di dapat hasil atas dan hasil bawah, dimana hasil atas merupakan LPG Butan sedangkan hasil bawah berupa fase cair yang ditarik sebagai kondensat.

5. *Liquefaction unit* atau unit pencairan.

Gas yang berasal dari atas puncak menara (distilasi-01) menuju ke *Main Heat Exchanger* (MHE) untuk dicairkan menjadi LNG. Pencairan dengan cara mendinginkan gas tersebut sampai suhu pengembunannya dan dikombinasikan dengan menaikkan tekanan gas untuk mempermudah pencairannya. Untuk mendinginkan gas alam menjadi LNG diperlukan suhu kurang lebih -150°C dengan menggunakan *Mixed Component Refrigerant* (MCR) sebagai pendingin.

Secara keseluruhan proses ini mengunakan 2 bahan pendingin, yang terpisah dalam dua *closed circuid system.* Yaitu propane dan MCR (*multi component refrigerant*), propane digunakan untuk mendinginkan dan mengembunkan MCR, sedangkan MCR untuk mendinginkan dan mencairkan gas alam. Gas alam adalah campuran hidrokarbon ringan seperti: metana, etana dan sedikit propana, yang komposisinya tidak tetap. Oleh karena itu range temperatur

pada pendinginan juga berbeda tergantung komposisinya. Campuran hidrokarbon yang berbeda akan mengembun pada temperatur yang berbeda pula. Gas alam yang banyak mengandung senyawa hidrokarbon ringan akan mengembun pada temperatur yang lebih rendah, dibandingkan dengan gas alam yang banyak mengandung senyawa hidrokarbon berat. Agar didapat perbedaan temperatur yang kecil antara gas dan *refrigerant*, maka komposisi dari MCR harus sedemikian rupa, sehingga sesuai dengan pendinginan yang dibutuhkan oleh gas alam. Dengan perkataan lain, jumlah panas yang dilepaskan pada saat pendinginan MCR.

Sistem Pendingin dengan Multi Component Refrigerant (MCR)

MCR adalah bahan pendingin yang digunakan untuk pendinginan dan pencairan gas alam. MCR terdiri dari campuran nitrogen, methana, ethana, propana dan sedikit butana. Sebelum masuk ke *MHE (Main Heat Exchanger)* MCR terlebih dahulu di tekan dan dinginkan agar MCR masuk ke dalam *MHE (Main Heat Exchanger)* dalam bentuk liquid dan gas yang terpisah menjadi 2 aliran.

MHE ini mempunyai 2 kelompok tube, yaitu : kelompok tube bagian bawah yang disebut *warm bundle* dan kelompok tube bagian atas yang disebut *cold bundle*. Kedua kelompok tube ini berbentuk koil – koil yang sangat panjang. Kelompok *warm bundle* mempunyai jumlah koil yang lebih banyak dibandingkan dengan kelompok *cold bundle*.

MCR setelah mendinginkan gas alam akan berbentuk gas. Gas MCR meninggalkan exchanger melalui bagian bawahnya dan menuju ke *first stage*

compresor suction drum (COM-02). Nitrogen, metana, ethana dan propana yang telah dibuat diinjeksikan ke dalam suction drum (SP-01), sesuai yang dibutuhkan untuk menjaga komposisi dari MCR. Dari dalam drum, gas MCR masuk ke dalam first (COM-02) dan second stage MCR compresor (COM-03) untuk ditekan dan didinginkan dalam cooler-07 (CL-07), cooler-08 (CL-08) dan cooler-09 (CL-09). Campuran gas dan liquid dipisahkan dalam high pressure MCR separator (KOD-03), lalu masuk dalam *Main Heat Exchanger* (MHE). Dalam KOD-03 itu gas akan naik, sedangkan liquid akan turun ke bawah. Komposisi dari gas dan liquid yang keluar dari KOD-03 adalah berbeda. Liquid lebih banyak mengandung komponen berat (etana, propana), sedangkan gas sebagian besar mengandung nitrogen dan metana.

3.2 Metode Penentuan Perancangan

Setting perencanaan pendirian pabrik LNG dari gas alam dengan kapasitas 5 juta ton per tahun meliputi neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat dapat di tabulasikan sebagai berikut:

3.2.1 Neraca Massa

- Neraca Massa di *Knock Out Drum* (KOD – 01)

Tabel 3.2.1.(a). Neraca massa di (KOD-01)

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
Dari Kilang		Ke Absorber	
N_2	237,5747	N_2	237,5747
CH_4	595.699,092	CH_4	595.699,092

CO_2	15.404,6882-	CO_2	15.404,6882
C_2H_6	30.14,7683	C_2H_6	30.514,7683
C_3H_8	14.250,4543	C_3H_8	14.250,4543
i-C_4H_{10}	2.744,2555	i-C_4H_{10}	2.744,2555
n-C_4H_{10}	3.233,6126	n-C_4H_{10}	3.233,6126
i-C_5H_{12}	1.069,4680	i-C_5H_{12}	1.069,4680
n-C_5H_{12}	660,8844	n-C_5H_{12}	660,8844
C_6H_{14}	2.274,1226	C_6H_{14}	2.274,1226
H_2O	Trace	H_2O	Trace
		Ke Limbah	
		H_2O	Trace
Total	666.088,921	**Total**	666.088,921

❖ Neraca Massa di *Absorber* (ABS-01)

Tabel 3.2.1.(b). Neraca massa di Absorber

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
Dari KOD-01		Ke KOD-02	
N_2	237,5747	N_2	237,5747
CH_4	595.699,092	CH_4	595.699,092
CO_2	15.404,68823	CO_2	15.404,68823
C_2H_6	30.514,76836	C_2H_6	30.514,76836
C_3H_8	14.250,45439	C_3H_8	14.250,45439
i-C_4H_{10}	2.744,255545	i-C_4H_{10}	2.744,255545
n-C_4H_{10}	3.33,612634	n-C_4H_{10}	3.33,612634
i-C_5H_{12}	1.069,468039	i-C_5H_{12}	1.069,468039
n-C_5H_{12}	660,8844793	n-C_5H_{12}	660,8844793
C_6H_{14}	2274,122614	C_6H_{14}	2274,122614
		H_2O	Trace
Dari Stripper		Ke Stripper	
MDEA	92.710,13165	MDEA	92.710,13165
H_2O	216.323,654	H_2O	216.323,654
CO_2		CO_2	15.250,64135
Total	975.123,000	**Total**	975.123,000

❖ Neraca Massa di *Stripper* (STP-01)

Tabel 3.2.1.(c). Neraca massa di Stripper

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
H_2O	216.323,654	H_2O	216.323,654
MDEA	92.710,132	MDEA	92.710,132
CO_2	15.250,64135		
Make Up H_2O		Ke Udara	
H_2O	4.326,473	CO_2	15.250,64135
		H_2O	4.326,47308
Total	328.610.592	**Total**	328.610,592

❖ Neraca Massa di (KOD-02)

Tabel 3.2.1.(d). Neraca massa di KOD-02

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
N_2	237,5747	N_2	237,5747
CH_4	595.699,092	CH_4	595.699,092
CO_2	154,0468823	CO_2	154,0468823
C_2H_6	30.514,76836	C_2H_6	30.514,76836
C_3H_8	14.250,45439	C_3H_8	14.250,45439
i-C_4H_{10}	2.744,255545	i-C_4H_{10}	2.744,255545
n-C_4H_{10}	3.233,612634	n-C_4H_{10}	3.233,612634
i-C_5H_{12}	1.069,468039	i-C_5H_{12}	1.069,468039
n-C_5H_{12}	660,8844793	n-C_5H_{12}	660,8844793
C_6H_{14}	2.274,122614	C_6H_{14}	2.274,122614
H_2O	Trace		
		Ke Limbah	
		H_2O	Trace
Total	650.838,2797	**Total**	650.838,2797

❖ Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 3.2.1.(e). Neraca massa di Menara Distilasi-01

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
Dari KOD-02		Ke Main Heat Exchanger	
N_2	237,5747945	N_2	237,5747945
CH_4	595.699,092	CH_4	595.699,092
CO_2	154,0468823	CO_2	154,0468823
C_2H_6	30.514,76836	C_2H_6	30.260,66337
C_3H_8	14.250,45439	C_3H_8	3.705,118141
i-C_4H_{10}	2.744,255545	i-C_4H_{10}	582,8344639
n-C_4H_{10}	3.233,612634	n-C_4H_{10}	670,7974095
i-C_5H_{12}	1.069,468039	i-C_5H_{12}	2,806719035
n-C_5H_{12}	660,8844793		
C_6H_{14}	2.274,122614		
Total	650.838,2797	**Total**	631.312,934
		Ke Menara Destilasi II	
		C_2H_6	254,1049934
		C_3H_8	10.545,33625
		i-C_4H_{10}	2.161,421081
		n-C_4H_{10}	2.562,421081
		i-C_5H_{12}	1.066,66132
		n-C_5H_{12}	660,8844793
		C_6H_{14}	2.274,122614
Total		**Total**	19.525,34596
Total	650.838,2797	**Total**	650.838,2797

❖ Neraca Massa Menara Destilasi (MD-02)

Tabel 3.2.1.(f). Neraca massa di Menara Distilasi-02

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
Dari Menara Destilasi I		Ke Storage LPG Propan	
C_2H_6	254,1049934	C_2H_6	241,3997437
C_3H_8	10.545,33625	C_3H_8	8.949,951309
i-C_4H_{10}	2.161,421081	i-C_4H_{10}	92,05103329

$n\text{-}C_4H_{10}$	2.562,421081	$n\text{-}C_4H_{10}$	1,736051033
$i\text{-}C_5H_{12}$	1.066,66132	$i\text{-}C_5H_{12}$	0,244798773
$n\text{-}C_5H_{12}$	660,8844793		
C_6H_{14}	2.274,122614		
Total	19.525,34596	**Total**	9.285,382936
		Ke Menara Destilasi III	
		C_2H_6	12,70524967
		C_3H_8	1.595,384939
		$i\text{-}C_4H_{10}$	2.069,370048
		$n\text{-}C_4H_{10}$	2.561,079173
		$i\text{-}C_5H_{12}$	1.066,416521
		$n\text{-}C_5H_{12}$	660,8844793
		C_6H_{14}	2.274,122614
		Total	10.239,96302
Total	19.525,34596	**Total**	19.525,34596

❖ Menara Destilasi (MD-03)

Tabel 3.2.1.(g). Neraca massa di Menara Distilasi-03

Masuk		**Keluar**	
Komponen	Kg/Jam	Komponen	Kg/Jam
Dari Menara Destilasi III		Ke Storage LPG Butan	
C_2H_6	12,70524967	C_2H_6	11,63910275
C_3H_8	1.595,384939	C_3H_8	1.553,89132
$i\text{-}C_4H_{10}$	2.069,370048	$i\text{-}C_4H_{10}$	1.966,657332
$n\text{-}C_4H_{10}$	2.561,079173	$n\text{-}C_4H_{10}$	2.494,382862
$i\text{-}C_5H_{12}$	1.066,416521	$i\text{-}C_5H_{12}$	197,5831677
$n\text{-}C_5H_{12}$	660,8844793	$n\text{-}C_5H_{12}$	99,84728407
C_6H_{14}	2.274,122614	C_6H_{14}	0,002290905
Total	10.239,96302	**Total**	6.324,003358
		Ke Storage Kondensat	
		C_2H_6	1,06614692
		C_3H_8	41,49361957
		$i\text{-}C_4H_{10}$	102,7127164

		$n\text{-}C_4H_{10}$	66,69631166
		$i\text{-}C_5H_{12}$	868,8333536
		$n\text{-}C_5H_{12}$	561,0371952
		C_6H_{14}	2.274,120323
Total		**Total**	3.915,959666
Total	10.239,96302	**Total**	10.239,96302

3.2.2 Neraca Panas

- Neraca Panas di *Main Heat Exchanger* (MHE)

  Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(a). Neraca panas di *Main Heat Exchanger*

Panas Masuk (KJ/Jam)		**Panas Keluar (KJ/Jam)**	
Beban Panas Masuk	136.684.613,7	Beban Panas Keluar	136.684.613,7
Total	136.684.613,7	**Total**	136.684.613,7

- Neraca Panas di Menara Destilasi (MD-01)

  Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(b). Neraca panas di *Menara Distilasi (MD-01)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
H1	56.549.634,22	H2	117.003.380,56
Beban Panas Reboiler	275.223.972,90	H3	88.766.903,65
		Panas Pengembunan	126.003.322,91
Total	331.773.607,12	**Total**	331.773.607,12

❖ Neraca Panas di Menara Destilasi (MD-02)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(c). Neraca panas di *Menara Distilasi (MD-02)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
H1	73.653.608,06	H2	55.829.481,12
Beban Panas Reboiler	55.506.065,84	H3	17.054.655,28
		Panas Pengembunan	56.275.538
Total	129.159.674	**Total**	129.159.674

❖ Neraca Panas di Menara Destilasi (MD -03)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(d). Neraca panas di *Menara Distilasi (MD-03)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
H1	18.013.695,4	H2	13.083.911,8
Beban Panas Reboiler	11.663.772,4225	H3	3.269.256,41
		Panas Pengembunan	13.324.300
Total	29.677.467,8	**Total**	29.677.467,8

❖ Neraca Panas di Condenser Total (CD-01)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(e). Neraca panas di *Condensor Total (CD-01)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	56.540.738,75	Beban Panas Keluar	23.204.487.338
Beban Panas	41.431.083.520	Panas Pengembunan	18.283.136.921
Total	41.487.624.259	**Total**	41.487.624.259

❖ Neraca Panas di Condenser Total (CD-02)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(f). Neraca panas di *Condensor Total (CD-02)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	80.086.431	Beban Panas Keluar	111.430.677
Beban Panas	34.971.454	Panas Pengembunan	3.627.207,9
Total	115.057.885	**Total**	115.057.885

❖ Neraca Panas di Condenser Total (CD-03)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(g). Neraca panas di *Condensor Total (CD-03)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	792.987.321	Beban Panas Keluar	692.927.231
Beban Panas	142.750.241,4	Panas Pengembunan	242.810.331
Total	978.427.714	**Total**	978.427.714

❖ Neraca Panas di Condenser Total (CD-04)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(h). Neraca panas di *Condensor Total (CD-04)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	18.708.231	Beban Panas Keluar	11.261.496
Beban Panas	1.594.364.813	Panas Pengembunan	4.034.539,8
Total	18.708.233	**Total**	18.708.233

❖ Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(i). Neraca panas di *Reboiler (RB-01)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	91.283.049,2	Beban Panas Keluar	91.283.049,2
Total	91.283.049,2	**Total**	91.283.049,2

❖ Neraca Panas Reboiler (RB-02)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(j). Neraca panas di *Reboiler (RB-02)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	60.715.604,33	Beban Panas Keluar	60.715.604,33
Total	60.715.604,33	**Total**	60.715.604,33

❖ Neraca Panas Reboiler (RB-03)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(k). Neraca panas di *Reboiler (RB-03)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Beban Panas Masuk	97.889.344,58	Beban Panas Keluar	97.889.344,58
Total	97.889.344,58	**Total**	97.889.344,58

❖ Neraca Panas Cooler (CL-01)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(l). Neraca panas di *Cooler (CL-01)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	316.512,6	Beban Panas	274.716,4
		Panas Keluar	41.796,19
Total	316.512,6	**Total**	316.512,6

❖ Neraca Panas Cooler (CL-02)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(m). Neraca panas di *Cooler (CL-02)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	959.283,69	Beban Panas	1.831.417
		Panas Keluar	-872.133,31
Total	959.283,69	**Total**	959.283,69

❖ Neraca Panas Cooler (CL-03)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(n). Neraca panas di *Cooler (CL-03)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	784.223,14	Beban Panas	644.215,82
		Panas Keluar	140.007,32
Total	784.223,14	**Total**	784.223,14

❖ Neraca Panas Cooler (CL-04)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(o). Neraca panas di *Cooler (CL-04)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	8.817,396	Beban Panas	272.638,63
		Panas Keluar	-263.821,24
Total	8.817,396	**Total**	8.817,396

❖ Neraca Panas Cooler (CL-05)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(p). Neraca panas di *Cooler (CL-05)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	75.364,013	Beban Panas	277.508,89
		Panas Keluar	-2.021.44,87
Total	75.364,013	**Total**	75.364,013

❖ Neraca Panas Cooler (CL-06)

Suhu referensi : 2968 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(q). Neraca panas di *Cooler (CL-06)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	91.450,431	Beban Panas	69.785,798
		Panas Keluar	21.664,632
Total	91.450,431	**Total**	91.450,431

❖ Neraca Panas Cooler (CL-07)

Suhu referensi : 2968 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(r). Neraca panas di *Cooler (CL-07)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	26.795.134	Beban Panas	19.673.496
		Panas Keluar	7.121.638,3
Total	26.795.134	**Total**	26.795.134

❖ Neraca Panas Cooler (CL-08)

Suhu referensi : 2968 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(s). Neraca panas di *Cooler (CL-08)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	7.121.638.1	Beban Panas	15.406.986
		Panas Keluar	-8.285.348,1
Total	7.121.638,1	**Total**	7.121.638,1

❖ Neraca Panas Cooler (CL-09)

Suhu referensi : 2968 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(t). Neraca panas di *Cooler (CL-09)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	-8.285.348,1	Beban Panas	1.396.303
		Panas Keluar	-9.681.651,1
Total	-8.285.348,1	**Total**	-8.285.348,1

❖ Neraca Panas Heater (HE-01)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(u). Neraca panas di *Heater (HE-01)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	2.097,98	Panas Keluar	3.385,0849
Beban Panas	1.287,09		
Total	3.385,0849	**Total**	3.385,0849

❖ Neraca Panas Heater (HE-02)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(v). Neraca panas di *Heater (HE-02)*

Panas Masuk (Kcal/Jam)		**Panas Keluar (Kcal/Jam)**	
Panas Masuk	269.114,43	Panas Keluar	512.602,79
Beban Panas	243.488,36		
Total	512.602,79	**Total**	512.602,79

❖ Neraca Panas Absorber (ABS-01)

Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(w). Neraca panas di *Absorber (ABS-01)*

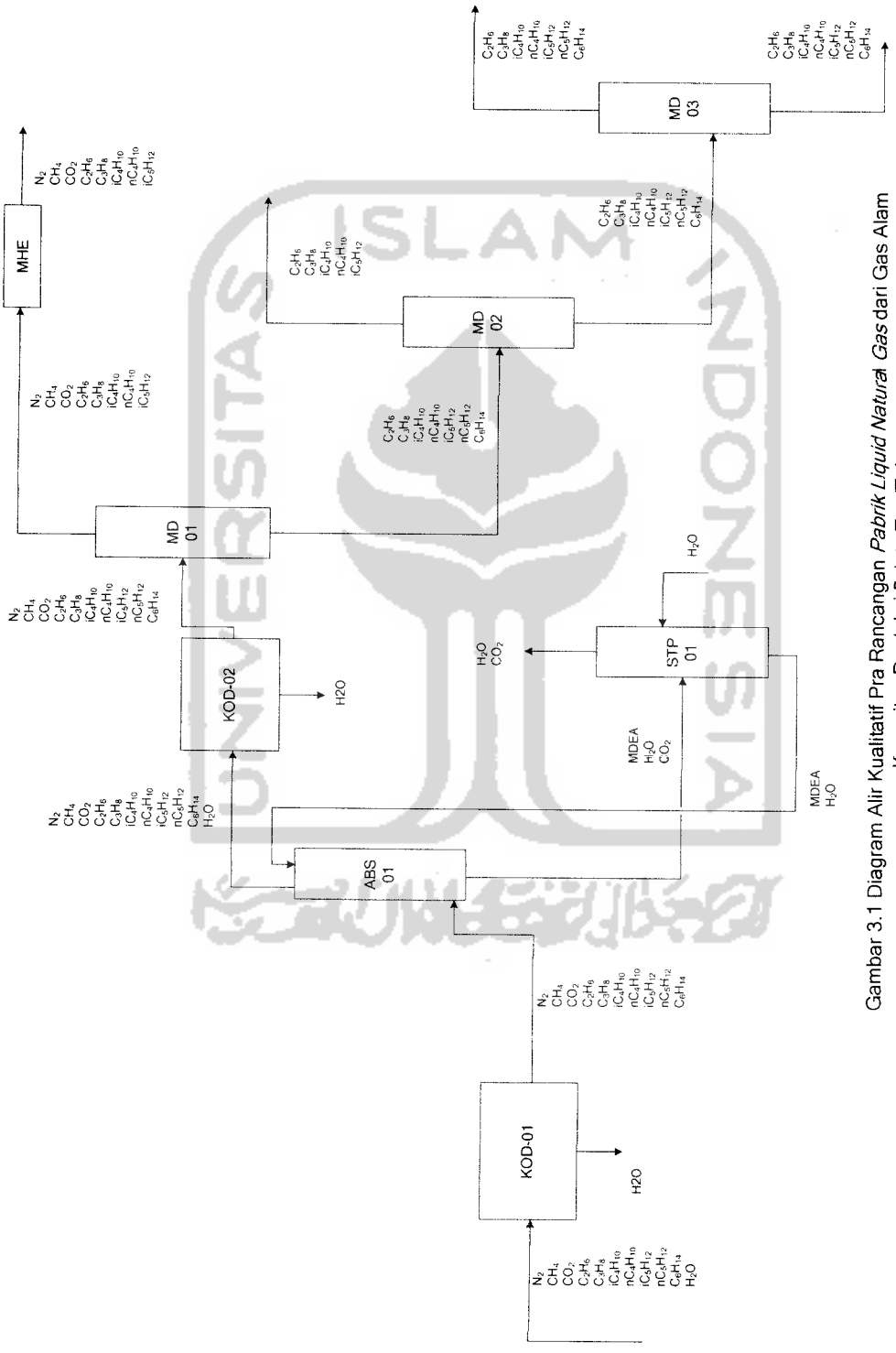
INPUT		**OUTPUT**	
Enthalpi (H)	Kcal/Jam	Enthalpi (H)	Kcal/Jam
H1	4.510.923,8	H3	366.3530,2
H2	289.311,98	H4	1.155.885,41
Panas Reaksi	19.179,882		
Total	4.819.415,61	**Total**	4.819.415,61

❖ Neraca Panas Stipper (STP-01)

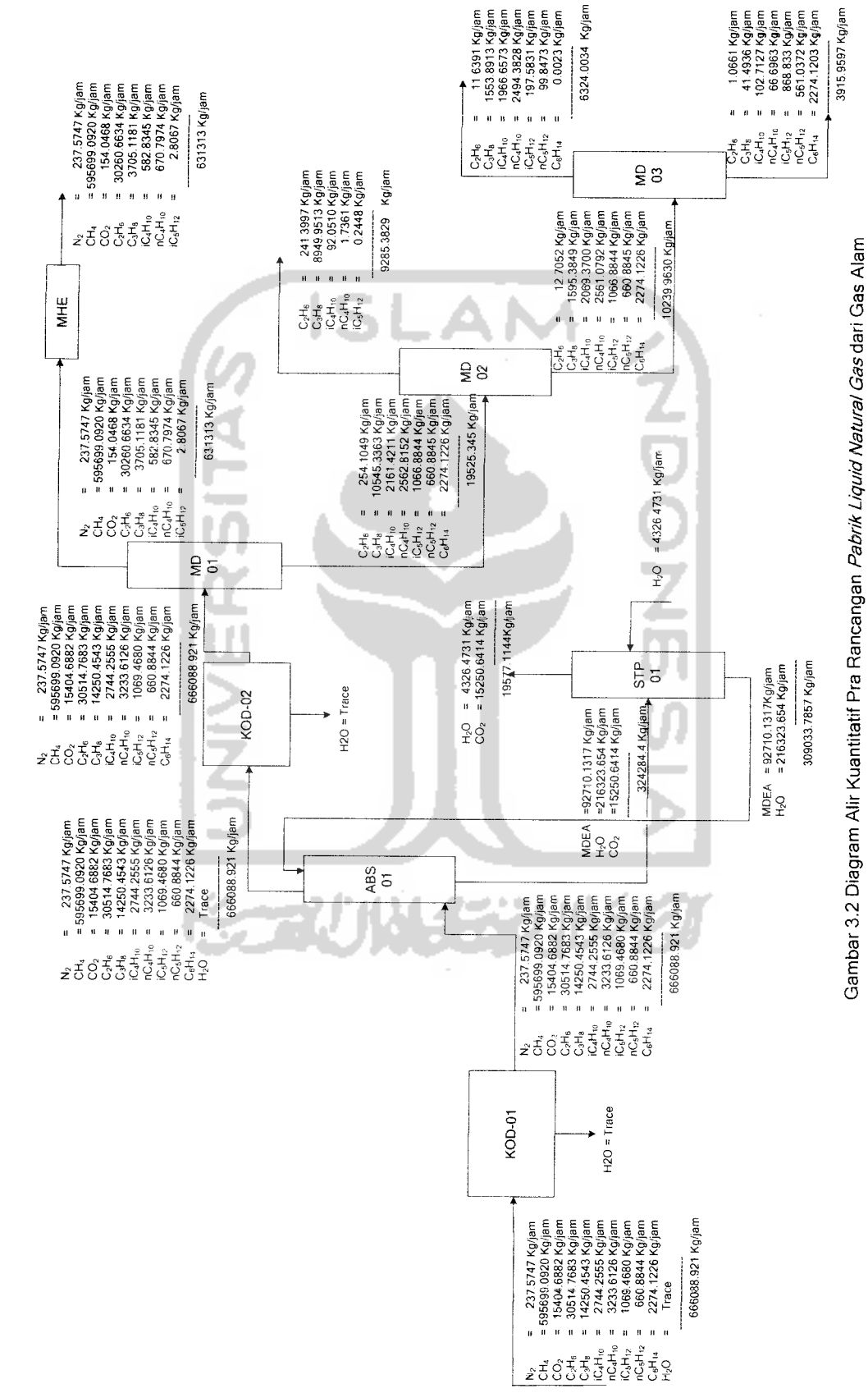
Suhu referensi : 298 K (Fase Cair)

Tabel 3.2.2(x). Neraca panas di *Stipper (STP-01)*

INPUT		**OUTPUT**	
Enthalpi (H)	Kcal/Jam	Enthalpi (H)	Kcal/Jam
H1	6.007.457,7	H3	851.035,77
Panas Penguapan	6.431.417,6	H4	11.587.839,57
Total	12.438.875	**Total**	12.438.875



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif Pra Rancangan *Pabrik Liquid Natural Gas* dari Gas Alam Kapasitas Produksi 5 Juta Ton/Tahun



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Pra Rancangan *Pabrik Liquid Natural Gas* dari Gas Alam
Kapasitas Produksi 5 Juta Ton/Tahun

3.2.3 Spesifikasi Alat

Spesifikasi alat pada pabrik LNG dirancang dengan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik LNG dari gas alam meliputi :

1. *Knock Out Drum* (KOD-01)

   Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbawa oleh gas alam dengan kecepatan umpan 666.088,92 Kg/jam

   Kondisi Operasi :

   Tekanan : 13 atm

   Suhu : 50 °C

   Diameter : 5,22 meter

   Tinggi total drum : 8 meter

   Luas tampang drum : 21,41 m^2

   Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

   Tebal *Shell* : 1,44 in

   Tebal *Head* : 1,44 in

   Jumlah : 1 buah

   Harga : $ 72.778,43

2. *Absorber* (ABS -01)

   Fungsi : Menyerap CO_2 dari campuran gas yang keluar dari KOD-01, dengan kecepatan umpan : 666.088 ,9211 Kg/Jam.

   Jenis : Menara bahan isian

   Kondisi operasi :

Tekanan	: 12 atm
Suhu	: 50 °C
Ukuran	:
Diameter	: 7 meter
Tinggi	: 34 meter
Tebal *Shell*	: 1,8 in
Tebal *Head*	: 2,3 in
Bahan	: *Carbon Steel SA 178 Grade C*
Spesifikasi *Packing*	:
Nominal size	: 1/2 in
Wall Thickness	: 1/16 in
OD	: 1/2 in
Panjang	: 1/2 in
Bahan	: *Carbon Raschig Rings*
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 6.421,19

3. *Stripper* (STP-01)

Fungsi : Meregenerasikan Larutan MDEA yang keluar dari dasar menara Absorber dengan kecepatan umpan : 324.285,59 Kg/Jam.

Jenis	: Menara bahan isian
Kondisi operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 100 °C

Ukuran :

Diameter : 1,3 meter

Tinggi : 20 meter

Tebal *Shell* : 1/4 in

Tebal *Head* : 1/4 in

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Spesifikasi *Packing* :

Nominal size : 1/4 in

Wall thickness : 1/16 in

OD : 1/4 in

Panjang : 1/4 in

Bahan : *Carbon Raschig Rings*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 1.912,32

4. Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi : Mentransfer suhu yang keluar dari dasar menara Absorber pada suhu 37 °C dengan suhu yang keluar dari dasar menara Stripper pada suhu 143,37 °C.

Type alat : *Shell and Tube HE*

Luas transfer panas : 1.940,39 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 37 °C

Fluida dingin : *aqueous solution*

ID : 27 in

Pass : 1

Pressure drop : 0,024 Psi

Tube

Temperatur : 143,37 °C

Fluida panas : *aqueous solution*

OD : 1,25 in

Pass : 2

Pitch : 1,5625 in *square pitch*

Pressure drop : 0.101 Psi

UD : 250 W/ m^2 K

RD : 0,00045 W/ m^2 K

Panjang pipa : 10 meter

Jumlah pipa : 528 buah

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 7.307,59

5. Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi : Menaikan suhu yang keluar dari dasar menara destilasi (MD-02) masuk pada suhu 68,93 °C keluar pada suhu 100,54 °C. Dengan menggunakan pemanas steam masuk pada suhu 204,97 °C dan keluar pada suhu 204,97 °C

Type alat : *Shell and Tube HE*

Luas transfer panas	: 203,817 ft2
Ukuran	:
Shell	
Temperatur	: 68,93 °C
Fluida dingin	: *aqueous solution*
ID	: 39 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 2,127 psi
Tube	
Temperatur	: 204,97 °C
Fluida panas	: Steam Jenuh
OD	:1,5 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 0,6139 psi
UD	: 130 W/m2 K
RD	: 0,000754 W/m2K
Panjang pipa	: 6,046 meter
Jumlah pipa	: 86
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 1.890,54

6. Cooler-01 (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan larutan MDEA yang keluar dari dasar menara stripper pada suhu 100 °C menjadi 37 °C menggunakan pendingin air dengan suhu masuk 27 °C keluar suhu 35 °C.

Type alat	: 1-2, Shell and Tube HE
Luas transfer panas	: 2.148,34 ft^2
Ukuran	:
Shell	
Temperatur	: 100 °C
Fluida Panas	: *aqueous solution*
ID	: 23,25 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 0,107 Psi
Tube	
Temperatur	: 27 °C
Fluida dingin	: *Water*
OD	: 1,5 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 0,004503 Psi
UD	: 500 W/m^2K
RD	: 0,00403 W/m^2K
Panjang pipa	: 3,65 meter

Jumlah pipa : 384 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Steel*

Harga : $ 21.208,1

7. Cooler-02 (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan gas yang keluar dari absorber menuju menara destilasi-01 pada suhu 45,84 °C menjadi -9,83 °C menggunakan pendingin propana dengan suhu masuk -150 °C keluar suhu -145 °C.

Type alat : *1-2, Shell and Tube HE*

Luas transfer panas : 536,99 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 45,84 °C

Fluida panas : *Medium organic*

ID : 20,65 in

Pass : 1

Pressure drop : 0,8 Psi

Tube

Temperatur : -150 °C

Fluida dingin : *Propana*

OD : 1,25 in

Pass : 2

Pitch : 0,0396 in *square pitch*

Pressure drop : 0,38 Psi

UD : 15 W/m^2K

RD : 0,00618

Panjang pipa : 4,88 meter

Jumlah pipa : 105 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Steel*

Harga : $ 9.230,42

8. Cooler-03 (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan cairan yang keluar dari dasar menara distilasi 1 pada suhu 95,26 °C menjadi 39,39 °C menggunakan pendingin air dengan suhu masuk 27 °C keluar suhu 35 °C.

Type alat : *1-2, Shell and Tube HE*

Luas transfer panas : 2.691,119 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 95,26 °C

Fluida panas : *Light organic*

ID : 30 in

Pass : 1

Pressure drop : 2,67 Psi

Tube

Temperatur	: 27°C
Fluida dingin	: *Water*
OD	: 0.75 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 0,3056 Psi
UD	: 110 W/m^2K
RD	: 0,00718
Panjang pipa	: 6,095 meter
Jumlah pipa	: 691 buah
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: *Steel*
Harga	: $ 24.277,28

9. Cooler-04 (CL-04)

Fungsi : Mendinginkan cairan yang keluar dari hasil atas menara distilasi 2 pada suhu 27,217 °C menjadi -40 °C menggunakan pendingin propan dengan suhu masuk -150 °C keluar suhu -145°C.

Type alat	: *1-2, Sheel and Tube HE*
Luas transfer panas	: 1.007,0748 ft^2
Ukuran	:

Sheel

Temperatur	: 27,217°C
Fluida panas	: *Medium organic*

ID	: 28 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 1,1E-05 Psi

Tube

Temperatur	: -150 °C
Fluida dingin	: *propana*
OD	: 1,5 in
Pass	: 2
Pitch	:1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 4,4 E-05 Psi
UD	: 250 W/m^2K
RD	: 0,000937 W/m^2K
Panjang pipa	: 6,095 meter
Jumlah Pipa	: 747 buah
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: *Steel*
Harga	: $ 13.461

10. Cooler-05 (CL-05)

Fungsi : Mendinginkan cairan yang keluar dari hasil atas menara destilasi 03 pada suhu 46,21 °C menjadi suhu -40 °C menggunakan pendingin propan dengan suhu masuk -150 °C suhu keluar -145 °C.

Type alat : *1-2, Shell and Tube HE*

Luas transfer panas	: 708,47 ft^2
Ukuran	:
Shell	
Temperatur	: 46,21 °C
Fluida panas	: *Medium organic*
ID	: 24 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 0,0178 Psi
Tube	
Temperatur	: -150 °C
Fluida dingin	:
OD	: 1,5 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 0,0209
UD	: 295 W/m^2K
RD	: 0,0018 W/m^2K
Panjang pipa	: 8,53 meter
Jumlah pipa	: 91 buah
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: *Steel*
Harga	: $ 10.900,03

11. Cooler-06 (CL-06)

Fungsi : Mendinginkan cairan yang keluar dari dasar menara destilasi 3 pada suhu 100,54 °C menjadi suhu 40 °C dengan menggunakan pendingin air dengan suhu masuk 27 °C keluar suhu 35 °C

Type alat	: *1-2, Shell and Tube HE*
Luas transfer panas	: 1.045,57 ft^2
Ukuran	:
Shell	
Temperatur	: 100,54
Fluida panas	: *Heavy organic*
ID	: 19 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 2,69
Tube	
Temperatur	: 27 °C
Fluida dingin	: *Water*
OD	: 0,75 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 5,2E-05 Psi
UD	: 40 W/m^2K
RD	: 0,0013 W/m^2K
Panjang pipa	: 6,095 meter

Jumlah pipa : 542 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Steel*

Harga : $ 13.767,42

12. Compressor-01 (Comp-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas yang keluar dari atas menara absorber dari 12 atm menjadi 30,5 atm dengan kecepatan umpan 631.313 Kg / Jam.

Jenis : *Single Stage Sentrifugal (1 Stage)*

Kapasitas :

Kondisi operasi :

Suhu masuk : 45,84 °C

Tekanan masuk : 12 atm

Suhu keluar : 148,8 °C

Tekanan keluar : 30,5 atm :

Power : 805Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 199.066,71

13. *Knock Out Drum* (KOD-02)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbawa oleh gas alam yang keluar dari absorber (ABS-01) dengan kecepatan umpan 631.313 Kg/jam.

Kondisi Operasi :

Tekanan : 12 atm

Suhu : 45,84 °C

Diameter : 5,27 meter

Tinggi total drum : 8 meter

Luas tampang drum : 21,79 m^2

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Tebal *Shell* : 1,34 in

Tebal *Head* : 1,34 in

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 60.317,27

14. Condenser-01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan campuran gas yang keluar dari *cooler*-02 dengan suhu masuk -9,8 °C dengan menggunakan pendingin propan dengan suhu masuk -150 °C keluar suhu -145 °C.

Type alat : 1.2, *Shell and Tube Condenser*

Luas transfer panas : 3.757,90 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : -9,8 °C

Fluida panas : *Heavy organic*

ID : 70 in

Pass : 1

Pressure drop : 8 Psi

Tube

Temperatur	: -150 °C
Fluida dingin	: *Light organic*
OD	: 1.5 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 6,8E-05 Psi
UD	: 250 W/m^2K
RD	: 0,0049 W/m^2K
Panjang pipa	: 5,49 meter
Jumlah pipa	: 532 buah
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: *Steel*
Harga	: $ 60.695,91

15. Condenser-02 (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan campuran uap yang keluar dari puncak menara destilasi-01 dengan suhu masuk -62,15 °C dengan menggunakan pendingin propan dengan suhu propan masuk pada -150 °C keluar pada suhu -145 °C

Type alat : 1-2, *Shell and Tube Condenser*

Luas transfer panas : 42.024,541 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur	: -62,15 °C
Fluida panas	: *Medium organic*
ID	: 39 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 0,016 Psi
Tube	
Temperatur	: -150 °C
Fluida dingin	: *Light organic*
OD	: 1,5 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 0,0011
UD	: 75 W/m^2K
RD	: 6,23E-04 W/m^2K
Panjang pipa	: 5,49 meter
Jumlah pipa	: 5.942 buah
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: *Steel*
Harga	: $ 258.400,8

16. Condenser-03 (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari hasil atas menara destilasi-02 dengan suhu masuk 27,217 °C dengan menggunakan

pendingin propan dengan suhu masuk -150 °C keluar suhu -145 °C.

Type alat	: 1-2, *Shell and Tube Condenser*
Luas transfer panas	: 242,8 ft^2
Ukuran	:
Shell	
Temperatur	: 27,217 °C
Fluida panas	: *Medium organic*
ID	: 39 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 0,163 Psi
Tube	
Temperatur	: -150 °C
Fluida dingin	: *Light organic*
OD	: 1.5 in
Pass	: 2
Pitch	: 1,875 in *square pitch*
Pressure drop	: 4,3E-05 Psi
UD	: 65 W/m^2K
RD	: 0,0011 W/m^2K
Panjang pipa	: 5,49 meter
Jumlah pipa	: 34 buah
Jumlah	: 1 buah

Bahan : *Steel*

Harga : $ 11.730,63

17. Condenser-04 (CD-04)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas menara destilasi-03 dengan suhu masuk 46,217 °C dengan menggunakan pendingin air dengan suhu masuk 27 °C keluar suhu 35 °C.

Type alat : 1-2, *Shell and Tube Condenser*

Luas transfer panas : 1.570 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 46,217°C

Fluida panas : *Medium organic*

ID : 39 in

Pass : 1

Pressure drop : 0,0014 Psi

Tube

Temperatur : 27 °C

Fluida dingin : *Water*

OD : 1,5 in

Pass : 2

Pitch : 1,875 in *square pitch*

Pressure drop : 8,49E-05 Psi

UD : 50 W/m^2K

RD : 0.0072 W/m^2K

Panjang pipa : 5,49 meter

Jumlah pipa : 529 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Steel*

Harga : $ 35.952,7

18. Tangki Accumulator-01 (Acc-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari condenser-01 dengan laju 650.838,2797 Kg / Jam.

Type alat : Tangki berbentuk *silinder horizontal*

Kondisi operasi :

Tekanan : 30,5 atm

Suhu : -9,8 °C

Ukuran :

Diameter : 3,74 meter

Panjang : 7,48 meter

Kapasitas : 110.642,51 Kg

Tebal *Shell* : 1/4 in

Tebal *Head* : 1/4 in

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 92.588,38

19. Tangki Accumulator-02 (Acc-02)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari condenser-02 dengan laju 631.313 Kg / Jam

Type alat : Tangki berbentuk *silinder horizontal*

Kondisi operasi :

Tekanan : 30 atm

Suhu : -62,15 °C

Ukuran :

Diameter : 4 meter

Panjang : 7,41 meter

Kapasitas : 107.323,2 Kg / Jam

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal *Head* : 3/16 in

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 90.911,63

20. Tangki Accumulator-03 (Acc-03)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari condenser -03 dengan laju 9.285,382 Kg / Jam.

Type alat : Tangki berbentuk *silinder horizontal*

Kondisi operasi :

Tekanan : 10 atm

Suhu : 27,217 °C

Ukuran :

Diameter : 1 meter

Panjang : 1,8 meter

Kapasitas : 1578,51 Kg / Jam

Tebal *Shell* : 3/8 in

Tebal *Head* : 3/8 in

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 7.230,23

21. Tangki Accumulator-04 (Acc-04)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari condenser -04 dengan laju 6.324,003 Kg / Jam.

Type alat : Tangki berbentuk *silinder horizontal*

Kondisi operasi :

Tekanan : 6 atm

Suhu : 46,21 °C

Ukuran :

Diameter : 1 meter

Panjang : 1,6 meter

Kapasitas : 1.075,08 Kg / Jam

Tebal *Shell* : 3/8 in

Tebal *Head* : 3/8 in

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 5.742,06

22. Reboiler-01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah dari menara destilasi -01 pada suhu 95,26 °C dengan menggunakan pemanas steam jenuh pada suhu 204,97 °C .

Type alat : *1-2 HE, Horizontal Thermosyphon*

Pemanas : Steam jenuh

Luas transfer panas : 35.712,45 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 95,26 °C

Fluida dingin : *Heavy organic*

ID : 39 in

Pass : 1

Tube

Temperatur : 204,97 °C

Fluida Panas : Steam jenuh

OD : 1,5 in

Pass : 2

Pitch : 1 in *square pitch*

Pressure drop : 0,614 Psi

UD : 195 W/m^2K

RD : 0,0042 W/m^2K

Panjang pipa : 5,49 meter

Jumlah pipa : 5.050 buah

Jumlah : 1

Bahan : *Steel*

Harga : $ 102.592,27

23. Reboiler-02 (RB-02)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi-02 pada suhu 68,92 °C dengan menggunakan pemanas steam jenuh pada suhu 204,97 °C.

Type alat : *1-2 HE , Horizontal Thermosyphon*

Pemanas : Steam jenuh

Luas transfer panas : 5.556,312 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 68,92 °C

Fluida dingin : *Heavy organic*

ID : 39

Pass : 1

Tube

Temperatur : 204,97 °C

Fluida panas : Steam jenuh

OD : 1,5 in

Pass : 2

Pitch : 1 in *square pitch*

Pressure drop : 1,365 Psi

UD : 195 W/m^2K

RD : 0,00499 W/m^2K

Panjang pipa : 5,49 meter

Jumlah pipa : 786 buah

Jumlah : 1

Bahan : *Steel*

Harga : $ 33.596,55

24. Reboiler-03 (RB-03)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi-03 pada suhu 100,54 °C dengan menggunakan pemanas steam jenuh pada suhu 204,97 °C.

Type alat : *1-2 HE, Horizontal Thermosyphon*

Pemanas : Steam jenuh

Luas transfer panas : 1.457,31 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 100,54 °C

Fluida dingin : *Heavy organic*

ID : 19,25 in

Pass : 1

Tube

Temperatur : 204,97 °C

Fluida panas : Steam jenuh

OD : 0,75 in

Pass : 2

Pitch : *1 in square pitch*

Pressure drop : 0,710 Psi

UD : 195 W/m^2K

RD : 0,00399 W/m^2K

Panjang pipa : 4,88 meter

Jumlah pipa : 464 buah

Jumlah : 1

Bahan : *Steel*

Harga : $ 15.050,6

25. Menara destilasi-01 (MD-01)

Fungsi : Memisahkan gas yang keluar dari *Knock Out Drum -02* (KOD-02) dengan kecepatan umpan 650.838,2797 Kg / Jam.

Jenis : *Sieve Plate Destilation Tower*

Kondisi operasi :

1. Kondisi operasi puncak menara :

   Suhu : -62,154 °C

   Tekanan : 30 atm

2. Kondisi operasi dasar menara :

   Suhu : 95,26 °C

Tekanan : 31 atm

3. Kondisi operasi umpan menara :

   Suhu : -9,83 °C

   Tekanan : 30,5 atm

4. Jumlah plate :

   Seksi *rectifying* : 17 plate

   Seksi *stripping* : 3 plate

5. Ukuran :

   Diameter *enriching* : 7 meter

   Diameter *stripping* : 7 meter

   Tinggi : 26 meter

   Tebal *shell enriching* : 3 in

   Tebal *shell stripping* : 3 in

   Tebal *head enriching* : 3 in

   Tebal *head stripping* : 3 in

   Pipa pemasukan umpan : 51,5 in

   Pipa pemasukan reflux : 3 in

   Pipa pemasukan uap reboiler : 1,5 in

   Pipa pengeluaran uap puncak : 19 in

   Pipa pengeluaran cairan dasar : 8,5 in

Perancangan plate :

1. Panjang *weir* :

   Seksi *rectifying* : 4,62 meter

Seksi *stripping* : 4,62 meter

2. Tinggi *weir* :

   Seksi *encriching* : 60 mm

   Seksi *stripping* : 60 mm

3. Diameter lubang :

   Seksi *enriching* : 6 mm

   Seksi *stripping* : 6 mm

4. Tebal *plate* :

   Seksi *enriching* : 6 mm

   Seksi *stripping* : 6 mm

5. Jumlah lubang :

   Seksi *enriching* : 109.472

   Seksi *stripping* : 109.472

6. *Plate spacing* :

   Seksi *enriching* : 1,1 meter

   Seksi *stripping* : 1,1 meter

   Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

   Jumlah : 1 buah

   Harga : $ 38.446,77

26. Menara destilasi-02 (MD-02)

Fungsi : Memisahkan cairan yang keluar dari dasar menara destilasi-01 dengan kecepatan umpan 19.525,345 Kg / Jam.

Jenis : *Sieve Plate Destilation Tower*

Kondisi operasi :

1. Kondisi operasi puncak menara :

   Suhu : 27,217 °C

   Tekanan : 10 atm

2. Kondisi operasi dasar menara :

   Suhu : 68,924 °C

   Tekanan : 11 atm

3. Kondisi operasi umpan menara :

   Suhu : 39,397 °C

   Tekanan : 10,5 atm

4. Jumlah plate :

   Seksi *rectifying* : 13 plate

   Seksi *enriching* : 4 plate

5. Ukuran :

   Diameter *enriching* : 3 meter

   Diameter *stripping* : 3 meter

   Tinggi : 23,8 meter

   Tebal *shell enriching* : 1,5 in

   Tebal *shell stripping* : 1,5 in

   Tebal *head enriching* : 1,4 in

   Tebal *head stripping* : 1,4 in

   Pipa pemasukan umpan : 11 in

   Pipa pemasukan reflux : 9,5 in

Pipa pemasukan uap reboiler : 2,5 in

Pipa pemasukan uap puncak : 2,1 in

Pipa pemasukan cairan dasar : 8 in

Perancangan *plate* :

1. Panjang *weir* :

   Seksi *enriching* : 2,7 meter

   Seksi *stripping* : 2,7 meter

2. Tinggi *weir* :

   Seksi *enriching* : 63,5 mm

   Seksi *stripping* : 63,5 mm

3. Diameter lubang :

   Seksi *enriching* : 5 mm

   Seksi *stripping* : 5 mm

4. Tebal *plate* :

   Seksi *enriching* : 5 mm

   Seksi *stripping* : 5 mm

5. Jumlah lubang :

   Seksi *enriching* : 37.497

   Seksi *stripping* : 37.497

6. *Plate spacing* :

   Seksi *enriching* : 1,4 meter

   Seksi *stripping* : 1,4 meter

   Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 21.212,58

27. Menara destilasi-03 (MD-03)

Fungsi : Memisahkan cairan yang keluar dari dasar menara destilasi-02 (MD-02) dengan kecepatan umpan 10.239,96 Kg / Jam.

Jenis : *Sieve Plate Destilation Tower*

Kondisi operasi :

1. Kondisi operasi puncak menara :

   Suhu : 46,217 °C

   Tekanan : 6 atm

2. Kondisi operasi dasar menara :

   Suhu : 100,54 °C

   Tekanan : 6,1 atm

3. Kondisi operasi umpan menara :

   Suhu : 86,09 °C

   Tekanan : 6,05 atm

4. Jumlah plate :

   Seksi *rectifying* : 8 plate

   Seksi *stripping* : 1 plate

5. Ukuran :

   Diameter *enriching* : 1,4 meter

   Diameter *stripping* : 1,4 meter

   Tinggi : 17 meter

Tebal *shell enriching* : 3/4 in

Tebal *shell stripping* : 3/4 in

Tebal *head stripping* : 3/4 in

Tebal *head stripping* : 3/4 in

Pipa pemasukan umpan : 10 in

Pipa pemasukan reflux : 5,8 in

Pipa pemasukan uap reboiler : 2 in

Pipa pengeluaran uap puncak : 2,6 in

Pipa pengeluaran cairan dasar : 6 in

Perancangan *plate* :

1. Panjang *weir* :

   Seksi *enriching* : 1,07 meter

   Seksi *stripping* : 1,07 meter

2. Tinggi *weir* :

   Seksi *enriching* : 63,5 mm

   Seksi *stripping* : 63,5 mm

3. Diameter lubang :

   Seksi *enriching* : 5 mm

   Seksi *stripping* : 5 mm

4. Tebal *plate* :

   Seksi *enriching* : 5 mm

   Seksi *stripping* : 5 mm

5. Jumlah lubang :

Seksi *enriching* : 6.269

Seksi *stripping* : 6.269

6. *Plate spacing* :

Seksi *enriching* : 2 meter

Seksi *stripping* : 2 meter

Bahan : *Carbon steel SA 178 Grade C*

Jumlah :1 buah

Harga : $ 8.120,93

28. Pompa-01 (POMP-01)

Fungsi : Mengalirkan larutan MDEA yang keluar dari striper-01(STP-01) menuju menara absorber-01 (ABS-01) sebanyak 92.710,13 Kg / Jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Spesifikasi :

Putaran spesifik : 472,94 Rpm

Kecepatan putaran : 2.700 Rpm

Power motor : 1 Hp

Ukuran pipa :

NPS : 2 in

Sch.no : 120

ID : 1,812 in

OD : 2,375 in

Jumlah : 2 buah

Bahan : *Carbon steel*

Harga : $ 57,1

29. Pompa-02 (POMP-02)

Fungsi : Mengalirkan cairan reflux ke dalai menara destilasi-01(MD-01) sebanyak 1.984,36 Kg / Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Spesifikasi :

Putaran spesifik : 902 Rpm

Kecepatan putaran : 2.700 Rpm

Power motor : 1 Hp

Ukuran pipa :

NPS : 2 in

Sch.no : 40 in

ID : 2,067 in

OD : 2,375 in

Jumlah : 3 buah

Bahan : *Carbon steel*

Harga : $ 292,61

30. Pompa-03 (POMP-03)

Fungsi : Mengalirkan cairan reflux ke dalam menara destilasi-02 (MD-02) sebanyak 10.086,208 Kg / Jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Spesifikasi :

Putaran spesifik : 692 Rpm

Kecepatan putaran : 2.500 Rpm

Power motor : 1 Hp

Ukuran pipa :

NPS : 2 in

Sch.no : 40 in

ID : 2,067 in

OD : 2,375 in

Jumlah : 3 buah

Bahan : *Carbon steel*

Harga : $ 24,27

31. Pompa-04 (POMP-04)

Fungsi : Mengalirkan cairan reflux ke dalam menara destilasi-03 (MD-04) sebanyak 3.413,248 Kg / Jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Spesifikasi :

Putaran spesifik : 446 Rpm

Kecepatan putaran : 1.500 Rpm

Power motor : 1 Hp

Ukuran pipa :

NPS : 2 in

Sch.no : 40 in

ID : 2,067 in

OD : 2,375 in

Jumlah : 3 buah

Bahan : *Carbon steel*

Harga : $ 17,41

32. *Main Heat Exchanger* (MHE)

Fungsi : Mencairkan uap yang keluar dari puncak menara destilasi-01 (MD-01) pada suhu -62,154 °C menjadi -160 °C dengan menggunakan MCR (*Mixed Component Refrigerant*) dengan suhu masuk -34 °C keluar -35 °C.

Type alat : *Shell and Tube HE*

Ukuran :

Shell

Temperatur : -62,154 °C

Fluida panas : *Medium organic*

Tube

Temperatur : -34 °C

Fluida dingin : *Mixed Component Refrigerant (MCR)*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Alloy Steel*

Harga : $ 6.500.000,00

33. Tangki-01 (T-01)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan LNG sebanyak 631.313 Kg / Jam selama 15 hari.

Type alat	: Tangki berbentuk silinder *vertical* tertutup
Kondisi operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: -160 °C
Ukuran	:
Diameter	: 120,7 meter
Tinggi	: 40,2 meter
Volume	: 5.420.252 ft^3
Tebal shell	: 1/8 – 2 3/5 in
Tebal head	: 1 3/8 in
Bahan	:
Outer shell	: *Carbon Steel SA 285 Grade C*
Inner shell	: *Alloy Steel (0,5, molybdenum)*
Insulation	: *Perlite*
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 2.577.984,95

34. Tangki-02 (T-02)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan LPG Propan sebanyak 9.285,345 Kg/Jam selama 30 hari.

Type alat	: Tangki berbentuk silinder *vertical* tertutup
Kondisi operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: -40 °C

Ukuran	:
Diameter	: 53,48 meter
Tinggi	: 17,82 meter
Volume	: 471.162,144 ft^3
Tebal Shell	: 1/8 – 1 1/4
Tebal head	: 1 3/8
Bahan	:
Outer shell	: *Carbon Steel SA 285 Grade C*
Inner shell	: *Alloy Steel (0,5, molybdenum)*
Insulation	: *Perlite*
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 1.004.428,05

35. Tangki-03 (T-03)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan LPG Butan sebanyak 6.324,003Kg/Jam selama 30 hari.

Tipe alat	: Tangki berbentuk silinder *vertical* tertutup
Kondisi operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: -40 °C
Ukuran	:
Diameter	: 47 meter
Tinggi	: 15,69 meter
Volume	: 321.028,1 ft^3

Tebal *Shell* : 1/8- 3/5

Tebal *Head* : 1 3/8

Bahan :

Outer shell : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Inner shell : *Alloy Steel (0.5, molybdenum)*

Insulation : *Perlite*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 797.690,09

36. Tangki-04 (T-04)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan kondensat sebanyak 3.915,959Kg/Jam selama 30 hari.

Type alat : Tangki berbentuk silinder *vertikal* tertutup

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 40 ^{o}C

Ukuran :

Diameter : 38,86 meter

Tinggi : 13 meter

Volume : 180.716 ft^3

Tebal *shell* : 1/8 – 3/4

Tebal *head* : 1 3/8

Bahan :

Outer shell : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Inner shell	: *Alloy* (0.5, *molybdenum*)
Insulation	: *Perlite*
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 565.075,21

3.3 Perancangan Produksi

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

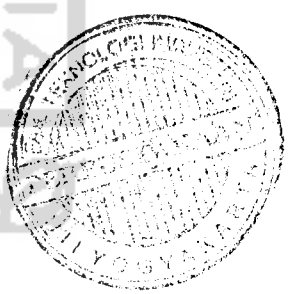
3.3.1 Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan, kemungkinan pertama yaitu bila kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal. Sedangkan kemungkinan kedua yaitu bila kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Bila yang terjadi adalah kemungkinan kedua maka ada dua alternatif yang dapat diambil yaitu: rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya, atau alternatif kedua yaitu mencari daerah pemasaran lain.

3.3.2 Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain yaitu material/bahan baku, manusia, dan mesin peralatan. Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan. Sementara itu untuk tenaga kerja, jika tenaga kerja kurang terampil maka akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan pada karyawan agar keterampilan meningkat.

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



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

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

1. Penyediaan bahan baku

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

2. Pemasaran

   Kawasan pabrik dekat dengan pelabuhan sehingga produk LNG dan LPG yang diinginkan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun luar negeri dapat dengan mudah didistribusikan.

3. Ketersediaan energi dan air

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

4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas yang penting dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

5. Lokasi geografis dan sosial

   Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik LNG ini dalam perencanaannya akan didirikan di Tangguh Papua Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

1. Bahan baku gas alam dapat diperoleh dari daerah Tangguh dengan cadangan gas alam yang melimpah.
2. Pemasaran LNG dan LPG dapat dilakukan dengan pengapalan melalui pelabuhan.
3. Dekat dengan pelabuhan yang akan memudahkan impor barang-barang kebutuhan pabrik.
4. Sarana dan prasarana transportasi memadai.

5. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah sekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.
6. Bukan daerah subur sehingga tidak menggangu lahan pertanian.

4.2 Tata Letak Pabrik

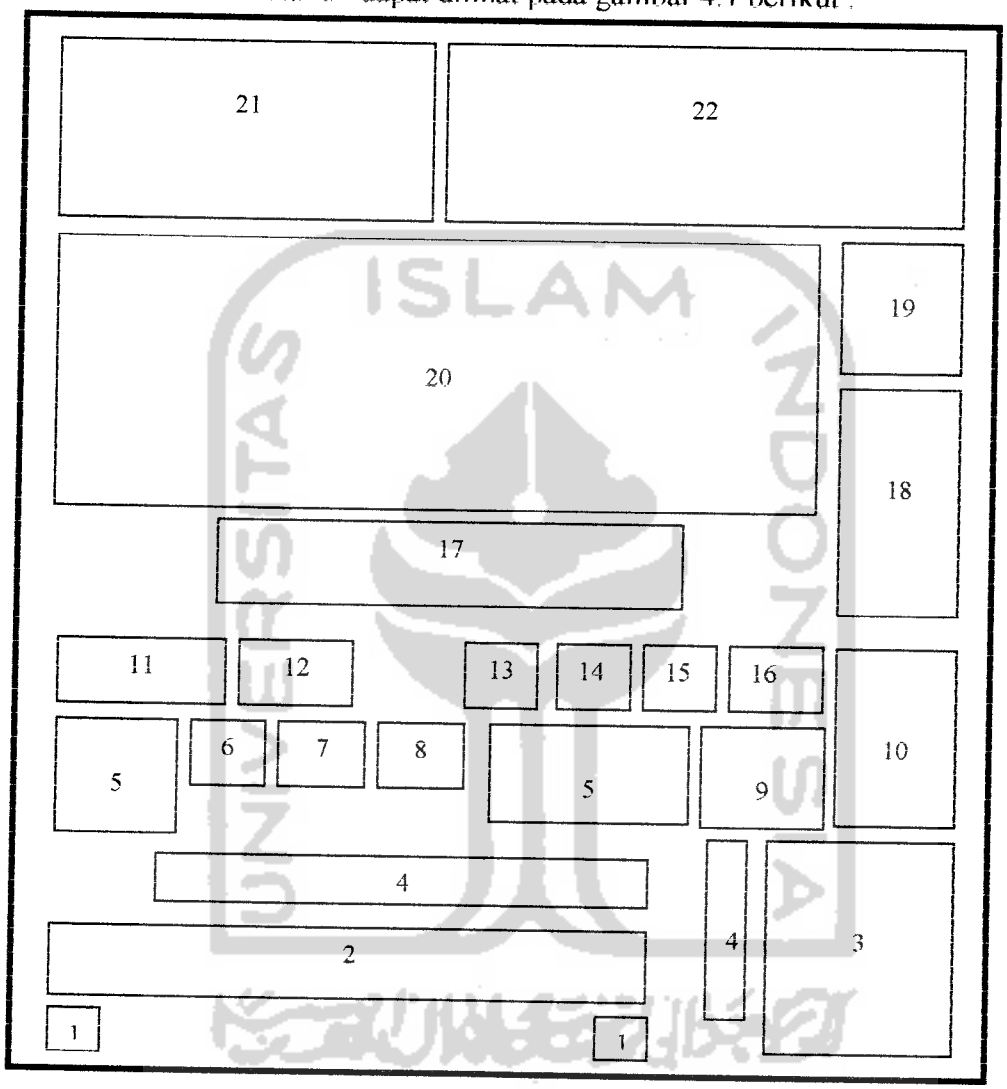
Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja orang, tempat penimbunan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain :

1. Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu, penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
2. Letak alat harus mempertimbangkan faktor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.
3. Alat-alat yang beresiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.

4. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.
5. Letak alat-alat ukur dan alat kontrol harus mudah dijangkau operator.
6. Letak kantor dan gudang mudah dijangkau dari jalan utama.

Gambar *layout* pabrik LNG dari gas alam kapasitas produksi 5 juta ton/tahun dapat dilihat pada gambar 4.1 berikut :



JALAN RAYA
Skala 1 : 100.000

Keterangan :

1. Pos keamanan
2. Perkantoran
3. Taman
4. Parkir
5. Lap. Olahraga
6. Kantin
7. Poliklinik
8. Masjid
9. Garasi
10. Bengkel
11. Gudang
12. Pemadam kebakaran
13. Instrument
14. Elektrik
15. Mekanik
16. Laboratorium
17. Ruang kontrol
18. Utilitas
19. Pengolahan limbah
20. Daerah proses
21. Perluasan
22. *Tank Farm*

4.3 Tata Letak Proses

Tata letak peralatan proses merupakan tempat kedudukan alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak pabrik dirancang sedemikian rupa sehingga kelancaran proses produksi dapat terjamin, penggunaan luas tanah lebih efektif, keselamatan dan kenyamanan kerja karyawan terjamin, biaya penanganan material lebih rendah dan biaya untuk pengeluaran yang tidak penting dapat dihindari. Dengan demikian diharapkan proses produksi dapat berjalan dengan lancar.

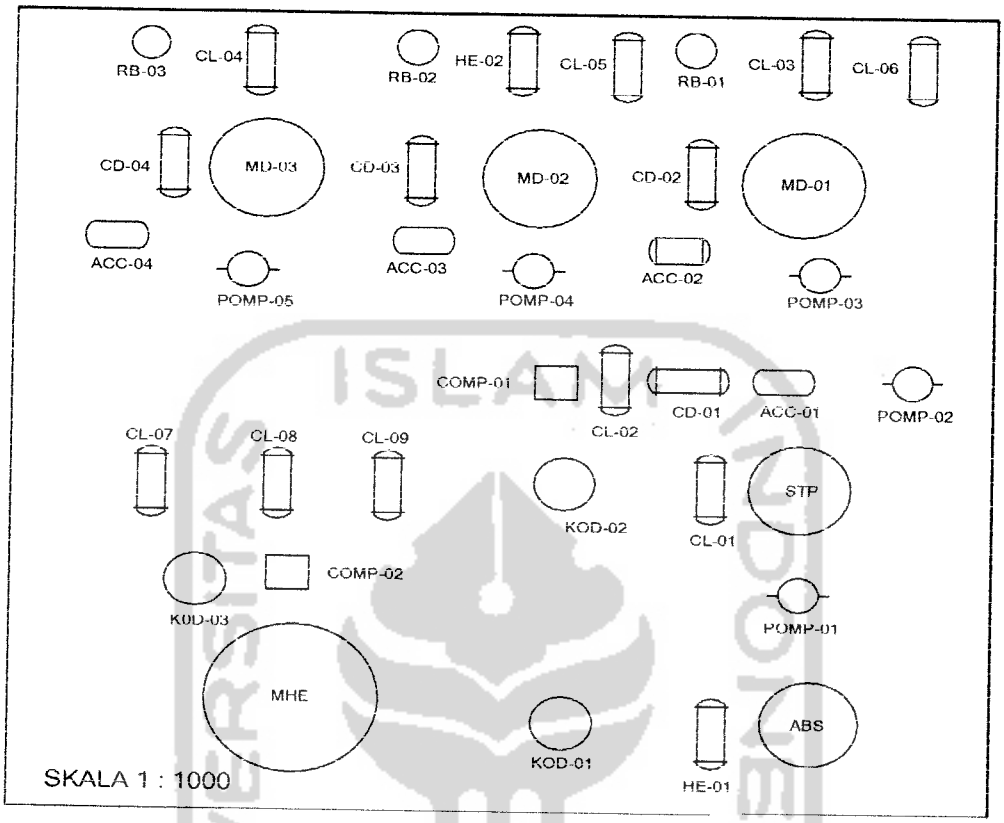
Perencanaan tata letak peralatan proses pada pabrik LNG menggunakan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

a. Aliran bahan baku dan produk

   Kelancaran dan keamanan produksi serta keuntungan ekonomis yang besar dapat dicapai dengan adanya aliran bahan baku dan produk yang tetap. Untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga lalu lintas pekerja tidak terganggu oleh hal tersebut.

b. Lalu lintas alat berat

   Jarak antar alat dan lebar jalan diperhatikan agar seluruh alat proses dapat dicapai oleh pekerja dengan cepat dan mudah supaya jika terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan pekerja selama tugas juga menjadi prioritas.



Gambar 4.2. Layout Alat-Alat Proses

Keterangan :

1.	ABS	: Absorber	20.	CL-03	: Cooler-03
2.	STP	: Stripper	21.	CL-04	: Cooler-04
3.	KOD-01	: Knock Out Drum	22.	CL-05	: Cooler-05
4.	MD-01	: Menara Destilasi-01	23.	CL-06	: Cooler-06
5.	MD-02	: Menara Destilasi-02	24.	CL-07	: Cooler-07
6.	MD-03	: Menara Destilasi-03	25.	CL-08	: Cooler-08
7.	MHE	: Main Heat Exchanger	26.	CL-08	: Cooler-09
8.	POMP-01	: Pompa-01	27.	CD-01	: Kondenser Total
9.	POMP-02	: Pompa-02	28.	CD-02	: Kondenser Total
10.	POMP-03	: Pompa-03	29.	CD-03	: Kondenser Total
11.	POMP-04	: Pompa-04	30.	CD-04	: Kondenser Total
12.	POMP-05	: Pompa-05	31.	ACC-01	: Accumulator-01
13.	POMP-06	: Pompa-06	32.	ACC-02	: Accumulator-02
14.	CL-01	: Cooler-01	33.	ACC-03	: Accumulator-03
15.	CL-02	: Cooler-02	34.	ACC-04	: Accumulator-04
16.	RB-01	: Reboiler-01	35.	COM-01	: Kompressor-01
17.	RB-02	: Reboiler-02	36.	COM-02	: Kompressor-02
18.	RB-03	: Reboiler-03	37.	KOD-03	: Knock Out Drum
19.	KOD-02	: Knock Out Drum	38	HE-01	: Heat Exchanger

4.4 Maintenance

Berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadualan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadualan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over haul* 1 x 1 tahun

   Merupakan perbaikan dan pengecekan serta levelling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, penggantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

   Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

1. Umur alat

Semakin tua umur alat maka semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

2. Bahan baku

   Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga manusia

   Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik.

4.5 Utilitas

Utilitas adalah bagian penunjang produksi yang ada pada suatu pabrik untuk membantu dan mempertahankan kondisi operasi normal dan dapat dipakai untuk menunjang kebutuhan diluar pabrik baik secara langsung maupun tidak langsung. Unit-unit pendukung proses antara lain adalah unit : penyediaan air (air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler), steam, listrik, udara tekan, tangki refrigerant, tangki propane, limbah, dan pengadan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik LNG adalah :

1. Unit penyediaan air dan pengolahan air

   Berfungsi sebagai air sanitasi, air untuk umpan boiler dan air pendingin.

2. Unti pengadaan steam

   Digunakan untuk proses pemanasan pada *heat exchanger*.

3. Unit pengadaan listrik

Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dengan mengunakan generator set.

4. Unit pengadaan bahan bakar

   Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk boiler dan generator.

5. Unit pengadaan udara tekan

   Udara tekan digunakan untuk menjalankan sistim instrumentasi diseluruh area proses dan utilitas

6. Unit pengolahan limbah atau air buangan

   Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari seluruh area pabrik, sehingga air buangan pabrik tidak mencemari lingkungan.

7. Unit regenerasi *refrigerant*

   Unit ini berfungsi meregenerasi refrigerant yang telah digunakan di proses pada *Main Heat Exchanger* (MHE) untuk dapat digunakan kembali.

8. Unit propan

   Unit ini berfungsi menyediakan kebutuhan alat proses dengan pendingin propan.

4.5.1 Unit Pengadaan Air

A. Unit penyediaan air

Dalam pengembangan persediaan air bagi industri, jumlah dan mutu merupakan hal yang sangat penting. Penyediaan air pada pabrik LNG, meliputi: air proses, air umpan boiler dan air sanitasi (air minum).

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Sumber air diambil dari air sungai yang telah diolah sehingga memenuhi syarat sebagai air pendingin.

Pada umumnya dipergunakan air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor berikut :

a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
c. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi.
d. Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penggunaan air pendingin adalah :

a. Kesadahan (*Hardness*), yang dapat menyebabkan kerak
b. Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
c. Minyak, yang menyebabkan terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

2. Umpan air boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

   Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut, seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3.

b. Zat yang menyebabkan kerak *(scale foaming)*

   Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam – garam karbohidrat dan silikat.

c. Zat yang menyebabkan foaming

   Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organic, anorganik dan zat-zat yang larut dalam jumlah besar. Efek pembusukan terjadi pada alkalinitas tinggi.

3. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan.

Syarat air sanitasi meliputi :

a. Syarat fisik

   - ❖ Suhu dibawah suhu udara luar
   - ❖ Warna jernih

- ❖ Tidak mempunyai warna
- ❖ Tidak berbau

b. Syarat kimia

- ❖ Tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik
- ❖ Tidak beracun

c. Syarat bakteriologis

- ❖ Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pantogen atau bakteri penyebab penyakit

Suatu sistem penyediaan air yang mampu menyediakan air dalam jumlah yang cukup merupakan hal yang penting bagi suatu industri

Unsur-unsur yang membentuk suatu sistim penyediaan air meliputi :

1. Sumber-sumber penyediaan

   Sumber-sumber air permukaan bagi penyediaan, misalnya sungai, danau, waduk atau sumber air tanah (sumur).

2. Sarana-sarana penampungan

   Sarana-sarana yang dipergunakan untuk menampung air biasanya diletakkan pada atau dekat sumber penyedianya.

3. Sarana-sarana penyaluran

   Sarana-sarana untuk menyalurkan air dari penampungan kesarana-sarana pengolahan.

4. Sarana-sarana pengolahan

   Sarana-sarana yang dipergunakan untuk memperbaiki dari mutu air

5. Sarana-sarana penyaluran (dari pengolahan)

Sarana-sarana untuk menyaluarkan air yang sudah diolah kesarana-sarana penampungan sementara serta kesatu atau beberapa titik distribusi.

6. Sarana-sarana distribusi

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk membagi air kemasing-masing pemakai yang terkait didalam sistim.

Dalam merancang pabrik LNG ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Pertimbangan digunakannya air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan sumber air adalah :

a. Lokasi sungai tidak jauh dari lokasi pabrik yang akan didirikan
b. Kapasitas dan debit air sungai yang besar
c. Biaya alat pengolahan yang lebih murah

B. Unit pengolahan air

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

1. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan

acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Reaksi:

$2NaCL + RH_2 \longrightarrow RNa_2 + 2HCL$

$CaCO_3 + RH_2 \longrightarrow RCa + H_2CO_3$

$BaCL_2 + RH_2 \longrightarrow RBa + 2HCL$

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat (H_2SO_4)

Reaksi:

$RNa_2 + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + Na_2SO_4$

$RCa + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + CaSO_4$

$RBa + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + BaSO_4$

b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-}, CL^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:

$R(OH)_2 + 2HCL \longrightarrow RCL_2 + 2H_2O$

$R(OH)_2 + H_2SO_4 \longrightarrow RSO_4 + 2H_2O$

$R(OH)_2 + H_2CO_3 \longrightarrow RCO_3 + 2H_2O$

Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:

$RCL_2 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + 2NaCl$

$RSO_4 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + Na_2SO_4$

$RCO_3 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + Na_2CO_3$

c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:

$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$

Kedalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler*. (*boiler feed water*)

4. Pendinginan dalam Menara Pendingin

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan

pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

Air pendingin air harus mempunyai sifat-sifat yang tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan kimia sebagi berikut :

a. Fosfat berguna mencegah timbulnya kerak
b. Chlorin untuk membunuh mikroorganisme
c. Zat dispersan untuk mencegah atau membunuh mikroorganisme

Kebutuhan air pendingin yang masuk ke cooling tower sebesar 3.948.991,3901 Kg/Jam, dianggap setelah digunakan di area proses dapat di *recycle* dan dapat dipakai lagi, sehingga banyaknya make up untuk air pendingin sebesar 789.798,278 Kg/Jam.

5. Kebutuhan air

Kebutuhan air untuk Pabrik LNG meliputi :

a. Kebutuhan air pendingin

Penggunaan air pendingin untuk :

- Cooler-01 (CL-01) : 1.448.771,9 Kg/Jam
- Cooler-03 (CL-03) : 167.751,43 Kg/Jam
- Cooler-06 (CL-06) : 78.947,476 Kg/Jam
- Cooler-07 (CL-07) : 1.738.858,7 Kg/Jam
- Condensor-04(CD-04) : 16469.46 Kg/Jam
- Kompressor-01 (COM-01) : 480.428,3311 Kg/Jam

- Kompressor-02 (COM-02) : 17.764,0930 Kg/Jam

Jumlah Total : 3.948.991,3901Kg/Jam

Laju massa air masuk menara pendingin (Wc)

Wc = 3.159.193,112 Kg/Jam

Dianggap jumlah blow down di cooling tower sebesar 20%.

Wm = 20% × 3.948.991,3901 Kg/Jam

= 789,798,278 Kg/Jam

b. Kebutuhan air untuk steam

Penggunaan steam untuk :

- Stripper : 173.310,126 Kg/Jam
- Heat exchanger-02 : 526,522 Kg/Jam
- Reboiler-01 : 150,103,9710 Kg/Jam
- Reboiler-02 : 120.607,0380 Kg/Jam
- Reboiler-03 : 6.475,3853 Kg/Jam

Jumlah Total : 451.023,04 Kg/Jam

Dianggap 20% dari jumlah total di blow down :

Wm = 20 % x 451.023,04 Kg/jam

= 90.204,608 Kg/jam

c. Kebutuhan air domestik

- Air untuk karyawan : 30.000 Kg/Hari
- Air untuk kantor : 47.200,08 Kg/Hari
- Air untuk rumah tangga : 52.500 Kg/Hari

Total kebutuhan air domestic : 99.700 Kg/Hari

: 4.154,1667 Kg/jam

Jadi total kebutuhan air secara kontinyu untuk proses pendinginan, steam, dan untuk domestic sebesar 884.157,0531 Kg/Jam.

4.5.2 Spesifikasi alat-alat pengolahan air

1. Bak Penampung Awal (BU-01)

   Tugas : Menampung air yang berasal dari sungai sebanyak 972.572,758 Kg/Jam, sekaligus mengendapkan Lumpur dan kotoran yang terbawa oleh air sungai dengan waktu tinggal 4 Jam.

   Ukuran bak :

   Tinggi : 4 meter

   Lebar : 24,156 meter

   Panjang : 48,313 meter

2. Bak Flokulator (FL-01)

   Tugas : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dari bak penampung awal dengan cara menambahkan koagulant $Al_2(SO_4)_3$ dan Na_2CO_3 dengan debit aliran 4.668,349 m3/jam

   Type alat : Bak silinder tegak berpengaduk

   Ukuran tangki :

   Diameter : 11,413 meter

   Tinggi : 11,413 meter

3. Clarifer-01 (CL-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran-kotoran dan flokulan-flokulan yang berasal dari bak Flokulator (FL-01) dengan waktu tinggal 1 jam.

Type alat : Bak silinder tegak

Ukuran :

Diameter : 11,413 meter

Tinggi cairan : 11,413 meter

Tinggi Clarifer : 15,217 meter

4. Bak Saringan Pasir (BU-02)

Tugas : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran yang berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam clarifer.

Type alat : bak empat persegi panjang

Ukuran :

Volume bak : 10,725 m3

Panjang : 5,15

Lebar : 5,15 meter

Tinggi bak : 0,4 meter

Tinggi lapisan pasir : 0,337 meter

5. Bak Penampung Air Bersih (BU-03)

Tugas :menampung air yang keluar dari bak saringan pasir.

Type alat : Bak empat persegi panjang

Ukuran :

Tinggi : 4 meter

Panjang : 34,162

Lebar : 17,08

Bahan : Beton bertulang

6. Bak penampung air sanitasi (BU-04)

Tugas : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Type alat : Bak empat persegi panjang

Ukuran :

Tinggi : 3 meter

Lebar : 2,17 meter

Panjang : 4,3 meter

Bahan : Beton bertulang

7. Bak Penampung Air Pendingin (BU-05)

Tugas : Menampung air dari *cooling tower* sebagai air pendingin, untuk kemudian disirkulasikan ke alat-alat proses.

Jenis : Bak empat persegi

Ukuran :

Panjang : 87,07 meter

Lebar : 43,5 meter

Tinggi : 2 meter

8. Cooling Tower (CT-01)

Tugas : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak 631.838,6224 Kg/Jam

Type alat : *Cooling tower induced draft*

Ukuran :

Tinggi : 2,158 meter

Lebar : 11,36 meter

Panjang : 11,36 meter

9. Blower Cooling Tower (BCU-01)

Tugas : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakan dengan air yang akan didinginkan

Type alat : *Induced Draft Cooling Tower* dengan Bahan Isian *Berl Saddle* 1 In.

Kebutuhan Udara : 85.367,9021 ft3/jam

Dimensi :

Tenaga motor : 233 Hp

10. Kation Exchanger (KEU)

Tugas : Menurunkan kesadahan air boiler

Type alat : *Silinder tegak*

Resin : *Natural Green Sand Zeolit*

Ukuran tangki :

Volume tangki : 205,14 m3

Diameter : 11,71 meter

Tinggi : 2 meter

11. Anion Exchanger (AEU)

Tugas : Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger

Type alat : *Down Flow Anion Exchanger*

Resin : *Weakly Basic Anion Exchanger*

Ukuran tangki :

Volume tangki : 205.148 m^3

Diameter : 11,7 meter

Tinggi : 2 meter

12. Deaerator (DAU)

Tugas : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O_2, CO_2, NH_3 dan H_2S.

Typa alat : Bak silinder tegak.

Ukuran tangki :

Diameter : 16,9 meter

Tinggi : 16,9 meter

13. Boiler Feed Water Tank (TU-01)

Tugas : Mencampur kondensat sirkulasi dan make up air umpan boiler sebelum diumpankan dan dibangkitkan sebagai steam dalam boiler.

Type alat : Tangki silinder tegak

Kedalam tangki ini ditambahkan bahan-bahan yang dapat mencegah terjadinya korosif dan kerak pada boiler yaitu :

1. Hidrazin (N_2H_4)

Fungsi : Untuk menghilangkan gas-gas yang terlarut terutama O_2 sehingga tidak terjadi korosif pada boiler.

Kadar : 5 ppm

2. Na_2SO_4

Fungsi : Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler

Kadar : 12-17 ppm

Ukuran tangki :

Diameter : 1,08 meter

Tinggi : 1,08 meter

14. Boiler (BLU)

Tugas : Membuat steam jenuh pada tekanan 17,01 atm

Type alat : *fire Tube Boiler*

Ukuran alat :

Luas transfer panas : 33.419,68 ft2

Jumlah pipa : 110 buah

15. Tangki Penampung Kondensat (TU-02)

Tugas: Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi ke tangki umpan boiler

Type alat : Tangi silinder tegak

Ukuran tangki :

Diameter : 6,04 meter

Tinggi : 6,04 meter

16. Tangki Larutan Kaporit (TU-03)

Tugas : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan untuk kebutuhan sanitasi

Type alat : Tangki silinder tegak

Ukuran Tangki :

Diameter : 0,9 meter

Tinggi : 0,9 meter

17. Tangki Desinfektan(TU-04)

Tugas : tempat klorinasi untuk membunuh bakteri yang selanjutnya dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Type alat : Tangki silinder tegak

Ukuran Tangki :

Diameter : 1,85 meter

Tinggi : 1,85 meter

18. Tangki Larutan NaCl (TU-05)

Tugas : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger.*

Type alat : Tangki silinder tegak

Ukuran Tangki :

Diameter : 7,68 meter

Tinggi : 7,68 meter

19. Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Tugas : Membuat larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi *Anion exchanger.*

Type alat : Tangki silinder tegak

Ukuran Tangki :

Diameter : 5,01 meter

Tinggi : 5,01 meter

20. Pompa (P-01)

Tugas : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan 972.572,76 Kg/Jam.

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 972.572,75 Kg/jam

Head pompa :

- *Friction head* : 12,09 meter
- *Pressure head* : 0
- *Velocity head* : 0,1 meter
- *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 661,88 rpm

Horse power :

- Brake horse power : 2,93 Hp
- Efisiensi motor : 84 %

- ❖ Motor standar : 3,5 Hp

Jumlah pompa : 1 pompa

21. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju *flokulator* (FL-01). Sebanyak 972.572,76 Kg/jam

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifik pompa :

Kapasitas pompa : 972.572,76 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 2,49 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,1 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 951,37 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 2,18 Hp
- ❖ Efisiensi motor : 84%

❖ Motor standar : 2,5Hp

Jumlah pompa : 1 pompa

22. Pompa (P-03)

Tugas : Mengalirkan air dari *Bak pengendap* (BU-01) menuju *clarifer* (CL-01) sebanyak 972.572,76 Kg/jam

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 972.572,76 Kg/jam

Head pompa :

❖ *Friction head* : 0,98 meter

❖ *Pressure head* : 0

❖ *Velocity head* : 0,1 meter

❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm

❖ Kecepatan spesifik : 1.027,61 rpm

Horse power :

❖ *Brake horse power* : 2,44 Hp

❖ Efisiensi motor : 82%

- ❖ Motor standar : 3 Hp

Jumlah pompa : 1 pompa

23. Pompa (P-04)

Tugas : Mengalirkan air dari *clarifer* (CL-01) menuju *bak saringan pasir* (BU-02) sebanyak 972.572,76 Kg/jam

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifik pompa :

Kapasitas pompa : 972.572,76 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,98 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,1 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 1.027,61 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 2,44 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 84%
- ❖ Motor standar : 3 Hp

Jumlah : 1 pompa

24. Pompa (P-05)

Tugas : Mengalirkan air bersih dari bak saringan pasir (BU-02) menuju bak penmpung air bersih (BU-03)

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 972.572,76 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 1,51 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,1 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 999,42 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 2,4 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 84%
- ❖ Motor standar : 3 Hp

Jumlah : 1 pompa

25. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan air dari penampung air bersih (BU-03) menuju bak distribusi (BU-04)

Pemilihan pipa :

NPS : 4 in

Sch.no : 40 in

OD : 4,38 in

ID : 4,07 in

Spesifik pompa :

Kapasitas pompa : 1.966,67 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,009 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,00018 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 3.500 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 600 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 0,12 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 80%
- ❖ Motor standar : 0,2 Hp

Jumlah : 1 pompa

26. Pompa (P-07)

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU-03) untuk didistribusikan menuju bak penampung air pendingin

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 789.798,278 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 1,77 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,042 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 803 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,63 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 84%
- ❖ Motor standar : 2 Hp

Jumlah : 1 pompa

27. Pompa-08 (P-08)

Tugas : Mangalirkan air pendingin dari bak penampung menuju *cooling tower*

Pemilihan pipa :

NPS : 3,5 in

Sch.no : 40 in

OD : 2,88 in

ID : 2,47 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 631.38,62 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 2,33 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,045 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.500 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 598,89 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,36 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 84%
- ❖ Motor standar : 2 Hp

Jumlah : 1 pompa

28. Pompa-09 (P-09)

Tugas : Mengalirkan air dari *anion exchanger* (AEU) menuju *kation exchanger* (KEU)

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 789.798,28 Kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,28 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,042 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 871 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,5 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 84%
- ❖ Motor standar : 2 Hp

Jumlah : 1 pompa

29. Pompa-10 (P-10)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki *kation* menuju tangki *deaerator* (DAU)

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 789.798,28 kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,28 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,043 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 871 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,47 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 82 %
- ❖ Motor standar : 2 Hp

Jumlah : 1 pompa

30. Pompa-11 (P-11)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki *deaerator* menuju tangki umpan *boiler* (TU-01).

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 789.798,28 kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,28 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,042 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecapatan spesifik : 870,75 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,52 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 84 %
- ❖ Motor standar : 2 Hp

Jumlah : 1 pompa

31. Pompa-12 (P-12)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler (TU-01) menuju boiler

Pemilihan pipa :

NPS : 3 in

Sch.no : 40

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 789.798,278 m^3/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,618 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,042 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750 rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 855 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,5 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 52 %
- ❖ Motor standar : 2 Hp

Jumlah : 1 pompa

32. Pompa-13 (P-13)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki larutan kaporit menuju bak air kantor dan rumah tangga

Pemilihan pipa :

NPS : 4 in

Sch.no : 40

OD : 4,38 in

ID : 4,068 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 4.154,17 kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 0,054 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,015 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 884 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 1,44 Hp

- ❖ Efisiensi motor : 80%
- ❖ Motor standar : 0,5 Hp

33. Pompa-14 (P-14)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki desinfektan menuju bak air kantor dan rumah tangga

Pemilihan pipa :

NPS : 1,5 in

Sch.no : 40

OD : 1,9 in

ID : 1,61 in

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 4.154,167 kg/jam

Head pompa :

- ❖ *Friction head* : 5,55 meter
- ❖ *Pressure head* : 0
- ❖ *Velocity head* : 0,015 meter
- ❖ *Static head* : 12,8 meter

Putaran pompa :

- ❖ Kecepatan putar : 1.750rpm
- ❖ Kecepatan spesifik : 667 rpm

Horse power :

- ❖ *Brake horse power* : 2,05 Hp
- ❖ Efisiensi motor : 80%

- ❖ Motor standar : 0,5 Hp

Jumlah : 1

4.5.3 Unit Pengadaan Steam

Steam dipabrik LNG digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat *reboiler*. Untuk memproduksi steam, digunakan boiler. *Boiler* yang digunakan adalah jenis *water tube boiler*.

Untuk menghasilkan uap air yang digunakan dalam proses adalah dengan menggunakan *boiler* atau ketel uap. Dalam hal ini yang digunakan adalah *boiler* pipa air (*water tube boiler)*, karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- ❖ Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- ❖ Tidak memerlukan *flate* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- ❖ Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- ❖ Pemasangannya murah.
- ❖ Memerlukan ruang dengan ketinggian rendah.
- ❖ Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

4.5.4 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik disuatu industri dapat diperoleh :

- ❖ Suplay dari PLN
- ❖ Pembangkit tenaga listrik sendiri (*Generator Set*)

Pada perancangan LNG kebutuhan akan listrik dipenuhi dari listrik PLN dan generator. Generator yang digunakan adalah generator jenis arus bolak-balik. Hal ini berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator AC yang digunakan jenis *generator AC* tiga fase yang mempunyai keuntungan:

- Tegangan listrik stabil.
- Daya kerja lebih besar.
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.
- Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik dalam pabrik LNG adalah 4369 kVA

Kebutuhan listrik Untuk peralatan proses diperkirakan sebagai berikut :

Tabel 4.1 Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa	P-01	1	1	1
2	Pompa	P-02	1	17	17
3	Pompa	P-03	1	1	1
4	Pompa	P-04	1	1	1
5	Pompa	P-05	1	1	1
6	Pompa	P-06	1	152	152
7	Pompa	P-07	1	1	1
8	Pompa	P-08	1	1	1
9	Pompa	P-09	1	1	1
10	Kompresor	Com MCR	1	970	970
11	Kompresor	Com-01	1	805	805
	Total				1951

Kebutuhan listrik untuk pengolahan air diperkirakan sebagai berikut:

Tabel 4.2 Kebutuhan Listrik Untuk Pengolahan Air

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Flokulator	TU-01	1	224,27	224,27
2	Blower	CLU	1	232,69	232,69
3	Dearator	TU-02	1	358,89	358,89
6	Kompresor Udara	KU	1	1,5	1,5
7	Pompa	PU-01	1	3,5	3,5
8	Pompa	PU-02	1	2,5	2,5
9	Pompa	PU-03	1	3	3
10	Pompa	PU-04	1	3	3
11	Pompa	PU-05	1	3	3
12	Pompa	PU-06	1	0,2	0,2
13	Pompa	PU-07	1	2	2
14	Pompa	PU-08	1	2	2
15	Pompa	PU-09	1	2	2
16	Pompa	PU-10	1	2	2
17	Pompa	PU-11	1	2	2
18	Pompa	PU-12	1	2	2
19	Pompa	PU-13	1	0,5	0,5
20	Pompa	PU-14	1	2,5	2,5
	Total				847,56

Dalam unit utilitas disediakan generator yang berfungsi sebagai pembangkit listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum jika sewaktu - waktu terjadi gangguan pada PLN.

4.5.5 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah merupakan suatu masalah yang membutuhkan perhatian besar, sehingga perlu penanganan khusus dalam pengolahannya agar tidak mencemari lingkungan disekitarnya.

Pada pabrik LNG menghasilkan tiga macam limbah yaitu :

1. Bahan buangan cair

Limbah cair dihasilkan dari sistim air pendingin, air buangan dari proses, air berminyak dari pompa. air sanitasi, air hujan, dan air buangan dari Laboratorium.

Air buangan sanitasi, Laboratorium, dan air hujan dalam unit stabilitasi dalam kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilitasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi *chlorin*. *Chlorin* ini berfungsi sebagai *desinfektan* membunuh mikroorganisme terutama mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air berminyak berasal dari buangan proses, pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan dalam *Wemco Depurator*. Unit ini berfungsi mengurangi bahkan menghilangkan kandungan minyak (*oil conten*) dalam air yang selanjutnya disebut *waste water* (air buangan) dengan *oil content* tidak boleh lebih dari 25 ppm sesuai standar air buangan yang ditetapkan oleh pemerintah. didalam *wemco depurator* terdapat 2 unit *depurator machine float cell* yang masing – masing digerakkan oleh electric motor dan dilengkapi dengan *bubble tray* yang dipasang diatas mixer pada unit ini diinjeksikan uap panas yang berfungsi mempermudah timbulnya gelembung-gelembung udara sehingga akan mengikat emulsi minyak kepermukaan menjadi suatu filamen. Selain itu untuk memisahkan emulsi minyak dalam air, diinlet wemco diinjeksikan *chemical Reserve* FR 3579. setelah itu minyak yang berada dipermukaan tersebut disapu dengan 2 unit rotating *skimmer paddles* yang masing-masing digerakkan dengan *electric motor*,

dialirkan ketungku pembakar, sedangkan air dibagian bawah setelah berkurang oil contentnya dan memenuhi syarat untuk pembuangan dengan *oil content* dibawah 25 ppm dialirkan ke penampungan akhir, kemudian dibuang ke laut.

2. Bahan buangan gas

   Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas, maka dilakukan penanganan dengan cara membuat Stake, gas stake sistem adalah sistem pembakaran gas akibat tekanan berlebih yang sesuai dengan setting. Setelah dari flare gas keluar ke atmosfir dan terbakar oleh nyala api yang berasal dari pilot , karena adanya gas dan udara yang sengaja di campur dengan komposisi tertentu dan di beri percikan api.

3. Bahan buangan padat

   Limbah padat berupa limbah katalis yang rusak dan habis life timenya, dan limbah domestik berupa sampah kantor, kantin dan tanaman. Limbah tersebut dikirim ke unit pengolahan limbah lanjutan yang kemudian dikubur dalam tanah.

4.5.6 Unit Regenerasi Refrigerant

Spesifikasi alat – alat untuk regenerasi refrigerant :

a. *Mixed Component Refrigerant* (MCR)

1. Compressor-02 (Com-02)

   Fungsi : Untuk menaikkan tekanan MCR dari 2,2 atm menjadi 46,8 atm

Jenis : *Sentrifugal Compessor*

Kapasitas : 3.4062,78 Kg/Jam

Stage I :

Kondisi operasi :

- Suhu masuk : -3,5 °C
- Tekanan masuk : 2,2 atm
- Suhu keluar : 41 °C
- Tekanan keluar : 10,15 atm

Power : 970 Hp

Stage II :

Kondisi operasi :

- Suhu masuk : 41 °C
- Tekanan masuk : 10,15 atm
- Suhu keluar : 55 °C
- Tekanan keluar : 46,8 atm

Power : 970 Hp

Jumlah : 1buah

2. Cooler-07 (CL-07)

Fungsi : Mendinginkan MCR yang keluar dari compressor-02 pada suhu 55 °C menjadi 35 °C dengan menggunakan pendingin air dengan suhu masuk 27 °C keluar suhu 35 °C.

Type alat : 1-2, Shell and Tube HE

Luas transfer panas : 7.779 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 55 °C

Fluida panas : *Light organic*

ID : 39 in

Pass : 1

Pressure drop : 0,0274 Psi

Tube

Temperatur : 27 °C

Fluida dingin : *Water*

OD : 0,75 in

Pass : 2

Pitch : 1 in *square pitch*

Pressure drop : 1,37.E-04 Psi

UD : 286 W/m^2K

RD : 0,00347 W/m^2K

Panjang pipa : 5,49 meter

Jumlah pipa : 2.202 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Steel*

3. Cooler-08 (CL-08)

Fungsi : Mendinginkan MCR pada 36 °C menjadi suhu 0 °C dengan menggunakan pendingin propan dengan suhu masuk -150 °C keluar suhu -145°C.

Type alat	: 1-2, Shell and Tube HE
Luas transfer panas	: 3.722,8 ft^2
Ukuran	:
Shell	
Temperatur	: 36 °C
Fluida panas	: *Light organic*
ID	: 51,61 in
Pass	: 1
Pressure drop	: 0,0204 Psi
Tube	
Temperatur	: -150 °C
Fluida dingin	: propan
OD	: 2,38 in
Pass	: 2
Pitch	: 1 in *square pitch*
Pressure drop	: 3,14E-05 Psi
UD	: 50 W/m^2K
RD	: 0,0049 W/m^2K
Panjang pipa	: 5,49 meter
Jumlah pipa	: 333 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Steel*

4. Cooler-09 (CL-09)

Fungsi : Mendinginkan MCR pada suhu 0 °C menjadi suhu -34 °C dengan menggunakan pendingin propan dengan suhu masuk -150 °C keluar suhu -145°C.

Type alat : 1.2, Shell and Tube HE

Luas transfer panas : 4.732,49 ft^2

Ukuran :

Shell

Temperatur : 0 °C

Fluida panas : *Light organic*

ID : 58,19 in

Pass : 1

Pressure drop : 0,018 Psi

Tube

Temperatur : -150 °C

Fluida dingin : *Light organic*

OD : 2,38 in

Pass : 2

Pitch : 1 in *square pitch*

Pressure drop : 1,94E-05 Psi

UD : 50 W/m^2K

RD : 0,0049 W/m^{2}K

Panjang pipa : 5,49 meter

Jumlah pipa : 423 buah

Jumlah : 1 buah

Bahan : *steel*

5. *Knock Out Drum* (KOD-03)

Fungsi : Memisahkan komponen MCR sebelum masuk kedalam *Main Heat Exchanger* (MHE) dengan laju 34.62,78 Kg/ Jam.

Type alat : *Vertikal Separator*

Kondisi operasi :

Tekanan : 46,8 atm

Suhu : -34 ^{o}C

Diameter : 1,6 meter

Tinggi total drum : 4,8 meter

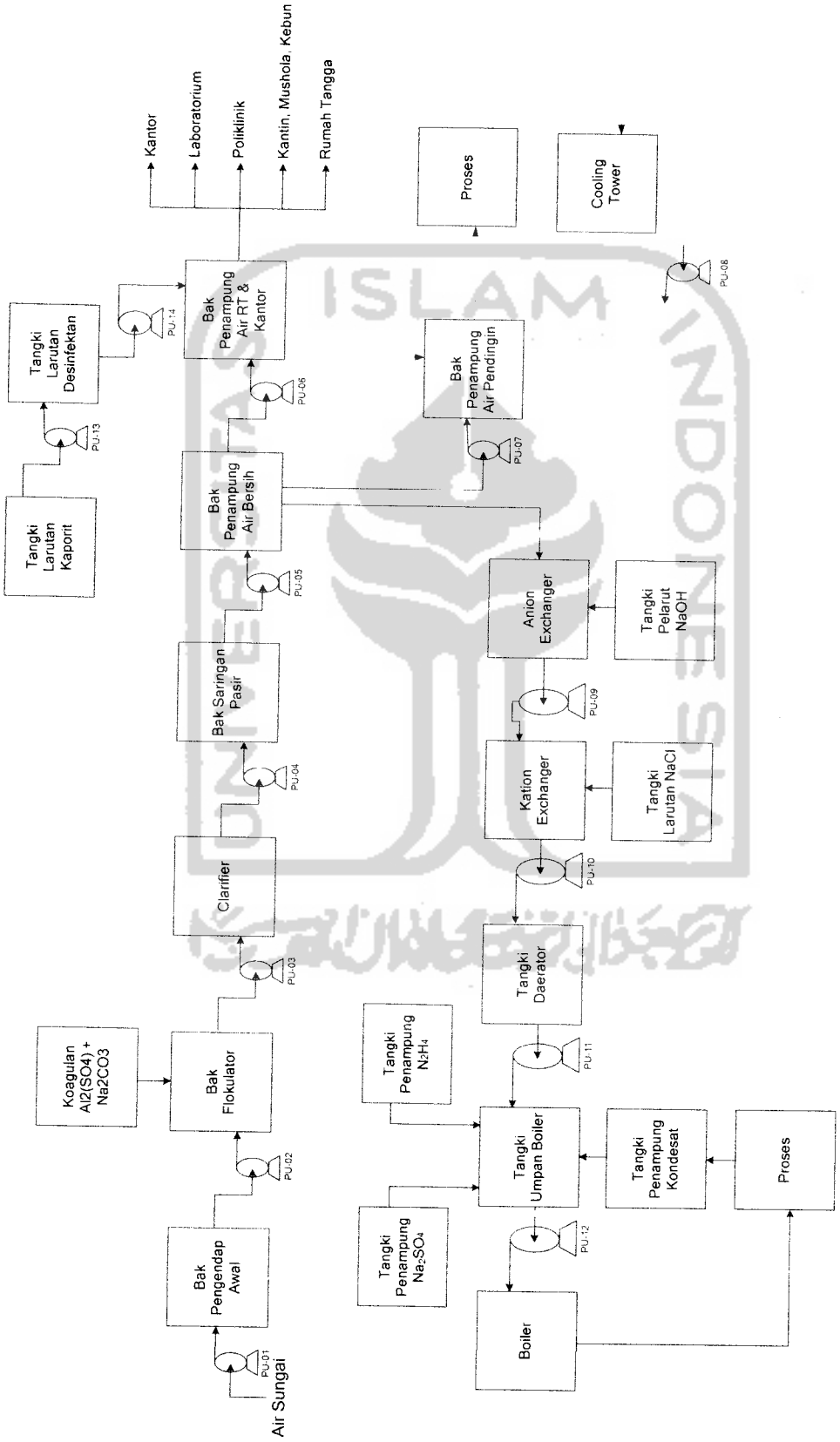
Luas tampang drum : 1,96 m^2

Tebal *Shell* : 2 in

Tebal *Head* : 1 3/4 in

Bahan : *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 buah



Gambar 4.3 Diagram Pengolahan Air Utilitas Pabrik *Liquified Natural Gas* dari Gas Alam
Kapasitas Produksi 5 Juta Ton/tahun

4.6 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi akan selalu dapat dikontrol dan dijaga mutu produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Di samping itu juga berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan.

Laboratorium berada di bawah bidang produksi yang mempunyai tugas pokok antara lain:

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
2. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi dengan melakukan analisa terhadap pencemaran lingkungan
3. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja shift dan non shift:

1. Kelompok shift

   Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu sistem kerja shift selama 24 jam dengan dibagi menjadi 4 shift. Masing-masing shift bekerja selama 8 jam

2. Kelompok non shift

   Kelompok ini mempunyai tugas melakukan analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan di

laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok shift, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

a. Menyediakan reagen kimia untuk analisa laboratorium
b. Melakukan analisa bahan buangan penyebab polusi
c. Melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran produksi

Dalam melaksanakan tugasnya, bagian laboratorium dibagi menjadi:

a. Laboratorium fisik
b. Laboratorium analitik
c. Laboratorium penelitian dan pengembangan

4.6.1 Laboratorium Fisik dan Analitik

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan dan pengamatan terhadap sifat-sifat bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan yaitu antara lain:

- Specific gravity
- Kandungan air

4.6.2 Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, contohnya perlindungan terhadap lingkungan. Di samping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non rutin, misalnya penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

Alat analisa penting yang digunakan antara lain:

1. Water contet tester, untuk menganalisa kadar air
2. Hydrometer, untuk mengukur spesific gravity
3. Atomic absorbtion spectrophotometer (AAS), untuk menganalisa kadar bahan baku dan produk

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *LNG* yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri *LNG*

Lokasi Perusahaan : Kawasan Industri Tangguh, Papua

Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya :
   a. Pemegang saham

b. Direksi beserta stafnya

c. Karyawan perusahaan

5. Efisiensi dari manajemen

   Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas

   Suatu Perseroan Terbatas (PT) dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang, besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham, serta pemiliknya adalah para pemegang saham.

4.7.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemampuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain :

- ❖ Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- ❖ Pendelegasian wewenang
- ❖ Pembagian tugas kerja yang jelas
- ❖ Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- ❖ Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan

❖ Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berprinsip pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem Line and Staff. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis.

Kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf, yaitu :

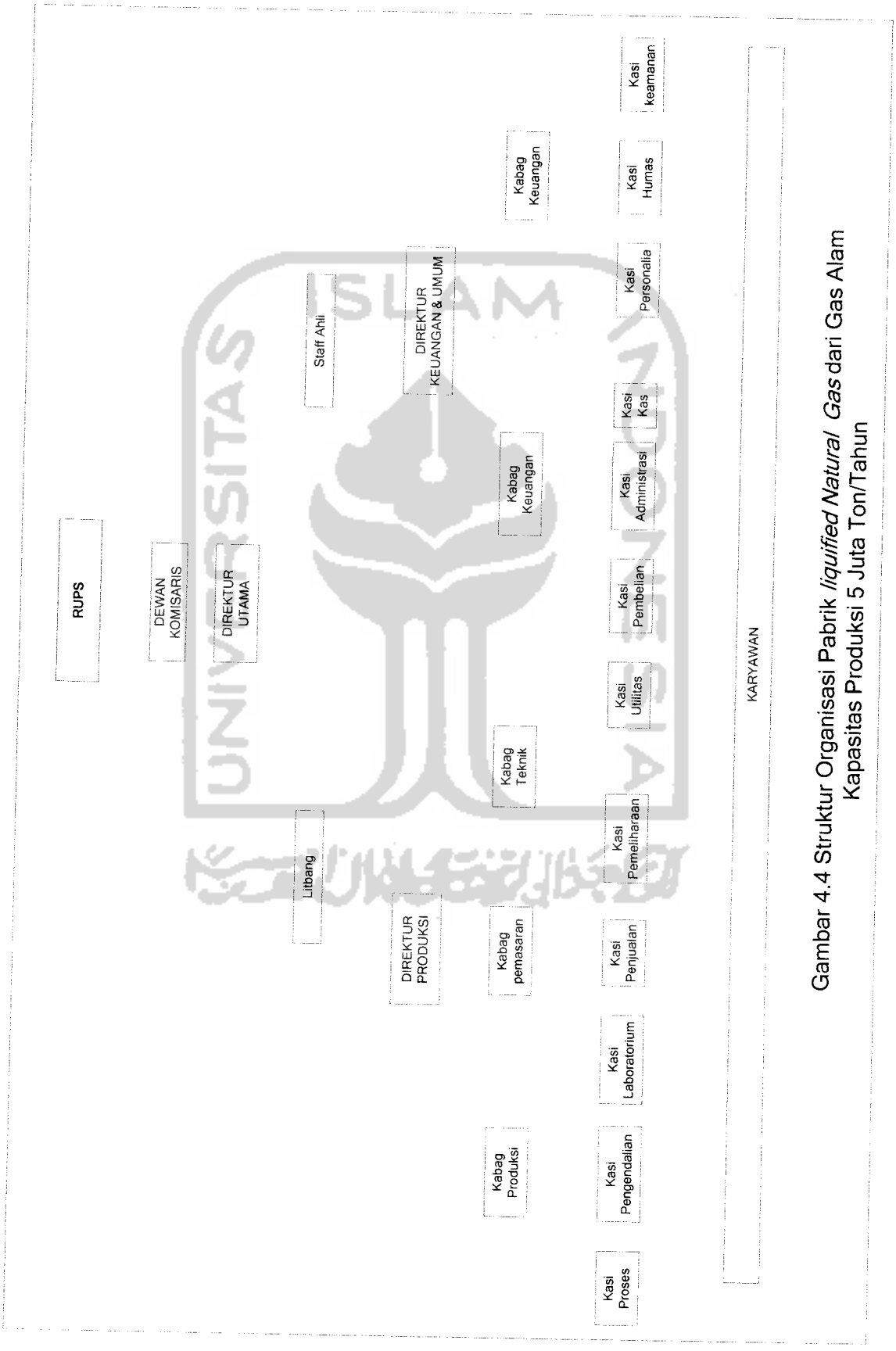
a. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
b. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam melaksanakan tugas sehari-hari diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Teknik membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian

yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.

Secara singkat struktur organisasi pabrik LNG dari gas alam kapasitas produksi 5 juta ton/tahun dapat dilihat pada gambar 4.4.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik *liquified Natural Gas* dari Gas Alam
Kapasitas Produksi 5 Juta Ton/Tahun

4.7.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- Mengawasi tugas-tugas direksi
- Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

3. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan

kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direkur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi :

- Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan.
- Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.
- Tugas-tugas Direktur Produksi meliputi :
- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staf Ahli

Staf Ahli dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing.

Tugas dan wewenang Staf Ahli :

- Memberi nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.

- ❖ Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- ❖ Memberi saran-saran dalam bidang hukum.

5. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

Tugas dan wewenang Litbang :

- ❖ Mempertinggi mutu suatu produk.
- ❖ Memperbaiki proses dari pabrik / perencanaan alat untuk pengembangan produksi.
- ❖ Mempertinggi efisiensi kerja.

6. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama, kepala bagian yang terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

   Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

   Kepala Bagian Produksi membawahi :

   - ❖ Seksi Proses
   - ❖ Seksi Pengendalian
   - ❖ Seksi Laboratorium

   Tugas Seksi Proses :

- ❖ Mengawasi jalannya proses dan produksi
- ❖ Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

Tugas Seksi Pengendalian :

- ❖ Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

Tugas Seksi Laboratorium :

- ❖ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- ❖ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- ❖ Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik

2. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian ini membawahi :

- ❖ Seksi Pembelian
- ❖ Seksi Penjualan

Tugas Seksi Pembelian :

- ❖ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- ❖ Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

Tugas Seksi Penjualan :

- ❖ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- ❖ Mengatur distribusi barang dari gudang

3. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas. Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Pemeliharaan
- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Pemeliharaan :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas Seksi Utilitas :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik

4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

Tugas Seksi Administrasi :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah pajak

Tugas Seksi Kas :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan

- ❖ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- ❖ Seksi Personalia
- ❖ Seksi Humas
- ❖ Seksi Keamanan

Tugas Seksi Personalia :

- ❖ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- ❖ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis
- ❖ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

Tugas Seksi Humas :

- ❖ Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar

Tugas Seksi Keamanan :

- ❖ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
- ❖ Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan
- ❖ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

Kepala Seksi

Merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.7.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik LNG direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam setiap hari. Sisa hari yang bukan hari libur, digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu:

4.7.4.1 Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah: Direktur, Staf Ahli, Kepala Bidang, Kepala Seksi, Koordinator Unit, serta karyawan yang berada dikantor. Karyawan harian dalam 1 minggu bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja :

Hari Senin – Jumat	: jam 07.00 – 15.00
Hari Sabtu	: jam 07.00 – 12.00

Jam istirahat :

Hari Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

Hari Jumat : jam 11.00 – 13.00

4.7.4.2 Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk pada karyawan shift ini adalah karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

- Shift pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4.3 Jadwal Kerja Masing-masing Regu

HARI / REGU	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan :

P : Shift pagi S : Shift siang

M : Shift malam L : Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi jalannya perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan absensi. Di samping itu masalah absensi nantinya digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier pada karyawan di dalam perusahaan.

4.7.5 Status Karyawan dan Sistem Upah

4.7.5.1 Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

4.7.5.2 Karyawan Harian

Karyawan Harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan (SK) direktur dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

4.7.5.3 Karyawan Borongan

Karyawan borongan yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.7.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselsaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 4.4 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Klasifikasi	Jumlah
1	Direktur Utama	S1 – T. Kimia	1
2	Direktur Bidang Produksi	S1 – T. Kimia	1
3	Direktur Bidang Keuangan dan umum	S1 – Ekonomi	1
4	Staf Ahli	S1 – T. Kimia	5
5	Penelitian dan Pengembangan	S1 – T. Kimia	4
6	Sekretaris	D3 - Sekretaris	2
7	Kepala Bagian Operasi	S1 – T. Kimia	2
8	Kepala Bagian Teknik	S1 – T. Elektro/ Mesin	1
9	Kepala Bagian Pemasaran	S1 – T. Industri	1
10	Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi	S1 – Ekonomi	1
11	Kepala Bagian Umum	S1 – Ilmu Sosial	1

12	Kepala Seksi Unit Proses	D3 – T. Kimia	1
13	Kepala Seksi Unit Utilitas	D3 – T. Kimia	1
14	Kepala Seksi Unit Laboratorium	D3 – Analis Kimia	1
15	Kepala Seksi Unit Pemeliharaan	D3 – T. Mesin	1
16	Kepala Seksi Unit Keamanan	SLTA	1
17	Karyawan Unit Proses	SLTA	46
18	Karyawan Unit Utilitas	SLTA	40
19	Karyawan Unit Laboratorium	STM - Kimia Analisis	12
20	Karyawan Unit Pemeliharaan	SLTA	12
21	Karyawan Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan	D3	12
22	Karyawan Unit Administrasi	SLTA	18
23	Karyawan Unit Keuangan	SLTA	10
24	Karyawan Unit Personalia	SLTA	10
25	Karyawan Unit Humas	SLTA	10
26	Karyawan Unit Keamanan	SLTA	20
27	Karyawan Unit Pengadaan	SLTA	10
28	Karyawan Unit Penjualan	SLTA	12
29	Dokter	S1 – Kedokteran	5
30	Perawat	D3 – Perawat	10
31	Sopir	SLTA	8
	TOTAL		260

2. Gaji Karyawan

Besarnya gaji karyawan harus disesuaikan dengan golongannya, perincian gaji karyawan sesuai dengan golongannya dapat ditinjau pada tabel 4.5.

Tabel 4.5 Perincian gaji karyawan sesuai golongannya.

Gol.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp.)
I	Direktur Utama	50.000.000

II	Direktur Bidang	30.000.000
III	Staf Ahli, Litbang	20.000.000
IV	Kepala Bagian	10.000.000
V	Kepala Seksi	6000.000
VI	Dokter	7.500.000
VII	Sekretaris	6000.000
VIII	Perawat	3000.000
IX	Koordinator	3000.000
X	Karyawan	2.500.000
XI	Lain - lain	1.750.000

4.7.7 Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

- **Tunjangan**
  - Tunjangan dibedakan menjadi tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan dan tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
- **Cuti**
  - Cuti dibedakan menjadi cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun dan cuti sakit yang

diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

- **Pakaian Kerja**
  - Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sebanyak 3 pasang tiap tahunnya
- **Pengobatan**
  - Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai undang-undang yang berlaku. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan.

4.7.8 Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi Tenaga Kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan

4.7.9 Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Pabrik LNG ini mengambil kebijakan dalam aspek perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan, dan karyawan di bawah Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan. Manajemen perusahaan sangat mendukung dan ikut berpartisipasi dalam program pencegahan kerugian baik terhadap karyawan, harta benda perusahaan, terjaganya kegiatan operasi serta keamanan masyarakat sekitar yang diakibatkan oleh kegiatan

perusahaan. Pelaksanaan tugas dalam kesehatan dan keselamatan kerja ini berlandaskan :

1. UU no 1/1970
   Mengenai keselamatan kerja karyawan yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.
2. UU no 2/1951
   Mengenai ganti rugi akibat kecelakaan kerja yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.
3. UU no 23/1997
   Mengenai pengelolaan lingkungan hidup yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Lingkungan Hidup
4. PP no 27/1999
   Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Lingkungan Hidup.

Kegiatan yang dilakukan dalam rangka kesehatan dan keselamatan kerja antara lain: mengawasi keselamatan jalannya operasi proses, bertanggung jawab terhadap alat-alat keselamatan kerja, bertindak sebagai instruktur safety, membuat rencana kerja pencegahan kecelakaan, membuat prosedur darurat agar penanggulangan kebakaran dan kecelakaan proses berjalan dengan baik, mengawasi bahan buangan pabrik agar tidak berbahaya bagi lingkungan.

4.8 Evaluasi Ekonomi

Pada perancangan pabrik *Liquefied Natural Gas* ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini dapat menguntungkan atau tidak. Yang terpenting dari perancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga ini dipakai sebagai dasar untuk melakukan analisa ekonomi. Analisa ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan/estimasi tentang kelayakan investasi modal dsalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak.

Untuk itu pada perancangan pabrik *LNG* ini, kelayakan investasi modal yang akan dianalisa meliputi :

a. Profitability

   Adalah selisih antara total penjualan produk dengan total biaya produksi yang akan dikeluarkan.

b. Return On Investement (ROI)

   Adalah persen keuntungan jika dibandingkan dengan investasi (modal).

c. Pay Out Time (POT)

   Adalah waktu yang diperlukan untuk mengembalikan investasi (modal).

d. Break Even Point (BEP)

   Adalah titik (kapasitas) dimana suatu proses produksi tidak mengalami kerugian dan juga tidak mengalami keuntungan.

e. Shut Down Point (SDP)

Adalah titik dimana pabrik tersebut mengalami kerugian sebesar *fixed cost.*

f. Discounted Cash Flow (DCF)

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

I. Penaksiran modal industri (total Capital Investment) yang terdiri atas :
   a. Modal Tetap
   b. Modal Kerja

II. Penentuan Biaya Produksi Total (TPC)
   a. Manufacturing cost
   b. General expense

III. Total pendapatan penjualan produk LNG

Yaitu keuntungan yang dapat di dapat selama satu periode produksi.

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan pabrik bisa diperkirakan dengan metode yang dikonversikan dengan keadaan yang ada sekarang ini. Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan data indeks harga.

Penentuan harga dengan indeks dilakukan untuk alat dengan kapasitas yang sama dan jenis yang sama namun berbeda tahunnya.

Tabel 4.6. Indeks harga alat

Cost Index tahun	Chemical Engineering Plant Index
1990	357,6

1991	361,6
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2004	414,24
2005	418,7
2006	423,16
2008	432,08
2009	436,54
2010	441

Sumber : www.che.com &Peters Timmerhouse, 1990

Asumsi : Kenaikan Index berbanding lurus terhadap tahun, dengan Persamaan : Y = AX + B

$$A = \frac{\sum X \sum Y - n \sum XY}{(\sum X)^2 - n \sum X^2}$$

$$B = \frac{\sum Y - A \sum X}{n}$$

Keterangan :

X = tahun

Y = Index pada tahun X

A dan B = konstanta

4.8.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam analisa ekonomi :

1. Pembangunan fisik pabrik akan dilaksanakan pada tahun 2008 dengan masa konstruksi dan instalasi selama 2 tahun dan pabrik dapat beroperasi secara komersial pada awal tahun 2010.
2. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu.
3. Kapasitas produksi adalah 5.000.000 ton/tahun.
4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari per tahun.
5. Modal kerja yang diperhitungkan selama 1 bulan.
6. Shut down pabrik dilaksanakan selama 35 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
7. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun kecuali alat-alat tertentu (umur pompa adalah 5 tahun).
8. Nilai rongsokan (*salvage value*) 0% dari FCI
9. Situasi pasar, biaya dll diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi.
10. Upah buruh asing US$ 25 per *manhour*
11. Upah buruh *local* Rp. 20.000,00 per *manhour*
12. Perbandingan jumlah tenaga asing : *local* = 5 %: 95 %
13. Harga produk : *LNG* US$ 0,23/Kg

    LPG Propan US$ 0,35/Kg

    LPG Butan US$ 0,35/Kg

    Condensat US$ 0,20/Kg.

Harga bahan baku : Gas Alam US$ 0,008 /Kg

14. Kurs dollar yang dipakai, 1 US$ = Rp. 9.500,00

15. Struktur investasi terdiri dari :

Modal Sendiri (*Equity*) : 70 % Biaya produksi total

Pinjaman bank : 30 % Biaya produksi total

Bunga pinjaman bank : 20 %

4.8.2.1. Modal Tetap (Fixed Capital Invesment)

No	Jenis	Harga US $	Harga (Rp)
1.	Harga pembelian peralatan	16.217.425,98	
2.	Instalasi alat-alat	2.009.550,61	10.288.899.128,74
3.	Pemipaan	3.511.425,28	4.822.921.467
4.	Instrumentasi	1.967.244,28	96.458.4293,3
5.	Isolasi	521.778,05	1.607.640.489
6.	Listrik	1.410.210,96	
7.	Bangunan		98.500.000.000
8.	Tanah dan perbaikan lahan		75.000.000.000
9.	Utilitas	5.993.074,14	20.823.659.398
10.	Engineering dan Construction	6.326.141,98	42.401.540.955
11.	Contractor's fee	1.897.842,59	12.720.462.287
12.	Contingency	5.693.527,78	38.161.386.860
	Fixed Capital Invesment (FCI)	45.548.222,24	305.291.094.877

Total FCI = Rp. 737.999.206.167

Modal Kerja (*Working Capital Invesment*)

No.	Jenis	Harga US $	Harga (Rp)
1.	Persediaan Bahan Baku	3.516.949,503	
2.	Persediaan bahan dalam Proses	142.528,412	3.622.298.612
3.	Persediaan Produk	19.003.788,33	482.973.148.270

4.	Extended Credit	99.955.998,33	
5.	Available Cash	19.003.788,33	482.973.148.270
	Working Capital Investment(WCI)	141.623.052,9	969.568.595.152

Total WCI = Rp. 2.314.987.597.743

4.8.2.2. Manufacturing Cost

a. Direct manufacturing Cost

No.	Jenis	Harga US $	Harga (Rp)
1.	Harga Bahan Baku	42.203.394,04	
2.	Gaji Pegawai		12.630.000.000
3.	Supervisi		2.526.000.000
4.	Maintenance		884.100.000
5.	Plant Supplies		132.615.000
6.	Royalty dan Patent	59.973.599	
7.	Utilitas		5.722.766.721.904
	Total Direct Manufacturing Cost(DMC)	102.176.993,04	5.738.939.436.904

b. Indireect Manufacturing Cost

No.	Jenis	Harga US $	Harga (Rp)
1.	Payrool Overhead		2.526.000.000
2.	Laboratory		1.894.500.000
3.	Plant Overhead		12.630.000.000
4.	Packaging & Shipping	119.947.198	
	Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)	119.947.198	17.050.500.000

4.8.2.3. Fixed Manufacturing Cost

No.	Jenis	Harga US $	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	4.554.822,224	30.529.109.488
2.	Property Tax	910.964,448	6.105.821.898
3.	Asuransi	455.482,22	3.052.910.949
	Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)	5.921.268,89	39.687.842.334

Total Manufacturing Cost (TMC) = DMC + IMC + FMC

= US$ 228.045.459,93+ Rp 5.795.677.779.238

= Rp. 7.962.109.648.586

General Expense

No.	Jenis	Harga US $	Harga (Rp)
1.	Administrasi	11.402.273	289.783.888.962
2.	Sales	34.206.818,99	869.351.666.886
3.	Riset	11.402.273	289.783.888.962
4.	Finance	25.798.280,16	175.964.398.760
	General Expense (GE)	82.809.645,14	1.624.883.843.570

General Expense (GE) = Rp. 2.411.575.472.425

Produksi Total (TPC) = TMC + GE

= Rp. 7.962.109.648.586+ Rp. 2.411.575.472.425

= Rp. 10.373.685.121.010

4.8.2.4. Keuntungan (Profit)

Penjualan selama 1 tahun :

LNG = US$ 1.150.000.000

=Rp. 10.925.000.000.000

LPG Propan = US$ 25.739.000

= Rp. 244.520.500.000

LPG Butan = US$ 17.530.100

=Rp. 166.535.950.000

Condensat = US$ 6.202.880

=Rp. 58.927.360.000

Total Penjualan = US$ 1.199.471.980

= Rp. 11.394.983.810.000

Biaya produksi total = Rp. 10.373.685.121.010

Dengan perincian investasi sebagai berikut :

Modal Sendiri (*Equity*) : Rp. 7.261.579.584.707

Pinjaman Bank : Rp. 3.112.105.536.303

Bunga Bank : Rp. 622.421.107.261

Biaya produksi total + buga bank : Rp. 10.996.106.228.271

Keuntungan sebelum Pajak = Rp. 398.877.581.729

Pajak 50 % = Rp. 199.438.790.865

Keuntungan setelah Pajak = Rp. 199.438.790.865

4.8.2.5. Analisa Kelayakan

1. % Return On Investmen (% ROI)

$$\text{ROI Sebelum Pajak} = \frac{KeuntunganSebelumPajak}{FCI} \times 100\%$$

= 54,05 %

$$\text{ROI Setelah Pajak} = \frac{KeuntunganSetelahPajak}{FCI} \times 100\%$$

$$= 27{,}02\ \%$$

Pay Out Time (POT)

$$\text{POT Sebelum Pajak} = \frac{FCI}{KeuntunganSebelumPajak + Depresiasi}$$

$$= 1{,}56 \text{ Tahun}$$

$$\text{POT Setelah Pajak} = \frac{FCI}{KeuntunganSetelahPajak + Depresiasi}$$

$$= 2{,}7 \text{ Tahun}$$

2. Break Even Point (BEP)

Variabel Expense (Va)

1. Raw Material	= Rp	400.932.243.380
2. Patent & Royalties	= Rp	569.749.190.500
3. Utility	= Rp	5.722.766.721.904
4. Shipping & Packaging	= Rp	1.139.498.381.000
Va	= Rp	7.832.946.536.784

Regulated Expense (Ra)

1. Buruh	= Rp	12.630.000.000
2. Supervision	= Rp	2.526.000.000
3. Maintenance	= Rp	884.100.000
4. Plant supplics	= Rp	132.615.000
5. Laboratory	= Rp	1.894.500.000

6. Payroll Overhead		= Rp	2.526.000.000
7. Plant Overhead		= Rp	12.630.000.000
8. General Expense		= Rp	2.411.575.472.425
	Ra	= Rp	2.444.798.687.425

Fixed Expense (Fa)

1. Depretiation		= Rp	73.799.920.617
2. Property Tax		= Rp	14.759.984.123
3. Insurance		= Rp	7.379.992.062
	Fa	= Rp	95.939.896.802

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

$$= 44{,}81\%$$

3. Shut Down Point (SDP)

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

$$= 39{,}63\%$$

4. Discounted Cash Flow (DCF)

Umur pabrik (n) = 10 tahun

FCI = Rp. 737.999.206.167

WC = Rp. 2.314.987.597.743

SV = Rp. 73.799.920.617

C = Keuntungan setelah pajak + Depresiasi

= Rp. 273.238.711.482

Persamaan DCFRR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = \sum_{J=1}^{N} C_J(1+i)^{N-J} + WC + SV$$

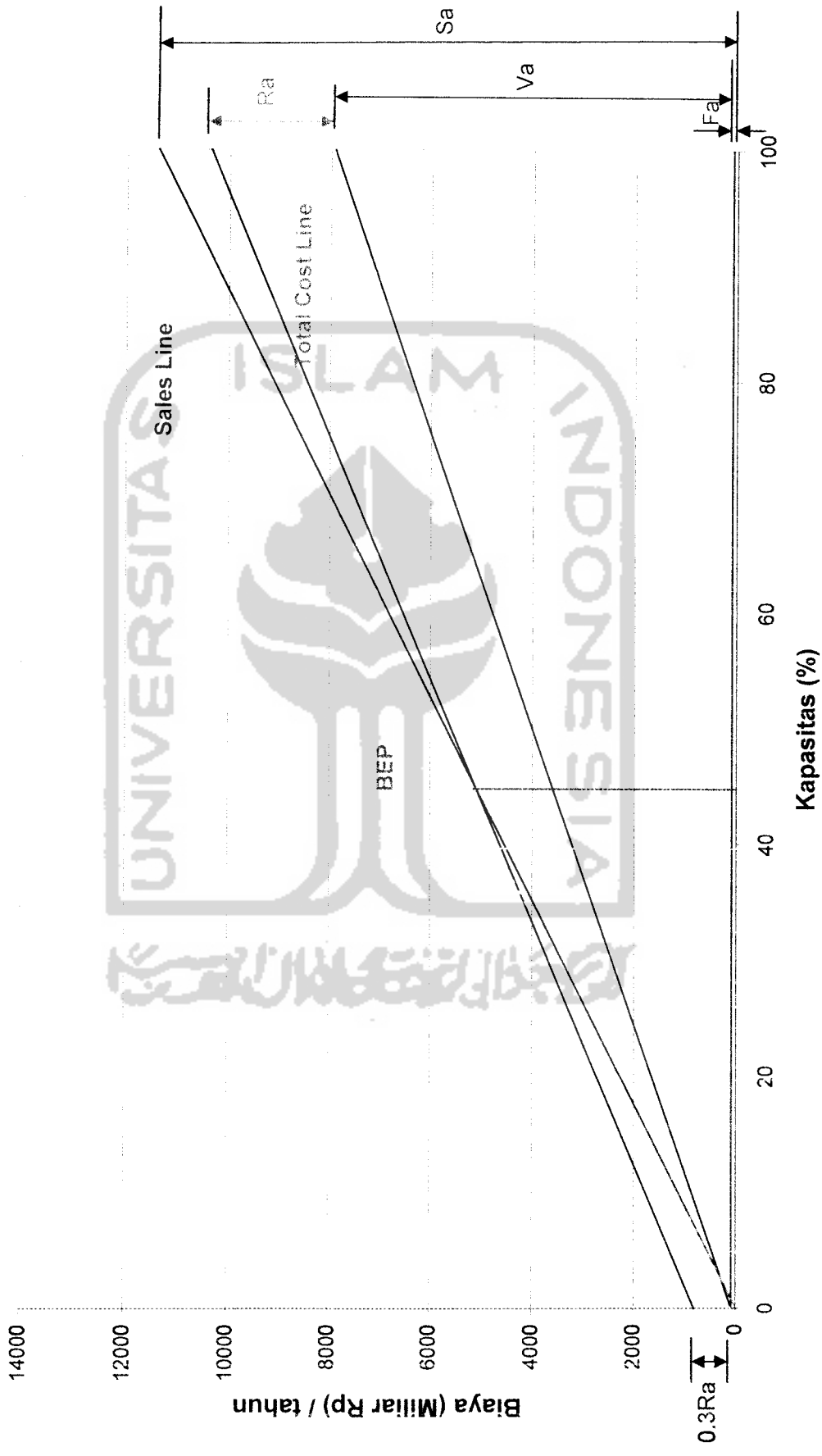
Dengan trial and error diperoleh = 21,99%

Tabel 4.7. Kelayakan Ekonomi

	Hasil Perancangan	Kelayakan	Pustaka
ROI : • Sebelum Pajak • Setelah Pajak	54,05 % 27,02 %	Resiko tinggi, Minimum 44 %	Aries Newton, 1995
POT : • Sebelum Pajak • Setelah Pajak	1,56 tahun 2,7 tahun	Maksimum2 tahun	Aries Newton, 1995
BEP	44,81%		Aries Newton, 1995
SDP	39,63%		Aries Newton, 1995

DCFR	21,99 %	Suku bunga : 10 % DCFR minimum : 1,5 x Suku bunga	Bisnis Indonesia, September 2006 Aries Newton, 1995

Dari hasil analisa ekonomi yang telah dilakukan, dapat diambil kesimpulan bahwa pendirian pabrik *liquefied natural gas* dengan kapasitas 5 juta ton per tahun layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya.



Gambar 4.5 Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB V

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil perhitungan Pra Perancangan Pabrik *Liquefied Natural Gas* dari Gas Alam dengan kapasitas produksi 5 juta ton/tahun didasarkan pada beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1). Perancangan produk *Liquefied Natural Gas* (LNG) dan *Liquefied Potreleum Gas* (LPG) termasuk beresiko tinggi, namun dengan pemilihan alat pendukung yang selektif, maka perancangan pabrik ini ditargetkan dapat beroperasi sesuai dengan rencana.

2). Pemilihan proses pencairan gas alam dengan metode pendinginan merupakan metode yang relatif lebih ekonomis karena tekanan yang digunakan lebih rendah dibandingkan dengan metode kompressi yang beroperasi pada tekanan 197,4 atm namun dengan hasil kualitas yang sama. Kontinuitas produksi dijamin olch suplay bahan baku (gas alam) dari mitra pabrik yang konsisten dengan spesifikasi target order.

3). Hasil analisa kelayakan ekonomi diperoleh data sebagai berikut :

   a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 398.877.581.729,00 per tahun dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 199.438.790.865,00 per tahun. (Dengan asumsi pajak 50 %).

   b. *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 54,05% dan sesudah pajak sebesar 27,02%. ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik beresiko tinggi sebesar 44 %. (Resiko tinggi dengan ketentuan

bahwa bahan baku hazardaus/ berbahaya, suhu operasi yang sangat rendah yaitu dibawah -50° C dan tekanan operasi yang tinggi yaitu diatas 1 atm). (Aries-Newton, 1955)

c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1.56 tahun dan sesudah pajak sebesar 2,7 tahun. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 2 tahun. (Aries-Newton, 1955)

d. *Break Even Point* (BEP) dicapai pada 44,81 %, harga *Shut Down Point* (SDP) sebesar 39,63 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40 % – 60 % dan SDP<BEP. (Aries-Newton, 1955)

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 21,99 %. Suku bunga pinjaman bank pada saat ini sebesar 10 % (Bisnis Indonesia, September 2006). DCFR minimum sebesar 1,5 x suku bunga bank. (Aries-Newton, 1955)

Berdasarkan beberapa data - data diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik *Liquefied Natural Gas* dari Gas Alam dengan kapasitas produksi 5 juta ton/tahun layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya, karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", 1st ed., McGraw-Hill Book Company, New York.

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979,"*Process Equipment Design*", Wiley Eastern Ltd., New Delhi.

Coulson, J.M., and Richardson, C.F., 1983, "*Chemical Engineering*", vol.6, Pergamonn Press, Oxford, New York.

Daud, S., 2002., *Menjaga Posisi Indonesia Sebagai Market Leader LNG*, http:// www.Google.com., 2/02/2004.

Ludwig, E.E., 1977, "*Aplied Process Design for Chemical Petrochemical Plants*", 2nd ed, Gulf Publishing co, Houston, Texas.

Mira, M., 2006, *Liquefied Natural Gas (LNG), Sebuah Alternatif Transportasi Gas Alam,* Manajemen Gas Alam Program Pasca Sarjana Teknik Kimia Universitas Indonesia., Jakarta.

Perry, R.H., and Don Green, 1984,"*Perry's Chemical Engineering Hand Book*",6th ed, McGraw Hill Book Co.,New York.

Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., 1981, "*Plant Design Economic for Chemical Engineering*", 3rd ed., International Student Edition, New York.

PT.Badak., 2004.,http :// www.Google.com., 3/09/2003.

Rismana, E., 2003., *"Brine" Sumber Bahan Baku Kimia Potensial yang Belum Tergarap*, http:// www.Google.com., 10/02/2004.

Rochelle,G ., 2000., *CO_2 Capture by Aqueous Absorption/Stripping Opportunities for Better Technology*, http:// www.Google.com., 15/12/2004.

Sherwood, T.K.,1990, "*Sifat Gas dan Zat Cair*", edisi 3, edisi Bahasa Indonesia, PT.Gramedia, Jakarta.

Treybal, R.E., 1981, "*Mass Transfer of Operation*", 3rd ed, McGraw Hill Book co, New York.

Warta Pertamina., 2004, *Harga LNG dan LPG*, http:// www.Google.com., 16/04/2004.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN
MENARA DISTILASI 01 (MD-01)

MENARA DISTILASI 01

Tugas : Memisahkan Campuran Gas Keluar Dari Knock Out Drum 01 Dengan Kecapatan Umpan: 650838.28 Kg/Jam

jumlah menara = 1

Umpan Masuk :

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam	Td,C	Tb,C	Zf
N2	28.02	8.48	237.57	-195.8	-210	0.00021942
CH4	16.04	37138.35	595699.09	-161.49	-182.8	0.9610986
CO2	44.01	3.50	154.05	-78.48	-56.57	9.0583E-05
C2H6	30.07	1014.79	30514.77	-88.6	-182.8	0.02626165
C3H8	44.09	323.21	14250.45	-42.04999	-187.69	0.00836438
iC4H10	58.12	47.22	2744.26	-11.72	-159.61	0.00122192
nC4H10	58.12	55.64	3233.61	-0.5	-138.29	0.00143982
iC5H12	72.15	14.82	1069.47	27.83999	-159.9	0.0003836
nC5H12	72.15	9.16	660.88	36.07	-129.73	0.00023705
C6H14	86.17	26.39	2274.12	68.73002	-95.31	0.00068297
Total		38641.56	650838.28			1

Asumsi : - Hasil atas merupakan LNG dengan komposisi

N2	0.01%
CH4	95.96%
CO2	0.04%
C2H6	2.60%
C3H8	0.02%
iC4H10	0.03%
nC4H10	0.03%
iC5H12	0.00%
	98.67%

Hasil Yang Diharapkan :
Komponen LK: C2H6
Komponen HK: iC5H12

Komposisi Hasil Atas (LNG)

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam	Xf
N2	28.02	8.48	237.57	0.000221596
CH4	16.04	37138.35	595699.09	0.970624784
CO2	44.01	3.50	154.05	9.14809E-05
C2H6	30.07	1006.34	30260.66	0.026301094
C3H8	44.09	84.04	3705.12	0.002196295
iC4H10	58.12	10.03	582.83	0.000262089
nC4H10	58.12	11.54	670.80	0.000301644
iC5H12	72.15	0.04	2.81	1.0167E-06
nC5H12	72.15	0.00	0.00	0
C6H14	86.17	0.00	0.00	0
Total		38262.31	631312.93	1

Komposisi Hasil Bawah

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam	Xb
N2	28.02	0.00	0.00	0
CH4	16.04	0.00	0.00	0
CO2	44.01	0.00	0.00	0
C2H6	30.07	8.45	254.10	0.022282174
C3H8	44.09	239.18	10545.34	0.630664106

iC4H10	58.12	37.19	2161.42	0.098059925
nC4H10	58.12	44.10	2562.82	0.116270481
iC5H12	72.15	14.78	1066.66	0.038982348
nC5H12	72.15	9.16	660.88	0.024152773
C6H14	86.17	26.39	2274.12	0.069588194
Total		379.25	19525.35	1

Persamaan Antoine :

Kesetimbangan Uap Cair Dapat Didekati Dengan Menggunakan Pers Antione

$$\text{Ln Po} = A - \frac{B}{T + C}$$

Dimana :

A. B .C = Konstanta Antoine

T = Kelvin

Po Tekanan Uap Murni (mmHG)

Kondisi Operasi Menara

Kondisi Umpan

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam	Y	A	B	C
N2	28.02	8.48	237.57	0.000219421	14.9542	588.72	-6.6
CH4	16.04	37138.35	595699.09	0.9610986	15.2243	597.84	-7.16
CO2	44.01	3.50	154.05	9.0583E-05	22.5898	3103.39	-0.16
C2H6	30.07	1014.79	30514.77	0.026261651	15.667	1511.42	-17.16
C3H8	44.09	323.21	14250.45	0.008364384	15.726	1872.46	-25.16
iC4H10	58.12	47.22	2744.26	0.001221924	16.768	2302.35	-35.97
nC4H10	58.12	55.64	3233.61	0.001439819	16.0499	2230.51	-39.15
iC5H12	72.15	14.82	1069.47	0.000383598	15.6338	2348.67	-40.05
nC5H12	72.15	9.16	660.88	0.000237047	15.8333	2477.07	-39.94
C6H14	86.17	26.39	2274.12	0.000682972	15.8366	2697.55	-48.73
		38641.56	650838.28	1			

1. Kondisi Operasi Puncak Menara :

Kondisi Operasi Puncak Menara Pada Uap Jenuh

Dew Point (Titik Embun Cairan)

Ptotal = 22800 mmHg = 30 atm

Suhu = 210.8457094 K = -62.1542906 Celcius

Komponen	Yi	LnPo	Po	K = Po/P	Xi = Yi/Ki	αi	
N2	0.000221596	12.0717894	174868.4733	7.669659881	2.88924E-05	26617.659	
CH4	0.970624784	12.2891898	217333.8253	9.532185321	0.101826051	33081.5358	
CO2	9.14809E-05	7.85984983	2591.131248	0.113646107	0.000804963	394.409848	
C2H6	0.026301094	7.86353322	2600.692969	0.114065481	0.23057891	395.865289	lk
C3H8	0.002196295	5.64197142	282.0181477	0.012369217	0.177561398	42.92748	
iC4H10	0.000262089	3.60236363	36.68484142	0.001608984	0.162890825	5.58399454	
nC4H10	0.000301644	3.0588357	21.30274004	0.000934331	0.322844917	3.2426032	
iC5H12	1.0167E-06	1.88245924	6.569641348	0.000288142	0.003528455	1	hk
nC5H12	0	1.33951855	3.817205282	0.000167421	0	0.58103709	
C6H14	0	-0.8030582	0.447956907	0.000019647	0	0.0681859	
Total	1				1.00		

2. Kondisi Operasi Dasar Menara

Kondisi Operasi Pada Dasar Menara Pada Cair Jenuh

Bubble Point (Titik Didih Cairan)

Ptotal = 23560 mmHg = 31 atm

Suhu = 368.2555516 Kelvin = 95.26 Celcius

Komponen	Xi	LnPo	Po	K = Po/P	Yi = Xi * Ki	αi	
N2	0	13.3263527	613142.5524	26.02472633	0	127.567726	
CH4	0	13.5686717	781266.6092	33.16072195	0	162.546874	
CO2	0	14.1588641	1409667.054	59.8330668	0	293.28909	
C2H6	0.022282174	11.362132	86002.53183	3.650362132	0.081338002	17.8933062	lk
C3H8	0.630664106	10.2684533	28809.29298	1.222805305	0.771179414	5.99393402	
iC4H10	0.098059925	9.8391703	18754.14919	0.796016519	0.07805732	3.9019053	
nC4H10	0.116270481	9.27240874	10640.35088	0.451627796	0.052510981	2.21378432	
iC5H12	0.038982348	8.47770533	4806.408093	0.204007135	0.007952677	1	hk
nC5H12	0.024152773	8.28851576	3977.925611	0.168842343	0.004078011	0.8276296	
C6H14	0.069588194	7.39423917	1626.586903	0.069040191	0.004804382	0.33842047	
Total	1.00				1.00		

3. Kondisi Operasi Pada Umpan

Kondisi Operasi Pada Umpan Menara Pada Cair Jenuh

Ptotal = 23180 mmHg = 30.5 atm

Suhu = 263.1680143 Kelvin = -9.8320 Celcius

Komponen	Xi	LnPo	Po	K = Po/P	Yi = Xi/Ki	αi	
N2	0.000219421	12.6596038	314771.9741	13.57946394	1.61583E-05	1905.28224	
CH4	0.9610986	12.8890606	395956.8846	17.08183281	0.056264372	2396.68612	
CO2	9.0583E-05	10.7901976	48542.62655	2.094159903	4.32551E-05	293.823504	
C2H6	0.026261651	9.52321642	13673.52029	0.589884396	0.044519996	82.7644057	lk
C3H8	0.008364384	7.85878593	2588.375988	0.111664193	0.074906595	15.6671725	
iC4H10	0.001221924	6.63432869	760.7681814	0.032820025	0.03723106	4.60485121	
nC4H10	0.001439819	6.09306681	442.7772452	0.019101693	0.075376488	2.68008492	
iC5H12	0.000383598	5.10721833	165.2101549	0.007127272	0.05382122	1	hk
nC5H12	0.000237047	4.73670889	114.0582048	0.00492054	0.048174974	0.69038253	
C6H14	0.000682972	3.2569741	25.97083286	0.001120398	0.609579999	0.15719877	
Total	1				1.0		

Penentuan light key komponen dan heavy key komponent

Dari pers.9-164 treyball. key komponent dapat ditentukan :

$$\frac{Xj \times D}{Zj \times F} = \frac{(\alpha j - 1) \times l_k}{(\alpha_{lk} - 1) \times l_k} + \frac{(\alpha_{lk} - 1) \times h_k \times D}{(\alpha_{lk} - 1) \times h_k \times F}$$

Alpha Rata - Rata :

Alpha 1 Rata - Rata =	26617.65902
Alpha 2 Rata - Rata =	33081.53578
Alpha 3 Rata - Rata =	394.4098484
Alpha 4 Rata - Rata =	84.16257383
Alpha 5 Rata - Rata =	16.04071329
Alpha 6 Rata - Rata =	4.667785113
Alpha 7 Rata - Rata =	2.679258128
Alpha 8 Rata - Rata =	1
Alpha 9 Rata - Rata =	0.693457636
Alpha 10 Rata - Rata =	0.151906236

Jadi :

N2 =	316.5532135
CH4 =	393.4277752
CO2 =	4.681427977
C2H6 =	0.991672721
C3H8 =	0.181502855
iC4H10 =	0.046245191

nC4H10 =	0.022595739
iC5H10 =	0.002624407
nC5H10 =	-0.001021286
C6H14 =	-0.00746193

Jika Xj.D / Zj.F <-0.01 atau > 1.01 maka komponen tidak terdistribusi
Jika 0.01< Xj.D / Zj.F < 0.99 maka komponen terdistribusi.

Sehingga :

N2 =	Tidak Terdistribusi
CH4 =	Tidak Terdistribusi
CO2 =	Tidak Terdistribusi
C2H6 =	Terdistribusi
C3H8 =	Terdistribusi
iC4H10 =	Terdistribusi
nC4H10 =	Terdistribusi
iC5H10 =	Terdistribusi
nC5H10 =	Tidak Terdistribusi
C6H14 =	Tidak Terdistribusi

Perhitungan Reflux Dan Jumlah Plate

1. Umpan Masuk Masuk Pada Keadaan Cair Jenuh Sehingga : Q = 1

Dari Persamaan Underwood. (R.K Sinnot, 1983) Dapat Ditentukan Harga Theta :

$$\sum \frac{\alpha i \times Xif}{\alpha i - \theta} = 1 - Q$$

Nilai Q Tergantung Pada kondisi Umpan
Umpan Dimasukkan Pada Menara Pada Keadaan Cair Jenuh Maka :

Q = 1

Dimana :

αi =	Relative Volatility di Destilat
Q =	Kondisi Umpan (Cair Jenuh)
xif =	Fraksi Komponen I, Hasil Atas
θ =	Konstanta Underwood

Tentukan Harga Theta Dengan Trial , θ = 2.68

Komponen	αi*Xif/αi-q = 1-q
N2	0.00021973
CH4	0.962176094
CO2	9.14181E-05
C2H6	0.027141821
C3H8	0.010093493
iC4H10	0.002929211
nC4H10	-1.00323462
iC5H12	-0.000227799
nC5H12	-8.20914E-05
C6H14	-4.24906E-05
Total	0.00

2. Menentukan Jumlah Reflux

Dari Persamaan 11.61, Underwood. Maka Jumlah Rmin Dapat Ditentukan.

$$\sum \frac{\alpha i \times Xid}{\alpha i - \theta} = Rm + 1$$

. Coulson Hal 421

Komponen	αi *Xid/αi-θ = Rm+1
N2	0.000221618
CH4	0.970703538

CO2	9.21077E-05
C2H6	0.026480631
C3H8	0.002342771
iC4H10	0.000504645
nC4H10	0.00175078
iC5H12	-6.03764E-07
nC5H12	0
C6H14	0
Total	1.002095487

Rm + 1 = 1.002095487

Rm = 0.002095487

Jika R = 1.5 Rmin Maka Nilai R = 0.00314323

R = 0.00314323

3. Menentukan Jumlah Plate

Jumlah Plate minimum Dapat Didekati Dengan Menggunakan Persamaan Fenske :

$$N_m = \frac{\text{Log}\left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right]_D\left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right]_B}{\text{Log}\,(\alpha_{lk})_{avg}} = 2.41839223$$

$$\text{Log}\left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right]_D\left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right]_B = 4.655692852$$

$$(\alpha_{LK})_{avg} = ((\alpha_{LK})_D(\alpha_{LK})_B)^{1/2} = 1.925119008$$

Jadi Jumlah Plate Minimum = 2

Menghitung Jumlah Plate Teoritis Digunakan Pers. Gilliland,
Fig 13.31 Perry's(Chemical Engineering Handbook)
Jika Diketahui :

Nmin = 2.41839223

Rmin = 0.002095487

Korelasi Gilliland Dapat Didekati Dengan Menggunakan Persamaan Molokanov "

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - Exp\left[\left(\frac{(1 + (54.4\psi))}{(11 + (117.2\psi))}\right) * \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}}\right)\right]$$

Dimana X = (R - Rmin)/(R + 1) = 0.001044461

= 0.05302537

Y = 0.94697463

Np = (Nm + Y)/ 63.4671026

Diperoleh Jumlah Plate Teoritis = 63

4. Penentuan Efisiensi Plate

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total adalah Korelasi O'Connell.

$$E_o = 51 - 32.5\log\left(\mu_a \alpha_a\right)$$ (Coulson and Richardson, 1983, Hal 442)

Dimana :

ma = Viskositas rata-rata molar cairan, mNs/m^2
aa = Volatilitas rata-rata komponen light key.

Suhu Kolom Rata - Rata :

Td = -62.1542906 Celcius
Tf = -9.831985672 Celcius
Tb = 95.25555163 Celcius
ST/3 = 7.756425119 Celcius 280.7564251 Kelvin

No	Komponen	Xf	visa	visb	μ	Xf.μ
1	N2	0.00021942	90.3	46.14	2.31E-02	5.08E-06
2	CH4	0.9610986	114.14	57.6	2.66E-02	2.56E-02
3	C2H6	0.02626165	156.6	95.57	8.30E-02	2.18E-03
4	C3H8	0.00836438	222.67	133.4	1.33E-01	1.11E-03
5	iC4H10	0.00122192	302.51	170.2	2.00E-01	2.44E-04
6	nC4H10	0.00143982	265.84	160.2	1.94E-01	2.79E-04
7	iC5H12	0.0003836	367.32	191.58	2.46E-01	9.44E-05
8	nC5H12	0.00023705	313.66	182.48	2.50E-01	5.93E-05
9	C6H14	0.00068297	362.79	207.09	3.47E-01	2.37E-04
10	CO2	9.0583E-05	578.08	185.24	8.68E-02	7.86E-06
						2.98E-02

Volatilitas Relatif LK :

Destilat	Bottom	Rata - Rata
395.865289	17.89330622	206.8792975

Jadi Diperoleh Efisiensi : Eo = 2.53E+01 2.53E-01

Jumlah Plate Aktual : (Np)Aktual = Np/Eo = 250.536 Plate
= 251.000

5. Penentuan Feed Plate

Berdasarkan Persamaan (8-47. Ludwig. Hal 31) Maka Pendekatan Yang Digunakan :
Untuk Menentukan Feed Plate Adalah

$$\frac{n+1}{m+1} = \frac{\log\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_F\right]}{\log\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_F \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_B\right]} = 1.240084815$$

Dimana :

n = jumlah *plate* pada seksi *rectifying*
m = jumlah *plate* pada seksi *stripping*
n+m = jumlah *plate* total

$$\mathrm{Log}\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_F\right] = 2.577337237$$

$$\text{Log}\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_F \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_B\right] = 2.078355615$$

Jadi :

$$\frac{n+1}{m+1} = 1.240084815$$

$n + 1 = (m + 1) * 1.240084815$
$n + 1 = 1.240084815m + 1.240084815$

Jika m = (Np - n) Maka :

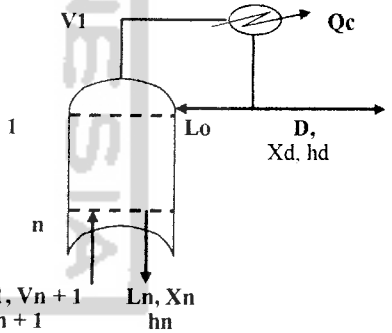
$n + 1 = (1.240084815*63 - 1.240084815n) + 1.240084815$
$n + 1 = 78.12534335 - 1.240084815n + 1.240084815$
$= 79.365428816 - 1.240084815n$
$= 79.365428816 - 1.240084815n - n - 1$
$= 78.365428816 - 2.240084815n$
$n = 35$ Plate
$m = 28.000$ Plate

Dari fig. 11-13 coulson-richardson diperoleh efisiensi plate 25.3%, maka diperoleh jumlah plate aktual :

Seksi rectifiying = 138 Plate
Seksi stripping = 110 Plate

Plate To Plate

Asumsi :
1. Aliran Cairan Dan Uap Pada Setiap Section Tetap
2. Terjadi Kesetimbangan Fase Di Tiap Plate



Neraca Massa

Total : $F = D + B$
Komponen : $zfi.F = xdi.D + xbi.B$
atau,
$fi = di + bi$

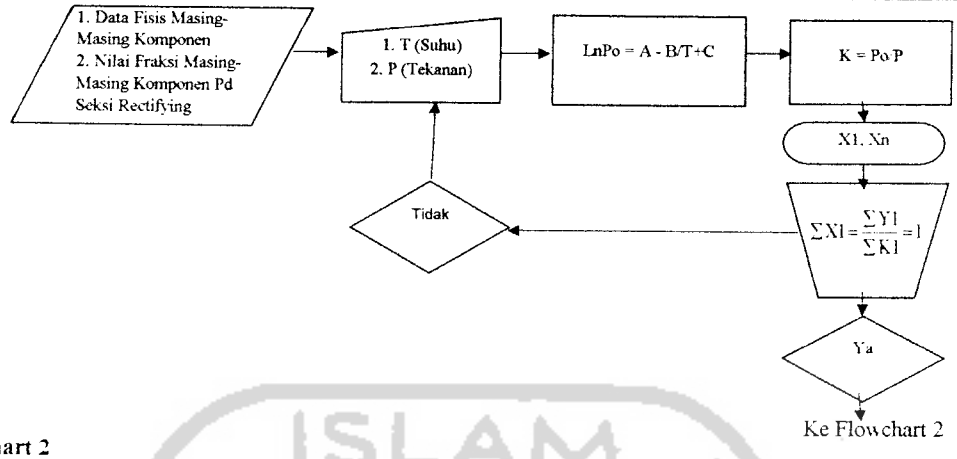
Kesetimbangan Bagian Rectifying Dapat Didekati Dengan : Pers A

$$y_{n+1} = \frac{Ln}{Vn+1} Xn + \frac{D}{Vn+1} XD$$

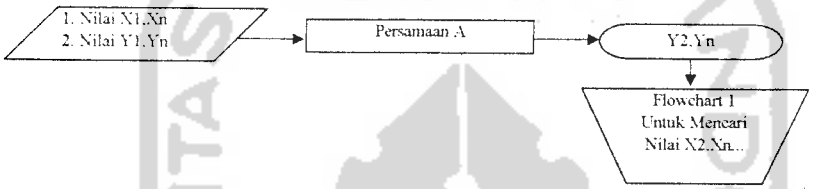
Persamaan A

Dimana : L, V, D , B = Jumlah Mol Light Plus Heavy Keys Dalam Reflux, Aliran Uap, Destilat Dan Bottoms
yn = Fraksi Mol Light Key Dalam Uap Dari Plate Nomor n
xn = Fraksi Mol Light Key Dalam Cairan Dari Plate Nomor n

Sehingga Harus Dipenuhi :



Flowchart 2



Jika :

R =	0.00314323	
Lo =	120.2672611	(R * D)
V1 =	38382.57828	(R + 1) * D
L / V =	0.003133382	

Rectifying Section

Stage I

Ptotal =	22800	mmHg	30 atm
Suhu =	210.8488136	Kelvin	-62.15118641 Celcius

Komponen	Y1	Ln Po	Po	K = Po/P	X1	
N2	0.0002216	12.0718332	174876.1339	7.670005875	2.8891E-05	
CH4	0.97062478	12.28923455	217343.547	9.532611712	0.1018215	
CO2	9.1481E-05	7.860066859	2591.693648	0.113670774	0.00080479	
C2H6	0.02630109	7.863658279	2601.018242	0.114079747	0.23055007	lk
C3H8	0.0021963	5.642139999	282.0656934	0.012371302	0.17753147	
iC4H10	0.00026209	3.602597326	36.69341556	0.00160936	0.16285276	
nC4H10	0.00030164	3.059070574	21.30774399	0.00093455	0.3227691	
iC5H12	1.0167E-06	1.882709166	6.571283468	0.000288214	0.00352757	hk
nC5H12	0	1.339781802	3.818210288	0.000167465	0	
C6H14	0	-0.802739631	0.448099653	1.96535E-05	0	
	1				0.99988615	

Komponen	Y1	X1	Y2
N2	0.0002216	2.88912E-05	0.000220992
CH4	0.97062478	0.101821496	0.967902492
CO2	9.1481E-05	0.000804788	9.37159E-05
C2H6	0.02630109	0.230550075	0.026941084
C3H8	0.0021963	0.177531468	0.002745687
iC4H10	0.00026209	0.162852762	0.000771547
nC4H10	0.00030164	0.322769099	0.001312057
iC5H12	1.0167E-06	0.003527573	1.20667E-05

nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
	1	0.999886152	0.999999643

Stage 2

Ptotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 225.8550121 Kelvin -47.14498787 Celcius

Komponen	Y2	Ln Po	Po	K= Po / P	X2	
N2	0.00022099	12.26910745	213012.7812	9.34266584	2.3654E-05	
CH4	0.96790249	12.49062997	265834.7015	11.65941673	0.08301466	
CO2	9.3716E-05	8.839429663	6901.055591	0.302677877	0.00030962	
C2H6	0.02694108	8.424756956	4558.536717	0.199935821	0.13474866	lk
C3H8	0.00274569	6.396121892	599.515538	0.026294541	0.10442044	
iC4H10	0.00077155	4.643030398	103.8586041	0.004555202	0.16937721	
nC4H10	0.00131206	4.103193404	60.53328649	0.002654969	0.49418943	
iC5H12	1.2067E-05	2.993290613	19.95122636	0.000875054	0.01378972	hk
nC5H12	0	2.509631451	12.30039592	0.000539491	0	
C6H14	0	0.606960958	1.834846742	8.04757E-05	0	
	0.99999964				0.99987339	

Komponen	Y2	X2	Y3
N2	0.00022099	2.3654E-05	0.000220373
CH4	0.96790249	0.083014658	0.965129801
CO2	9.3716E-05	0.000309623	9.43925E-05
C2H6	0.02694108	0.134748662	0.027278887
C3H8	0.00274569	0.104420436	0.003064273
iC4H10	0.00077155	0.169377208	0.001299853
nC4H10	0.00131206	0.494189434	0.00285643
iC5H12	1.2067E-05	0.013789717	5.52374E-05
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
	0.99999964	0.999873391	0.999999248

Stage 3

Ptotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 236.2743728 Kelvin -36.72562722 Celcius

Komponen	Y3	Ln Po	Po	K = Po / P	X3	
N2	0.00022037	12.39091881	240606.6709	10.55292416	2.0883E-05	
CH4	0.9651298	12.6149482	301024.8819	13.2028457	0.07310013	
CO2	9.4392E-05	9.446212155	12660.11976	0.55526841	0.00016999	
C2H6	0.02727889	8.76914122	6432.645866	0.282133591	0.09668784	lk
C3H8	0.00306427	6.856589664	950.1213031	0.041671987	0.07353317	
iC4H10	0.00129985	5.273742695	195.1449655	0.00855899	0.15186994	
nC4H10	0.00285643	4.734657909	113.8245137	0.004992303	0.57216683	
iC5H12	5.5237E-05	3.66449177	39.03629171	0.001712118	0.0322626	hk
nC5H12	0	3.216711448	24.94594908	0.001094121	0	
C6H14	0	1.453070598	4.276224945	0.000187554	0	
	0.99999925				0.99981139	

Komponen	Y3	X3	Y4
N2	0.00022037	2.08827E-05	0.000219748
CH4	0.9651298	0.073100135	0.962334732
CO2	9.4392E-05	0.000169994	9.46294E-05

C2H6	0.02727889	0.096687837	0.027496371
C3H8	0.00306427	0.073533168	0.003285079
iC4H10	0.00129985	0.151869939	0.001771647
nC4H10	0.00285643	0.572166835	0.004640297
iC5H12	5.5237E-05	0.032262599	0.000156155
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
	0.99999925	0.99981139	0.999998659

Stage 4

Ptotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 244.0346983 Kelvin -28.9653017 Celcius

Komponen	Y4	Ln Po	Po	K = Po / P	X4	
N2	0.00021975	12.4746972	261632.7801	11.47512193	1.915E-05	
CH4	0.96233473	12.70043399	327890.1716	14.38114788	0.06691641	
CO2	9.4629E-05	9.864453657	19234.36222	0.843612378	0.00011217	
C2H6	0.02749637	9.005084805	8144.391458	0.357210152	0.07697534	lk
C3H8	0.00328508	7.171059595	1301.222642	0.057071169	0.0575611	
iC4H10	0.00177165	5.702451549	299.6009878	0.013140394	0.13482448	
nC4H10	0.0046403	5.163240242	174.7297058	0.007663584	0.60549963	
iC5H12	0.00015616	4.119848122	61.54989349	0.002699557	0.0578448	hk
nC5H12	0	3.696434022	40.30332703	0.00176769	0	
C6H14	0	2.024592283	7.573022666	0.00033215	0	
	0.99999866				0.99975307	

Komponen	Y4	X4	Y5
N2	0.00021975	1.915E-05	0.00021912
CH4	0.96233473	0.066916406	0.959529045
CO2	9.4629E-05	0.000112172	9.46843E-05
C2H6	0.02749637	0.076975336	0.027651408
C3H8	0.00328508	0.057561099	0.003455147
iC4H10	0.00177165	0.134824476	0.002188552
nC4H10	0.0046403	0.605499631	0.006523019
iC5H12	0.00015616	0.057844804	0.000336916
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
	0.99999866	0.999753073	0.99999789

Stage 5

Ptotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 250.3139253 Kelvin -22.68607466 Celcius

Komponen	Y5	Ln Po	Po	K = Po / P	X5	
N2	0.00021912	12.53858095	278892.2968	12.23211828	1.7913E-05	
CH4	0.95952904	12.76561051	349972.7288	15.34968109	0.06251133	
CO2	9.4684E-05	10.18387834	26472.9396	1.161093842	8.1548E-05	
C2H6	0.02765141	9.184501377	9744.91975	0.427408761	0.06469546	lk
C3H8	0.00345515	7.409644879	1651.83964	0.072449107	0.04769067	
iC4H10	0.00218855	6.026617914	414.3114201	0.018171554	0.12043836	
nC4H10	0.00652302	5.486968873	241.5240062	0.010593158	0.61577657	
iC5H12	0.00033692	4.463695589	86.80772268	0.003807356	0.08849077	hk
nC5H12	0	4.058694397	57.89866905	0.002539415	0	
C6H14	0	2.454828634	11.64443792	0.000510721	0	
	0.99999789				0.99970262	

Komponen	Y5	X5	Y6
N2	0.00021912	1.79135E-05	0.000218489
CH4	0.95952904	0.062511334	0.956718346
CO2	9.4684E-05	8.15475E-05	9.46432E-05
C2H6	0.02765141	0.064695463	0.027767481
C3H8	0.00345515	0.047690672	0.003593753
iC4H10	0.00218855	0.120438357	0.002559074
nC4H10	0.00652302	0.615776567	0.008432042
iC5H12	0.00033692	0.088490767	0.000613136
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
	0.99999789	0.999702621	0.999996964

Stage 6

Ptotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 255.668694 Kelvin -17.331306 Celcius

Komponen	Y6	Ln Po	Po	K = Po / P	X6	
N2	0.00021849	12.59051474	293758.9297	12.88416358	1.6958E-05	
CH4	0.95671835	12.8185894	369013.8283	16.18481703	0.05911209	
CO2	9.4643E-05	10.44387279	34333.36105	1.505849169	6.285E-05	
C2H6	0.02776748	9.330040225	11271.58487	0.494367757	0.05616766	lk
C3H8	0.00359375	7.602835674	2003.870168	0.087889042	0.04088966	
iC4H10	0.00255907	6.288420181	538.3022367	0.023609747	0.10839056	
nC4H10	0.00843204	5.74820291	313.6265384	0.01375555	0.61299202	
iC5H12	0.00061314	4.741098832	114.5600148	0.005024562	0.12202765	hk
nC5H12	0	4.350960984	77.55295429	0.003401445	0	
C6H14	0	2.801096838	16.46269378	0.000722048	0	
	0.99999696				0.99965946	

Komponen	Y6	X6	Y7
N2	0.00021849	1.6958E-05	0.000217858
CH4	0.95671835	0.059112089	0.953905803
CO2	9.4643E-05	6.28504E-05	9.45435E-05
C2H6	0.02776748	0.056167662	0.02785647
C3H8	0.00359375	0.040889664	0.003710616
iC4H10	0.00255907	0.108390563	0.002890684
nC4H10	0.00843204	0.612992022	0.010326359
iC5H12	0.00061314	0.122027655	0.000993574
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
	0.99999696	0.999659463	0.999995907

Stage 7

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 260.3861089 Kelvin -12.61389113 Celcius

Komponen	Y7	LnPo	Po	K = Po/P	X7	
N2	0.00021786	12.63445128	306953.4188	13.46286925	1.6182E-05	
CH4	0.9539058	12.863406	385927.9621	16.926665	0.05635521	
CO2	9.4544E-05	10.66405583	42789.83413	1.876747111	5.0376E-05	
C2H6	0.02785647	9.452946718	12745.66788	0.559020521	0.04983085	lk
C3H8	0.00371062	7.765744189	2358.412941	0.103439164	0.03587245	
iC4H10	0.00289068	6.50870974	670.9601457	0.029428077	0.09822879	
nC4H10	0.01032636	5.967865872	390.6710385	0.017134695	0.60265792	
iC5H12	0.00099357	4.974312492	144.6493434	0.006344269	0.15660961	hk

nC5H12	0	4.596676171	99.15419572	0.004348868	0
C6H14	0	3.091633581	22.01300865	0.000965483	0
					0.99962138

Komponen	Y7	X7	Y8
N2	0.00021786	1.61821E-05	0.000217226
CH4	0.9539058	0.056355212	0.951093435
CO2	9.4544E-05	5.03763E-05	9.44051E-05
C2H6	0.02785647	0.049830853	0.027925324
C3H8	0.00371062	0.035872445	0.003811391
iC4H10	0.00289068	0.098228786	0.003189415
nC4H10	0.01032636	0.602657919	0.01218236
iC5H12	0.00099357	0.156609605	0.001481178
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999994733

Stage 8

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 264.6292505 Kelvin -8.370749544 Celcius

Komponen	Y8	LnPo	Po	K = Po/P	X8	
N2	0.00021723	12.67259821	318888.9522	13.98635755	1.5531E-05	
CH4	0.95109343	12.90231398	401239.5785	17.59822713	0.05404484	
CO2	9.4405E-05	10.85539233	51812.79129	2.272490846	4.1543E-05	
C2H6	0.02792532	9.559493725	14178.66608	0.621871319	0.04490531	lk
C3H8	0.00381139	7.906791494	2715.663252	0.119108037	0.03199944	
iC4H10	0.00318941	6.699087435	811.6647903	0.035599333	0.08959198	
nC4H10	0.01218236	6.157592857	472.289836	0.020714466	0.58810881	
iC5H12	0.00148118	5.17571006	176.922195	0.007759745	0.19087971	hk
nC5H12	0	4.808874065	122.5935075	0.005376908	0	
C6H14	0	3.342114751	28.27886629	0.001240301	0	
					0.99958717	

Komponen	Y8	X8	Y9
N2	0.00021723	1.55313E-05	0.000216594
CH4	0.95109343	0.054044844	0.948282639
CO2	9.4405E-05	4.15426E-05	9.42395E-05
C2H6	0.02792532	0.044905309	0.027978528
C3H8	0.00381139	0.031999444	0.003899715
iC4H10	0.00318941	0.089591984	0.003460147
nC4H10	0.01218236	0.588108808	0.013986957
iC5H12	0.00148118	0.190879708	0.002074636
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999993456

Stage 9

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 268.4991571 Kelvin -4.500842877 Celcius

Komponen	Y9	LnPo	Po	K = Po/P	X9
N2	0.00021659	12.7063119	329823.1547	14.46592784	1.4973E-05
CH4	0.94828264	12.93669792	415275.7007	18.21384652	0.05206383
CO2	9.424E-05	11.02462243	61366.68849	2.691521425	3.5013E-05

C2H6	0.02797853	9.653531914	15576.70666	0.683188889	0.04095284	lk
C3H8	0.00389971	8.031143068	3075.254891	0.1348796	0.02891256	
iC4H10	0.00346015	6.866661052	959.7386923	0.042093802	0.08220087	
nC4H10	0.01398696	6.324509996	558.0842834	0.024477381	0.57142378	
iC5H12	0.00207464	5.352869094	211.2134204	0.009263747	0.22395213	hk
nC5H12	0	4.995536897	147.7522518	0.006480362	0	
C6H14	0	3.562129663	35.23816272	0.001545533	0	
					0.999556	

Komponen	Y9	X9	Y10
N2	0.00021659	1.49727E-05	0.000215962
CH4	0.94828264	0.052063832	0.945474444
CO2	9.424E-05	3.50135E-05	9.40539E-05
C2H6	0.02797853	0.040952845	0.028019182
C3H8	0.00389971	0.028912563	0.00397809
iC4H10	0.00346015	0.082200868	0.003706872
nC4H10	0.01398696	0.571423779	0.01573362
iC5H12	0.00207464	0.223952132	0.002769863
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999992086

Stage 10

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 272.0634248 Kelvin -0.936575 Celcius

Komponen	Y10	LnPo	Po	K = Po/P	X10	
N2	0.00021596	12.73649336	339929.4448	14.90918618	1.4485E-05	
CH4	0.94547444	12.96747754	428256.4751	18.78317873	0.05033623	
CO2	9.4054E-05	11.17622549	71412.30598	3.132118683	3.0029E-05	
C2H6	0.02801918	9.737617133	16943.12004	0.7431193	0.03770482	lk
C3H8	0.00397809	8.142225084	3436.555993	0.15072614	0.02639283	
iC4H10	0.00370687	7.01614011	1114.476548	0.04888055	0.07583531	
nC4H10	0.01573362	6.473337372	647.6415447	0.028405331	0.55389672	
iC5H12	0.00276986	5.510808188	247.3509523	0.010848726	0.25531686	hk
nC5H12	0	5.161951334	174.5046405	0.007653712	0	
C6H14	0	3.75802286	42.8635948	0.001879982	0	
					0.99952729	

Komponen	Y10	X10	Y11
N2	0.00021596	1.44852E-05	0.000215331
CH4	0.94547444	0.050336232	0.942669634
CO2	9.4054E-05	3.00289E-05	9.38533E-05
C2H6	0.02801918	0.037704823	0.028049531
C3H8	0.00397809	0.026392832	0.004048324
iC4H10	0.00370687	0.075835312	0.003932878
nC4H10	0.01573362	0.553896723	0.01741989
iC5H12	0.00276986	0.255316858	0.003561189
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999990629

Stage 11

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 275.3703246 Kelvin 2.370324644 Celcius

Komponen	Y11	LnPo	Po	K = Po/P	X11

N2	0.00021533	12.76377961	349332.5481	15.32160299	1.4054E-05	
CH4	0.94266963	12.99530303	440340.2637	19.31316946	0.04880968	
CO2	9.3853E-05	11.31336986	81909.46728	3.592520495	2.6125E-05	
C2H6	0.02804953	9.813554743	18279.8519	0.80174789	0.03498547	lk
C3H8	0.00404832	8.242455895	3798.858459	0.166616599	0.02429724	
iC4H10	0.00393288	7.150845122	1275.183185	0.055929087	0.070319	
nC4H10	0.01741989	6.607401759	740.5563727	0.032480543	0.5363177	
iC5H12	0.00356119	5.653064152	285.163914	0.012507189	0.28473134	hk
nC5H12	0	5.311843158	202.7235358	0.008891383	0	
C6H14	0	3.93426089	51.12434945	0.002242296	0	
					0.99950062	

Komponen	Y11	X11	Y12
N2	0.00021533	1.40541E-05	0.0002147
CH4	0.94266963	0.048809681	0.93986883
CO2	9.3853E-05	2.61246E-05	9.36411E-05
C2H6	0.02804953	0.034985475	0.028071264
C3H8	0.00404832	0.024297241	0.004111771
iC4H10	0.00393288	0.070319004	0.004140891
nC4H10	0.01741989	0.536317703	0.019045795
iC5H12	0.00356119	0.284731338	0.004442202
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999989094

Stage 12

PTotal = 22800 mmHg 30 atm

Suhu = 278.4561823 Kelvin 5.456182344 Celcius

Komponen	Y12	LnPo	Po	K = Po/P	X12	
N2	0.0002147	12.78864322	358127.0948	15.70732872	1.3669E-05	
CH4	0.93986883	13.02065675	451647.2589	19.8090903	0.04744634	
CO2	9.3641E-05	11.43840736	92819.06675	4.0710117	2.3002E-05	
C2H6	0.02807126	9.882682807	19588.2036	0.859131737	0.03267399	lk
C3H8	0.00411177	8.333626445	4161.481605	0.182521123	0.02252765	
iC4H10	0.00414089	7.273232184	1441.20116	0.063210577	0.06550946	
nC4H10	0.01904579	6.72916295	836.4468253	0.036686264	0.51915329	
iC5H12	0.0044422	5.782251785	324.4890481	0.014231976	0.31212828	hk
nC5H12	0	5.447966914	232.2854293	0.010187957	0	
C6H14	0	4.094142208	59.98785995	0.002631046	0	
					0.99947568	

Komponen	Y12	X12	Y13
N2	0.0002147	1.36688E-05	0.00021407
CH4	0.93986883	0.04744634	0.93707253
CO2	9.3641E-05	2.30019E-05	9.34198E-05
C2H6	0.02807126	0.032673992	0.028085686
C3H8	0.00411177	0.022527646	0.004169475
iC4H10	0.00414089	0.06550946	0.004333182
nC4H10	0.01904579	0.519153291	0.020612822
iC5H12	0.0044422	0.312128275	0.0054063
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999987485

Stage 13

PTotal = 22800 mmHg 30 atm

Suhu = 281.3494538 Kelvin 8.349453806 Celcius

Komponen	Y13	LnPo	Po	K = Po/P	X13	
N2	0.00021407	12.81144779	366387.8635	16.06964314	1.3321E-05	
CH4	0.93707253	13.04390979	462272.486	20.27510904	0.04621788	
CO2	9.342E-05	11.55314853	104104.2964	4.565977911	2.046E-05	
C2H6	0.02808569	9.946029771	20869.20218	0.915315885	0.03068415	lk
C3H8	0.00416948	8.417112096	4523.820215	0.198413167	0.02101411	
iC4H10	0.00433318	7.385185081	1611.926104	0.070698513	0.06129099	
nC4H10	0.02061282	6.840506812	934.9628651	0.041007143	0.50266419	
iC5H12	0.0054063	5.900375564	365.1745886	0.016016429	0.33754714	hk
nC5H12	0	5.572434235	263.0737036	0.01153832	0	
C6H14	0	4.240192409	69.4212078	0.00304479	0	
					0.99945223	

Komponen	Y13	X13	Y14
N2	0.00021407	1.33214E-05	0.000213441
CH4	0.93707253	0.046217879	0.934281142
CO2	9.342E-05	2.046E-05	9.31911E-05
C2H6	0.02808569	0.030684145	0.028093828
C3H8	0.00416948	0.021014105	0.004222256
iC4H10	0.00433318	0.061290991	0.004511652
nC4H10	0.02061282	0.50266419	0.022123273
iC5H12	0.0054063	0.33754714	0.006447024
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999985808

Stage 14

Ptotal= 22800 mmHg 30 atm

Suhu= 284.0731053 Kelvin 11.0731053 Celcius

Komponen	Y14	LnPo	Po	K = Po/P	X14	
N2	0.00021344	12.83248085	374175.7381	16.41121658	1.3006E-05	
CH4	0.93428114	13.06535559	472293.358	20.71462096	0.0451025	
CO2	9.3191E-05	11.65902596	115731.2491	5.075931976	1.8359E-05	
C2H6	0.02809383	10.00440806	22123.77399	0.970340964	0.02895253	lk
C3H8	0.00422226	8.493998368	4885.360545	0.214270199	0.01970529	
iC4H10	0.00451165	7.488188701	1786.812706	0.078368978	0.05756937	
nC4H10	0.02212327	6.942919271	1035.789556	0.045429367	0.48698177	
iC5H12	0.00644702	6.009014687	407.0820193	0.017854475	0.36108729	hk
nC5H12	0	5.686908764	294.980356	0.012937735	0	
C6H14	0	4.374398902	79.39210277	0.00348211	0	
					0.99943011	

Komponen	Y14	X14	Y15
N2	0.00021344	1.30058E-05	0.000212813
CH4	0.93428114	0.045102498	0.931495006
CO2	9.3191E-05	1.83594E-05	9.29567E-05
C2H6	0.02809383	0.028952532	0.028096518
C3H8	0.00422226	0.019705287	0.00427077
iC4H10	0.00451165	0.057569367	0.004677903
nC4H10	0.02212327	0.486981769	0.023579852
iC5H12	0.00644702	0.361087293	0.007558247

nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999984067

Stage 15

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 286.6460856 Kelvin 13.64608559 Celcius

Komponen	Y15	LnPo	Po	K = Po/P	X15	
N2	0.00021281	12.85197458	381541.3759	16.73427087	1.2717E-05	
CH4	0.93149501	13.08523108	481774.3247	21.13045284	0.04408306	
CO2	9.2957E-05	11.75719711	127669.1084	5.5995223	1.6601E-05	
C2H6	0.02809652	10.05847295	23352.81826	1.024246415	0.02743141	lk
C3H8	0.00427077	8.565160081	5245.679586	0.230073666	0.01856262	
iC4H10	0.0046779	7.5834382	1965.374713	0.086200645	0.0542676	
nC4H10	0.02357985	7.037595847	1138.646832	0.049940651	0.47215749	
iC5H12	0.00755825	6.109439569	450.0864022	0.019740632	0.38287767	hk
nC5H12	0	5.792728872	327.9066199	0.014381869	0	
C6H14	0	4.498358648	89.86950267	0.003941645	0	
					0.99940917	

Komponen	Y15	X15	Y16
N2	0.00021281	1.27172E-05	0.000212186
CH4	0.93149501	0.044083059	0.928714406
CO2	9.2957E-05	1.66008E-05	9.27174E-05
C2H6	0.02809652	0.027431405	0.028094434
C3H8	0.00427077	0.01856262	0.004315552
iC4H10	0.0046779	0.054267605	0.004833286
nC4H10	0.02357985	0.472157491	0.024985417
iC5H12	0.00755825	0.382877674	0.008734266
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999982265

Stage 16

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 289.0842882 Kelvin 16.08428823 Celcius

Komponen	Y16	LnPo	Po	K = Po/P	X16	
N2	0.00021219	12.87011949	388527.5998	17.0406842	1.2452E-05	
CH4	0.92871441	13.10373067	490769.9024	21.52499572	0.04314586	
CO2	9.2717E-05	11.84861234	139890.0923	6.135530363	1.5112E-05	
C2H6	0.02809443	10.10876168	24557.2321	1.077071583	0.02608409	lk
C3H8	0.00431555	8.631313821	5604.436645	0.245808625	0.01755655	
iC4H10	0.00483329	7.671911367	2147.181578	0.094174631	0.05132259	
nC4H10	0.02498542	7.125514251	1243.287365	0.054530148	0.45819456	
iC5H12	0.00873427	6.202689061	494.0758564	0.021669994	0.40305808	hk
nC5H12	0	5.89098899	361.7628874	0.015866793	0	
C6H14	0	4.613376067	100.8239642	0.004422104	0	
					0.9993893	

Komponen	Y16	X16	Y17
N2	0.00021219	1.24517E-05	0.00021156
CH4	0.92871441	0.043145858	0.925939582
CO2	9.2717E-05	1.51116E-05	9.24742E-05
C2H6	0.02809443	0.026084092	0.028088135
C3H8	0.00431555	0.017556552	0.004357041

iC4H10	0.00483329	0.05132259	0.004978955
nC4H10	0.02498542	0.458194563	0.026342827
iC5H12	0.00873427	0.403058082	0.009969833
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999980407

Stage 17

PTotal = 22800 mmHg 30 atm
Suhu = 291.4012133 Kelvin 18.40121333 Celcius

Komponen	Y17	LnPo	Po	K = Po/P	X17	
N2	0.00021156	12.88707398	395171.0449	17.33206337	1.2206E-05	
CH4	0.92593958	13.12101599	499326.7582	21.90029641	0.04227977	
CO2	9.2474E-05	11.93406222	152369.2637	6.682862442	1.3838E-05	
C2H6	0.02808814	10.15572042	25737.91348	1.128855854	0.02488195	lk
C3H8	0.00435704	8.693054287	5961.362174	0.261463253	0.01666407	
iC4H10	0.00497895	7.754418731	2331.853517	0.102274277	0.04868238	
nC4H10	0.02634283	7.207484653	1349.49355	0.059188314	0.44506804	
iC5H12	0.00996983	6.289623901	538.9505923	0.023638184	0.42176815	hk
nC5H12	0	5.98259592	396.4682335	0.017388958	0	
C6H14	0	4.720530801	112.2278075	0.004922272	0	
					0.9993704	

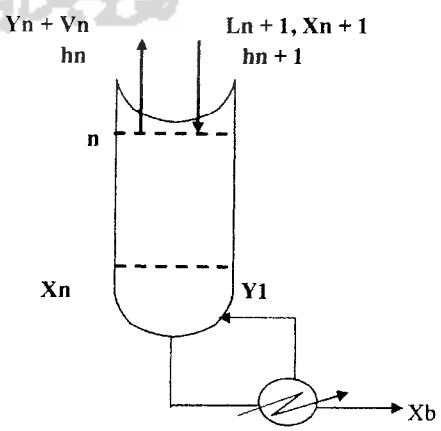
Komponen	Y17	X17	Y18
N2	0.00021156	1.22063E-05	0.000210936
CH4	0.92593958	0.042279774	0.923170739
CO2	9.2474E-05	1.38375E-05	9.22278E-05
C2H6	0.02808814	**0.02488195**	0.028078089
C3H8	0.00435704	0.016664066	0.004395604
iC4H10	0.00497895	0.048682375	0.005115894
nC4H10	0.02634283	0.445068039	0.027654853
iC5H12	0.00996983	**0.421768149**	0.011260154
nC5H12	0	0	0
C6H14	0	0	0
			0.999978496

Jadi Jumlah Plate Aktual =
Seksi Rectifying = 67.1936759 Plate

Stripping Section

Asumsi :

1. Aliran Cairan Dan Uap Pada Setiap Section Tetap
2. Terjadi Kesetimbangan Fase Di Tiap Plate



Kesetimbangan Bagian Stripping Dapat Didekati Dengan : Pers B

$$y_{m+1} = \frac{Lm}{Vm-1} Xm - \frac{B}{Vm-1} XB$$

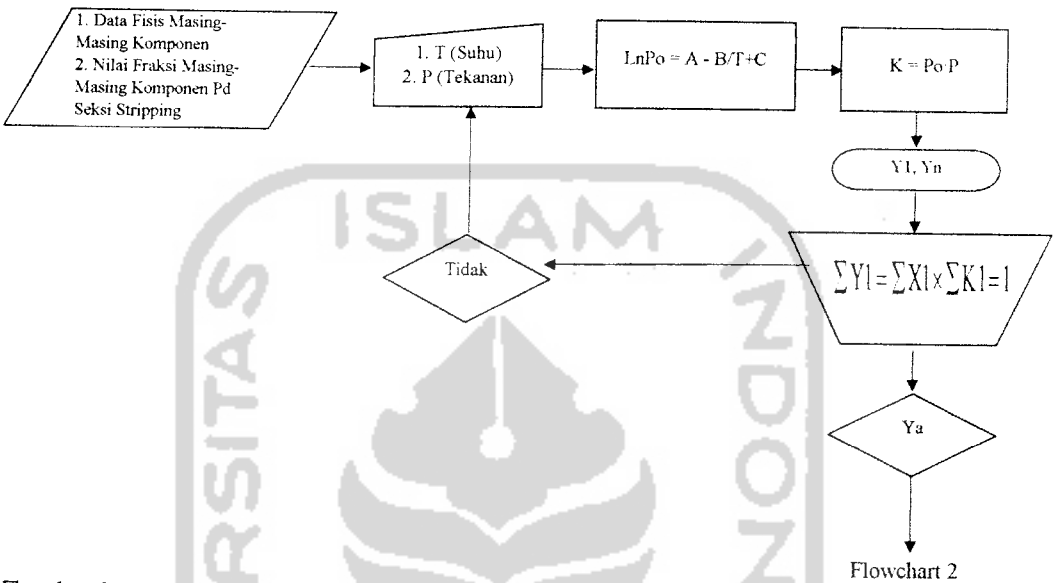
Persamaan B

Dimana : L, V, D , B = Jumlah Mol Light Plus Heavy Keys Dalam Reflu... Aliran Uap,

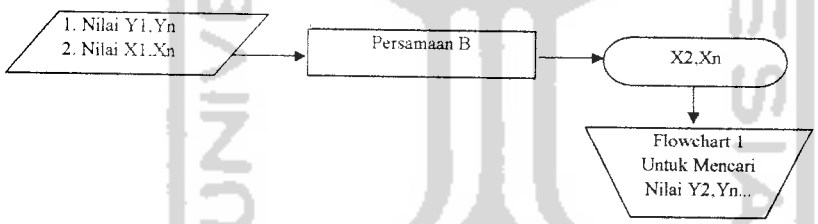
Destilat Dan Bottoms
ym = Fraksi Mol Light Key Dalam Uap Dari Plat Nomor m
xm = Fraksi Mol Light Key Dalam Cairan Dari Plat Nomor m

Sehingga Harus Dipenuhi :

Flowchart 1 :



Flowchart 2 :



Jika :

R =	0.00314323
Lo =	38761.82534 (R * D)
V1 =	38382.57828 (R + 1) * D
V'/L' =	0.990215965
B =	379.2470573
B/L' =	0.009784035 (B/L)

Stage 1

Ptotal = 23560 mmHg 31 atm
Suhu = 368.2609513 Kelvin 95.26095132 Celcius

Komponen	X1	Ln Po	Po	K = Po / P	Y1	
N2	0	13.32637704	613157.4545	26.02535885	0	
CH4	0	13.5686965	781285.9515	33.16154293	0	
CO2	0	14.15898778	1409841.403	59.84046703	0	
C2H6	0.02228217	11.36219822	86008.22589	3.650603815	0.08134339	lk
C3H8	0.63066411	10.26853918	28811.76753	1.222910337	0.77124565	
iC4H10	0.09805993	9.83928289	18756.26089	0.79610615	0.07806611	
nC4H10	0.11627048	9.272519937	10641.53412	0.451678019	0.05251682	

iC5H12	0.03898235	8.477823057	4806.973991	0.204031154	0.00795361	hk
nC5H12	0.02415277	8.288639843	3978.41924	0.168863295	0.00407852	
C6H14	0.06958819	7.39438184	1626.818978	0.069050042	0.00480507	
	1				1.00000917	

Komponen	X1	Y1	X2
N2	0	0	0
CH4	0	0	0
CO2	0	0	0
C2H6	0.02228217	0.081343388	0.080765531
C3H8	0.63066411	0.771245654	0.769870199
iC4H10	0.09805993	0.07806611	0.07826173
nC4H10	0.11627048	0.052516821	0.053140589
iC5H12	0.03898235	0.007953613	0.0082572
nC5H12	0.02415277	0.004078517	0.004274924
C6H14	0.06958819	0.004805068	0.005438908
	1	1.000009169	1.00000908



Stage 2

Ptotal = 23560 mmHg 31 atm
Suhu = 350.87894 Kelvin 77.87894 Celcius

Komponen	X2	Ln Po	Po	K = Po / P	Y2	
N2	0	13.24419125	564779.8282	23.97197912	0	
CH4	0	13.48497193	718536.6064	30.49815817	0	
CO2	0	13.74114757	928334.6602	39.40299916	0	
C2H6	0.08076553	11.13797926	68732.62538	2.917344031	0.23562084	lk
C3H8	0.7698702	9.977301444	21532.12843	0.913927353	0.70360543	
iC4H10	0.07826173	9.456838875	12795.37268	0.543097312	0.04250374	
nC4H10	0.05314059	8.894613102	7292.58314	0.309532391	0.01644873	
iC5H12	0.0082572	8.077650306	3221.654433	0.136742548	0.00112911	hk
nC5H12	0.00427492	7.866880612	2609.413109	0.110756074	0.00047347	
C6H14	0.00543891	6.908718274	1000.963459	0.042485716	0.00023108	
	1				1.0000124	

Komponen	X2	Y2	X3
N2	0	0	0
CH4	0	0	0
CO2	0	0	0
C2H6	0.08076553	0.235620839	0.234105729
C3H8	0.7698702	0.703605433	0.70425377
iC4H10	0.07826173	0.042503735	0.042853593
nC4H10	0.05314059	0.016448733	0.016807728
iC5H12	0.0082572	0.001129111	0.001198852
nC5H12	0.00427492	0.000473474	0.000510667
C6H14	0.00543891	0.000231076	0.00028203
	1.00000908	1.0000124	1.000012368

Stage 3

Ptotal = 23560 mmHg 31 atm
Suhu = 332.5482682 Kelvin 59.54826819 Celcius

Komponen	X3	Ln Po	Po	K = Po / P	Y3	
N2	0	13.14802381	512996.2497	21.77403437	0	
CH4	0	13.38698729	651470.4336	27.65154642	0	
CO2	0	13.2531588	569867.2953	24.18791576	0	
C2H6	0.23410573	10.87474819	52825.44081	2.242166418	0.524904	lk
C3H8	0.70425377	9.634485802	15282.83836	0.64867735	0.45683347	

iC4H10	0.04285359	9.00495649	8143.346482	0.34564289	0.01481204
nC4H10	0.01680773	8.447571555	4663.733352	0.197951331	0.00332711
iC5H12	0.00119885	7.604111433	2006.428255	0.08516249	0.0001021 hk
nC5H12	0.00051067	7.367818094	1584.173491	0.067239961	3.4337E-05
C6H14	0.00028203	6.332102572	562.3377073	0.023868324	6.7316E-06
	1.00001237				1.00001979

Komponen	X3	Y3	X4
N2	0	0	0
CH4	0	0	0
CO2	0	0	0
C2H6	0.23410573	**0.524904004**	0.522058823
C3H8	0.70425377	0.456833469	0.459254238
iC4H10	0.04285359	0.01481204	0.015086399
nC4H10	0.01680773	0.003327112	0.003459007
iC5H12	0.00119885	**0.000102097**	0.000112828
nC5H12	0.00051067	3.43373E-05	3.89977E-05
C6H14	0.00028203	6.73157E-06	9.4251E-06
	1.00001237	1.00001979	1.000019717

Plate Design Procedure

1. Menentukan Diameter Menara

Komponen	Umpan		Hasil Atas		Hasil Bawah	
	Kmol/Jam	Fraksi	Kmol/Jam	Fraksi	Kmol/Jam	Fraksi
N2	8.48	0.00021942	8.48	0.01%	0.00	0
CH4	37138.35	0.9610986	37138.35	95.96%	0.00	0
CO2	3.50	9.0583E-05	3.50	0.01%	0.00	0
C2H6	1014.79	0.02626165	1006.34	2.60%	8.45	0.02228217
C3H8	323.21	0.00836438	84.04	0.02%	239.18	0.63066411
iC4H10	47.22	0.00122192	10.03	0.03%	37.19	0.09805993
nC4H10	55.64	0.00143982	11.54	0.03%	44.10	0.11627048
iC5H12	14.82	0.0003836	0.04	0.00%	14.78	0.03898235
nC5H12	9.16	0.00023705	0.00	0.00%	9.16	0.02415277
C6H14	26.39	0.00068297	0.00	0.00%	26.39	0.06958819
Total	38641.56	1	38262.31	98.65%	379.25	1

A. Diameter Puncak

Komponen	BM
N2	28.02
CH4	16.04
CO2	44.01
C2H6	30.07
C3H8	44.09
iC4H10	58.12
nC4H10	58.12
iC5H12	72.15
nC5H12	72.15
C6H14	86.17
BM Rata - Rata =	16.22

Densitas Gas = $\frac{P * BMrat}{82.06 * T}$ = 28.59 Kg/L

BM Rata - Rata = 51.48

Densitas Cair = $\frac{P * BMrat}{82.06 * T}$ = 51.96 Kg/L

Kecepatan Uap = (R + 1) * D
= 38382.58 Kgmol/Jam
= 633297.30 Kg/Jam

Kecepatan Cair = (R * D)
= 120.27 Kgmol/Jam
= 1984.36 Kg/Jam

Liquid - Vapor Factor :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$ (Coulson and Richardson, 1983 : 460)

Flv = 0.0023

Dari fig. 10.32 coulson untuk tray spasing =0,9 m maka K1 = 0.2
Vapor velocity umumnya dirancang sekitar 80 - 85 % dari flooding velocity yang diperoleh.

$$u_f = K_1\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$ = 0.23 m/det

Agar Tidak Terjadi Floading Maka Diambil Supervacial Velocity :
= 85% * Uf
= 0.19 m/det

Kecepatan Volume Fase Uap :

Qv = $\frac{BM rata - rata * V}{\rho_v * 3600}$ = 6.048227028 cuM/Det

Luas Area :

.-Net Area = Qv / V
An = 31.48234159 sqm

Luas Downcomer Diambil 12% Dari Luas Total :
.-Total Area(Ac) = An / (1 - 0.12)
Ac = 35.77538817
.-Jadi Diperoleh Diameter Puncak :

$$Dc = \left(\frac{4 * At}{3.14}\right)^{0.5}$$ 6.75 Meter

B. Diameter Bawah

BM Rata - Rata = 16.2201597

Densitas Gas = $\frac{P * BMrat}{82.06 * T}$ = 16.3709601 Kg/L

BM Rata - Rata = 51.48450221
Densitas Cair = 51.9631586 Kg/L

Kecepatan Cair = F * Q + R * D
= 38761.82534 Kmol/Jam
= 1995633.282 Kg/Jam
Kecepatan Gas = Lm - B
= 38382.57828 Kmol/Jam
= 622571.5493 Kg/Jam

Liquid - Vapor Factor :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Flv = 1.799205508

Dari fig. 10.32 coulson untuk tray spasing = 0.90 m maka k1 = 0.15
Vapor velocity umumnya dirancang sekitar 80 - 85 % dari flooding velocity yang diperoleh.

$$u_f = K_1\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.294896982 \text{ m/det}$$

Agar Tidak Terjadi Floading Maka Diambil Supervacial Velocity :

= 80% * Uf
= 0.250662435 m/det

Kecepatan Volume Fase Uap :

$$Qv = \frac{BMrata-rata * V}{\rho_v * 3600} = 10.56361634 \text{ cuM/det}$$

Luas Area

,-Net Area = Qv / Uf
An = 35.82137823 sqm
Luas Downcomer Diambil 12% Dari Luas Total :
,-Total Area(At) = An / (1 - 0.12)
= 40.70611162M²
,-Jadi Diperoleh Diameter Bawah :

$$Dc = \left(\frac{4 * At}{3.14}\right)^{0.5} = 7.20$$

Jadi :
Diameter Puncak = 7 Meter
Diameter Dasar = 7 Meter

Perancangan Tinggi Menara :
Diketahui : Jumlah Plate
Enriching Section = 17
Plate Spacing = 1.1 M
Stripping Section = 3
Plate Spacing = 1 M

Tinggi antara plate paling atas dengan plate paling bawah
Zi = Nr * ltr + Ns * lts = 22 Meter

Tinggi ruang kosong di atas plate paling atas (Za) = 2 M
Tinggi ruang kosong di bawah plate paling bawah (Zb) = 2 M
Tinggi total shell kolom = Zt = Zi + Za + Zb = 26 M

2. Perancangan Plate

Enriching Section :

Diameter Colum = 7 M
Luas Penampang Colum (Ac) = 35.7753882 M^2
Luas Downcomer (Ad) = 10% * Luas A = 4.29304658 M^2
Luas Net Area (An) = (Ac - Ad) = 31.48234159 M^2
Luas Active Area (Aa) = (Ac - 2Ad) = 27.18929501 M^2
Luas Hole Area (Ah) = (10%*Aa) = 2.718929501 M^2

Stripping Section :

Diameter Colum = 7 M
Luas Penampang Colum (Ac) = 40.7061116 M^2
Luas Downcomer (Ad) = 10% * Luas A = 4.884733394 M^2
Luas Net Area (An) = (Ac - Ad) = 35.82137823 M^2
Luas Active Area (Aa) = (Ac - 2*Ad) = 30.93664483 M^2
Luas Hole Area (Ah) = (10%*Aa) = 3.093664483 M^2

Panjang Weir

Dari Fig. 11.31 Coulson Richardson

1 weir = 0.77 * Dc = 5.39 M
Diambil :
hw Enriching(hw) = 60 mm
hw Stripping(hw) = 60 mm
Diameter Lubang = 6 mm
Tebal Plate = 6 mm

Check Weeping

Enriching Section :

Maximum Liquid Rate = 0.55121168 Kg/Det
Minimum Liquid Rate = 0.44096934 Kg/Det

Maximum How :

$$How(max) = 750\left[\frac{Lw}{\rho l * lw}\right]^{2.3}$$

= 1.038644884 mm

$$How(min) = 750\left[\frac{Lw}{\rho l * lw}\right]^{2.3}$$

= 0.895077027 mm

Pada Kecepatan Minimum (How)min + Tweir = 60.89507703
Dari Fig. 11.30, Coulson Richardson, diperoleh nilai K2 = 30.6
Dari Persamaan : 11.85, Coulson and Richardson :
Dapat Ditentukan Uap Minimum Design :

$$Uhmmin = \frac{K2 - 0.9(25.4 - dH)}{\rho v^{0.5}} = 2.457344373 \text{ m/det}$$

Kecepatan Volume Minimum Uap = $0.8 * Qv$ = 4.838581622 m/det

Actual Minimum Vapor Velocity = $\frac{\text{min vapor Rate}}{Ah}$

= 1.77959069 m/det

tidak terjadi weeping

Stripping Section :

Maximum Liquid Rate = 10.7671737 Kg/Det

MinimumLiquid Rate = 8.61373896 Kg/Det

Maximum How :

$$(How)max = 750\left[\frac{Lw}{\rho l * Lweir}\right] = 0.075049777 \text{ mm}$$

Minimum How :

$$(How)min = 750\left[\frac{Lw}{\rho l * Lweir}\right] = 0.064675937 \text{ mm}$$

Pada Kecepatan Minimum (How)min + Tweir = 60.06467594 mm

Dari Fig. 11.30. Coulson Richardson, diperoleh nilai K2 = 30.2

Dari Persamaan : 11.85. Coulson and Richardson :

Dapat Ditentukan Uap Minimum Design :

$$Uhmmin = \frac{K2 - 0.9(25.4 - dH)}{\rho v^{0.5}} = 3.14870775$$

Kecepatan Volume Minimum Uap = $0.8 * Qv$ 8.45089307 m/det

Actual Minimum Vapor Velocity = $\frac{\text{min vapor Rate}}{Ah}$

= 2.73167731 m/det

tidak terjadi weeping

Plate Pressure Drop

Enriching Section :

Actual Maximum Vapor Velocity =

$$\frac{Q_v}{Ah} = 1.95503651 \text{ m/det}$$

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{DHole}} = 1$$

$$\frac{\text{Hole Area}}{\text{Net Area}} = 8.636363636$$

Dari Fig. 11.34 Coulson and Richardson Diperoleh, (Co) = 0.77

Dry Plate Drop :

$$Hd = 51\left[\frac{Uh}{Co}\right]^2 \frac{\rho_g}{\rho_l}$$

= 180.9096006 mm cairan

Residual Head :

$$Hr = \frac{12500}{\rho_l}$$

= 240.5550458 mm

Total Drop :

Ht = Hd + (Hw + How) + Hr
= 482.5032913 mm

Plate Pressure Drop :

Dpt = 0.00981 * Ht * pL
= 245.9601955 Pascal
= 0.002459602 atm

Stripping Section :

Actual Maximum Vapor Velocity =

$$\frac{Q_v}{Ah} = 3.41459664 \text{ m det}$$

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{DHole}} = 1$$

$$\frac{\text{Hole Area}}{\text{Net Area}} = 0.086363636$$

Dari Fig.11.34 Coulson and Richardson Diperoleh, (Co) = 1.09

Dry Plate Drop :

$$Hd = 51\left[\frac{Uh}{Co}\right]^2 \frac{\rho_g}{\rho_l}$$

= 157.6792713 mm

Residual Head :

$$Hr = \frac{12500}{\rho_l}$$

= 240.5550458 mm

Total Drop :

Ht = Hd + (Hw + How) + Hr
= 458.309367 mm

Plate Pressure Drop :

Dpt = 0.00981 * Ht * pL
233.6271348 Pascal
0.002336271 atm

Downcomer Liquid Back-Up

Enriching Section :

hw - hp = 10 mm
hap = 50 mm (Coulson And Richardson, 19.93)
Area Under Apron :
Aap = 0.2695 M^2
Am = 0.2695 M^2

Downcomer Pressure Loss :
hdc = 0.257179462 mm

Back In Downcomer :
hb = 543.7991157 mm (Coulson And Richardson, 11.91)

= 0.543799116
tray spacing dapat diterima (Coulson And Richardson, 11.94)

Stripping Section :

hw - hp = 5
hap = 55 (Coulson And Richardson, 19.93)
Area Under Apron :
Aap = 0.29645 M^2
Am = 0.29645 M^2
Downcomer Pressure Loss :
hdc = 0.003940151 mm
Back In Downcomer :
hb = 518.3883569 mm (Coulson And Richardson, 11.91)
tray spacing dapat diterima (Coulson And Richardson, 11.94)

Check Residence Time

Enriching Section :
Residence Time (Tr) = 220.0803309 detik
Tr>3 detik....memuaskan
Stripping Section :
Residence Time (Tr) = 12.22052676 detik
Tr>3 detik....memuaskan

Check Flooding dan Entrainment

Enriching Section

Actual Percentage Flooding for Design Area
uv = 0.192114904 m/det Qv/An
Percent Floading = 0.85 = 85.00 %
Flv = 0.002324314
ψ = 0.08 <0.1
memenuhi (Fig. 11.29 Coulson & Richardson)

Stripping Section

Actual Percentage Flooding for Design Area
uv = 0.294896982 m/det
Percent Floading = 1 = 100 %

Flv = 1.799205508
ψ = 0.002 <0.1
memenuhi (Fig. 11.29:Coulson And Richardson)

Tray Lay Out

Enriching Section

Menggunakan Cartridge-type Construction.
60 mm Unperforated Strip Round Plate Edge :
Wide Calming Zone : 60 mm

Perforated area
Lw/Dc = 0.77
θc = 100 derajat
(Fig.11.32,Coulson and Richardson)
angle subtended at plate edge by unperforated strip
= 80 derajat
mean length, unperforated edge strip
= 6.916190476 M
area of unperforated edge strip
= 0.414971429 M²
area of calming zone = 0.6324 M²
Total Area for Perforations
Ap = 26.14192358 M²
Ah/Ap = 0.104006482
Ip/dh = 2.941650358 (Coulson& Richardson 11.86)
2.5<dh Ip<4...memenuhi

Stripping Section

Menggunakan Cartridge-type Construction.
60 mm Unperforated Strip Round Plate Edge :
Wide Calming Zone : 60 mm

Perforated area
Lw/Dc = 0.77
θc = 100 derajat
(Fig.11.32,Coulson and Richardson)
angle subtended at plate edge by unperforated strip
= 80 derajat
mean length, unperforated edge strip
= 6.916190476 M
area of unperforated edge strip
= 0.414971429 M²
area of calming zone = 0.6324 M²
Total Area for Perforations
Ap = 29.8892734 M²
Ah/Ap = 0.103504172
Ip/dh = 2.948779698 (Coulson& Richardson 11.86)
2.5<dh Ip<4...memenuhi

Plate Specification

Enriching Section

Plate no.

Plate ID	=	7 M
Hole Size	=	6 mm
Hole Pitch	=	17.64990215 mmΔ
Total no. hole	=	109472

	Active Hole	=	109472
	Blanking Area	=	33.05645867 M^2
	Turn Down	=	80 % max rate
	Plate Material	=	Stainless Steel
	Downcomer Material	=	Stainless Steel
	Plate Spacing	=	1.1
	Plate Thickness	=	6 mm
	Plate Pressure Drop	=	0.002459602 atm
Stripping Section	**Plate no.**		
	Plate ID	=	7 M
	Hole Size	=	6 mm
	Hole Pitch	=	17.69267819 mmΔ
	Total no. hole	=	109472
	Active Hole	=	109472
	Blanking Area	=	37.61244714 M^2
	Turn Down	=	80 %
	Plate Material	=	Stainless Steel
	Downcomer Material	=	Stainless Steel
	Plate Spacing	=	1
	Plate Thickness	=	6 mm
	Plate Pressure Drop	=	0.002336271 atm

Menentukan Jumlah Lubang :

.-Luas Satu Lubang :

= 3.14*Dh^2/4 0.000028264 M^2

.-Luas Area Lubang :

= 3.093664483 M^2

N Hole = 109472 Lubang

Penentuan Tebal Shell

Digunakan Bahan Carbon Steel SA 178 grade c

Tekanan Design (P) = 313.023735 psi
Allowable Stress = 18750 psi
Efisiensi Sambungan = 0.85
Faktor Korosi = 0.125
Jari - Jari Tangki = 137.79535 inch

Tebal Shell :

$$T\ Shell = \frac{P \times R}{S \times e - 0.4 \times P} + 0.125$$

= 2.852828401 inch

Jadi Dipakai Tebal Sheel = 3 inch

Penentuan Tebal Head

Bentuk Head Elliptical Dished Head

Digunakan Bahan Carbon Steel SA 178 Grade C

Tekanan Design (P) = 313.023735 psi
Allowable Stress = 18750 psi
Efisiensi Sambungan = 0.85

Faktor Korosi = 0.125 inch
Jari - Jari Tangki = 275.5907 inch

Tebal Head :

$$T\ Head = \frac{0.885 \times P \times D}{2 \times S \times e - 0.2 \times P} + c$$

= 2.524875588 inch

Jadi Dipilih Tebal Head 3 inch

5. Menghitung Ukuran Pipa

Diameter Optimum Pipa Berdasarkan Pers. 15. Peters. Hal. 525

a. Pipa Pemasukan Umpan Menara Destilasi :

Kecepatan Umpan = 1433564.49 Lb/J
BM Umpan = 37.0457451 Kg/Kmol
Densitas Umpan = 1.47593569 Lb/Cuft

$$Di = 2.2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0.45} \times \rho^{-0.31}$$

= 51.33334108 inch

Dipakai Ukuran Pipa 51.5 inch

b. Pipa Pemasukan Reflux Menara Destilasi :

Kecepatan Reflux = 3004.01571 Lb/Jam
Densitas Reflux = 3.23963955 Lb/Cuft

$$Di = 2.2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0.45} \times \rho^{-0.31}$$

= 2.506886643 Inch

Dipakai Ukuran Pipa 3 inch

c. Pipa Pemasukan Uap Reboiler :

Kecepatan Uap = 2169.67219 Lb/Jam
Densitas Uap = 36.2180263 Lb/LbMol

$$Di = 2.2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0.45} \times \rho^{-0.31}$$

= 1.024550463 Inch

Dipakai Tebal Pipa 1.5 inch

d. Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Destilasi :

Kecepatan Cairan = 1388888.45 Lb/Jam
Densitas Cairan = 36.2180263 Lb/LbMol

$$Di = 2.2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0.45} \times \rho^{-0.31}$$

= 18.76533469 inch

Dipakai Tebal Pipa 19 inch

e. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara Destilasi :

Kecepatan Cairan = 42955.7611 Lb/Jam
BM Cairan = 113.265905 Lb/LbMol
Densitas Cairan = 3.23963955 Lb/Cuft

$$Di = 2.2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0.45} \times \rho^{-0.31}$$

= 8.299049305

Dipakai Tebal Pipa 8 inch

RINGKASAN MENARA DESTILASI

A. Kondisi Operasi

1. Kondisi Operasi Puncak Menara :
   Tekanan = 30
   Suhu = -62.1542906
2. Kondisi Operasi Dasar Menara :
   Tekanan = 31
   Suhu = 95.25555163

3. Kondisi Operasi Umpan Menara :
   Tekanan = 30.5
   Suhu = -9.831985672

B. Jumlah Plate

1. Jumlah Plate Seksi Rectifiying = 17 Plate
2. Jumlah Plate seksi Strpping = 3 Plate

C. Dimensi Menara Destilasi :

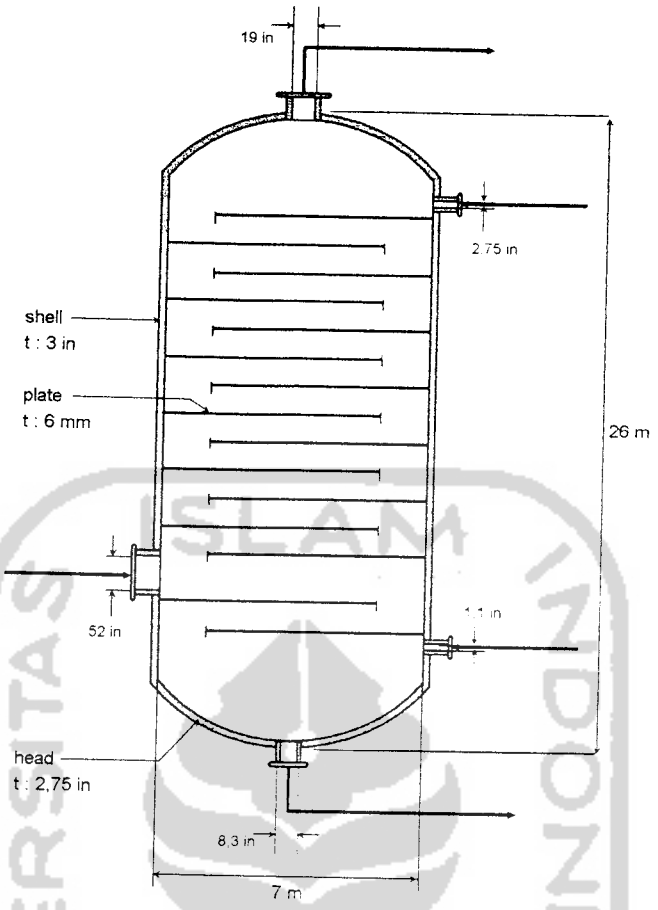
1. Tinggi Menara = 26 Meter
2. Diameter Menara :
   Diameter Puncak = 7 Meter
   Diameter Dasar = 7 Meter

D. Tebal Menara :

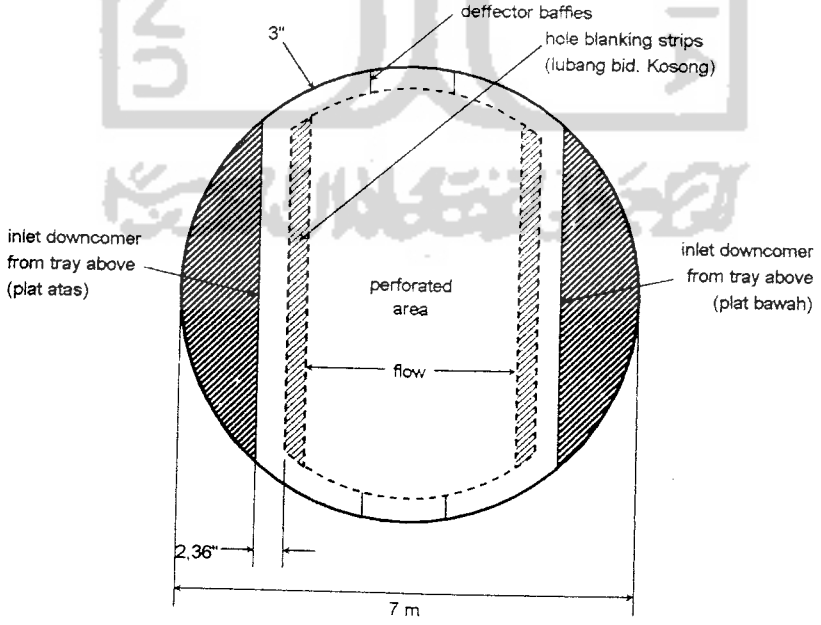
1. Tebal Shell = 2.852828401 inch — Dipakai Tebal Shell = 3 inch
2. Tebal Head = 2.524875588 inch — Dipakai Tebal Head = 2.75 inch

E. Ukuran Pipa :

1. Pipa Pemasukan Umpan = 51.3333411 inch — Dipakai Ukuran Pipa 52 inch
2. Pipa Pemasukan Reflux = 2.50688664 inch — Dipakai Ukuran Pipa 2.75 inch
3. Pipa Pemasukan Uap Reboiler = 1.02455046 inch — Dipakai Ukuran Pipa 1.25 inch
4. Pipa Pengeluaran Uap puncak = 18.7653347 inch — Dipakai Ukuran Pipa 19 inch
5. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar = 8.2990493 inch — Dipakai Ukuran Pipa 8.3 inch



MENARA DISTILASI



Penampang Dasar Menara

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN
MENARA ABSORBER

ABSORBER

Type Alat : Menara Bahan Isian

Kondisi Operasi Menara :

Suhu	:	50 Celcius	323 Kelvin
Tekanan	:	12 atm	176.3 psi
Jumlah Menara :		1	

Umpan Masuk Menara

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam
N2	28.02	8.47875783	237.5747945
CH4	16.04	37138.3474	595699.092
CO2	44.01	350.026999	15404.68823
C2H6	30.07	1014.7911	30514.76836
C3H8	44.09	323.212846	14250.45439
iC4H10	58.12	47.2170603	2744.255545
nC4H10	58.12	55.6368313	3233.612634
nC5H10	72.15	14.8228418	1069.468039
iC5H10	72.15	9.15986804	660.8844793
C6H14	86.17	26.3911177	2274.122614
Total		38988.0848	666088.9211

Diharapkan CO2 Yang terserap Oleh MDEA 99%

Konversi	Jumlah CO2 Dalam Umpan	Maka CO2 Yang Terserap Adalah :
0.99	350.0269991	346.5267291 KgMol/Jam
		15250.64135 Kg/Jam

Untuk CO2 Yang Tidak Terserap Adalah :
3.500269991 KgMol/Jam
154.0468823 Kg/Jam

Umpan Keluar Menara

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam
N2	28.02	8.47875783	237.5747945
CH4	16.04	37138.3474	595699.092
CO2	44.01	3.50026999	154.0468823
C2H6	30.07	1014.7911	30514.76836
C3H8	44.09	323.212846	14250.45439
iC4H10	58.12	47.2170603	2744.255545
nC4H10	58.12	55.6368313	3233.612634
nC5H10	72.15	14.8228418	1069.468039
iC5H10	72.15	9.15986804	660.8844793
C6H14	86.17	26.3911177	2274.122614
Total		38641.5581	650838.2797

KEBUTUHAN PELARUT MDEA

Jumlah Pelarut (MDEA) Yang Dibutuhkan Tergantung Jumlah CO2 Yang Diserap
Masa CO2 Yang Terserap Dalam MDEA Adalah 45 gmol/jam, Maka :

$$\frac{\text{Kmol CO2}}{\text{Kmol MDEA}} \qquad 0.45$$

Jadi Pelarut MDEA Yang Dibutuhkan Adalah :

MDEA : $\frac{100}{45} * 350{,}027$ 777.8377758 KgMol/Jam

Kebutuhan Air
Jumlah Air Yang Dibutuhkan Dapat Dilihat Dari Data Konsentrasi
MDEA Dan Air Yaitu : 0.35 mol/liter
Jadi Kebutuhan Akan Air Adalah :
216324.4638 kg/Jam 12018.0258 KgMol/jam
3433.721648 Liter/jam

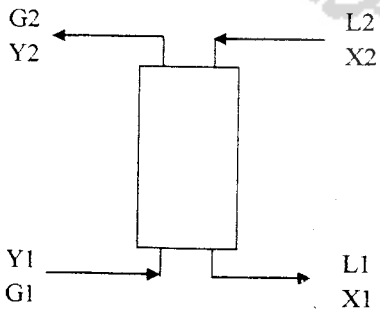
Komposisi Pelarut MDEA Dalam Umpan :

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam
MDEA	119.19	777.837776	92710.48449
H2O	18	12018.0258	216324.4638
Total		12795.8635	309034.9483

Komposisi Fase Cair Keluar Absorber :

Komponen	BM	KgMol/Jam	Kg/Jam
MDEA	119.19	777.837776	92710.48449
H2O	18	12018.0258	216324.4638
CO2	44.01	346.526729	15250.64135
Total		13142.3903	324285.5897

Menetukan Garis Operasi :



Maka :
Input - Output = Accumulasi
$(G1*Y1 + L2 * X2) - (G2 * L2 + L1 * X1) = 0$

Apabila :
$G1 = G2 = Gs$
$L1 = L2 = Ls$

Maka :
$Gs * (Y1 - Y2) = (X1 - X2)$

Asumsi :

1. Menara Absorber Bekerja Secara Adiabatis,
   Artinya Tidak Ada Panas Masuk Atau Keluar Menara Absorber
2. Kondisi Menara AbsorberJauh Di Bawah Titik Didihnya
   Sehingga Jumlah Penyerap yang Menguap Diabaikan

Dimana :

Gs (Total Mol Gas Inert) = 38638.0578
G (Total Mol Gas) = 38988.0848
Ls (Total Mol Penyerap) = 12795.8635
L (Total Mol Cair) = 13142.3903

Fraksi Mol

1. Fraksi Mol Gas

$$y1 = \frac{MolSoluteUmpan}{TotalMolGas} = \quad 0.008977794 \text{ KgMol/Jam}$$

$$y2 = \frac{MolSoluteKeluar}{TotalMolGas} = \quad 9.0583E\text{-}05 \text{ KgMol/Jam}$$

2. Fraksi mol Cair

$$x1 = \frac{MolSoluteKeluar}{TotalMolCairan} = \quad 0.026367101 \text{ KgMol/Jam}$$

$$x2 = \frac{MolSoluteUmpan}{TotalMolCairan} = \quad 0 \text{ KgMol/Jam}$$

$$Y1 = \frac{y1}{1-y1} = 0.00905913 \qquad Y2 = \frac{y2}{1-y2} = 9.0591E\text{-}05$$

$$X1 = \frac{x1}{1-x1} = 0.02708115 \qquad X2 = \frac{x2}{1-x2} = 0$$

Dari Hasil Tersebut Dapat Diperoleh Garis Operasi :

$$Y = \frac{Ls}{Gs}(X - X2) + Y2$$

$$Y = \frac{12795{,}864}{38638{,}058}(X - 0) + 9{,}05913E - 05 \qquad 0.33117253$$

Maka Persamaan Garisnya Adalah Sebagai Berikut :

Y = 0.33117253 X+9,05913E-05

Dari Data Literatur Diketahui Bahwa Perbandingan Konsentrasi MDEA Dan CO2 Adalah :

Jika Suhu = 50

Loading $\frac{\text{Mol CO2}}{\text{Mol MDEA}}$ 17 Kpa
17000 Pascal
0.17 Atm

170 mmHG

Persamaan Garis Kesetimbangan (Treyball, Hal 287)

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = \frac{Po}{Pt} * \frac{X^*}{1+X^*}$$

Maka :

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = \frac{0.17}{12} \quad \frac{X^*}{1+X^*}$$

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = 0.01417 \quad \frac{X^*}{1+X^*}$$

$$Y^* = \frac{0,01417}{1+X^*}(1+Y^*)$$

$$Y^*\left[1-\frac{0,01417X^*}{1+X^*}\right] = \frac{0,01417X^*}{1+X^*}$$

$$Y^* = \frac{\frac{0,01417\ X^*}{1+X^*}}{\left[1-\frac{0,01417\ X^*}{1+X^*}\right]}$$

Jika

$$\frac{0,01417\ X^*}{1+X^*} = A$$

Maka :

$$Y = \frac{A}{1-A}$$

Jumlah Transfer Unit

Dari Persamaan 9-19 Ludwig, Hal 165 Diperoleh jumlah Transfer sebesar :

$$Ntog = \int_{Y2}^{Y1} \frac{1/2 \text{ Ln } 1+Y1}{Y \quad 1+Y2}$$

Bila Bagian Integral Diselesaikan secara Numeris dengan Menggunakan Metode Simpson Rule, Maka Didapatkan :

	X	Y	Y^*	1/Y-Y^*	Simpson Rule	
0	0	9.0591E-05	0	11038.59357	1	11038.5936
1	0.00270812	0.00089685	3.82628E-05	1115.009413	4	4460.03765
2	0.00541623	0.00179371	7.63224E-05	557.5046493	2	1115.0093
3	0.00812435	0.00269056	0.00011418	371.6697029	4	1486.67881
4	0.01083246	0.00358741	0.000151838	278.752211	2	557.504422
5	0.01354058	0.00448427	0.000189298	223.0017009	4	892.006804
6	0.01624869	0.00538112	0.000226561	185.834682	2	371.669364

7	0.01895681	0.00627797	0.000263628	159.2868008	4	637.147203
8	0.02166492	0.00717483	0.000300502	139.3758809	2	278.751762
9	0.02437304	0.00807168	0.000337183	123.8896018	4	495.558407
10	0.02708115	0.00896853	0.000373674	111.5005714	1	111.500571
					Total	21444.4579

Y= 0.00080626

Ntog $\int_{y2}^{y1} \frac{dy}{Y-Y1} = \frac{Y}{3}\sum i = \frac{0{,}000806}{3} * 2144{,}46$ = 5.76328478

Maka Jumlah Transfer Unit : $\int_{y2}^{y1} \frac{dy}{Y-Y1} + 1/2 \ln \frac{1-Y2}{1-Y1}$

$$\int_{y2}^{y1} 5{,}763282434 + 1/2 \ln \frac{1-9{,}05913E\text{^}-05}{1-0{,}0090591}$$

= 5.76778968

Menentukan Diameter

BM Rata-Rata = 17.0844227

Densitas Gas = $\frac{PxBMRata-Rata}{82.06xT}$

= 0.00773477 Kg/L

= 0.48729064 Lb/Cuft

Densitas Cair	=	62.4 Lb/Cuft	
Kecepatan Uap	=	666088.921 Kg/Jam	1468726.071 Lb/Jam
Kecepatan Cair	=	309034.949 Kg/Jam	681422.0628 Lb/Jam

Liquid-Vapor Factor

Flv = $\frac{L}{V}\left[\frac{pV}{pL}\right]^{0.5}$

Flv = 0.04099936

Dari Fig. 9-19D Ludwig, Untuk Bahan Isian Raschig's Ring

Ukuran	0.5 in
Surface Area	28 ft^2/ft^3
Free Space	0.74

Diperoleh Ordinat Grafik : 0.1

Maximum Superfacial Velocity Terjadi Pada Keadaan Floading, Maka :

Gf = $\left[\frac{kv * pL * pG * \varepsilon^3 * gc}{\partial * \phi * \varphi^{0.2}}\right]^{0.5}$

Gf = 1.23359621 Lb/det sqft

Agar Tidak Terjadi Floading Maka :

Diambil Superfacial Velocity 80% Maka : 0.986876965 Lb/dt sqft

Luas Area

Total Area = Total Masa/G

At =	412.4671618	
Dt =	22.92238807 ft	
Diamter Menara =	6.991328362 meter	275.179 inch

Tinggi Transfer Unit

Luas Penampang Menara = 412.4671618

Keceparan Per Satuan Luas =

Fase Cair (L)= 3634.54034

Fase Gas (G)= 7833.82935

Tinggi Transfer Unit Fase Cair (L) :

Dari Persamaan 9-35 Ludwig Diperoleh Korelasi HL :

$$HL = \phi\left[\frac{L}{\mu L}\right]^{J}\left[\frac{\mu L}{pL * DL}\right]^{0.5}$$

HL = 3.65552792 ft

Tinggi Transfer Unit Fase Gas (G) :

Dari Persamaan 9-36 Ludwig Diperoleh Korelasi HG :

$$HG = \frac{\alpha G^{\beta}}{L^{n}}\left[\frac{\mu G}{pG * DG}\right]^{0.5}$$

Dimana: α= 3.82 (tabel 9-27)

β= 0.41

n= 0.45

HG = 1.06170453

Maka Total Tinggi tarnsfer Unit Adalah :

Htog = HG + (mG/L) * HL

Htog = 12.880303

Tinggi Tumpukan bahan Isian Adalah :

Z = Ntog * Htog

Z = 74.2328543 ft

Z = 22.6410205 meter

Tinggi Menara Absorber

Tinggi Bahan Isian Yang Digunakan =	98.97713901 ft
Ruang Kosong Diatas Bahan Isian =	9.84 ft
Ruang Kosong Dibawah Bahan Isian =	3.28 ft
Tinggi Total Menara Absorber =	112.097139 ft
	34.1896274 meter

Menghitung Tebal Shell

Digunakan Bahan Carbon Steel SA 178 Grade C

Tekanan Operasi (P)	320 psi
Tekanan Design (P)	323.4 psi
Allowable Stress	18750 psi
Effisiensi Sambungan	0.85
Faktor Korosi	0.125 inch
Jari - Jari Tangki	84.09 inch

Jadi Tebal Shell : $\frac{P * ri}{S * e - 0.4 * P} + c$

: 1.82721165 inch

Dipakai Tebal Shell = 2,2 inch

Menghitung Tebal Head

Bentuk Head : Elliptical Dished Head

Digunakan Bahan Carbon Steel SA 178 Grade C

Tekanan Operasi (P)	=	320 psi
Tekanan Design (P)	=	323.4 psi
Allowable stres	=	18750 psi
Effisiensi Sambungan	=	0.85
Faktor korosi	=	0.125 inch
Jari -Jari Tangki	=	84.09 inch

Jadi Tebal Head : $\frac{0.885 * P * d}{2 * S * e - 0.2 * P} + c$

= 2.29264673 inch

Dipilih Tebal Head = 2,4 inch

Volume raschig ring

V= 1.4*3,14*D^2 *Z

= 868.730473 m^3

pressure drop

$\frac{Pd}{Z}$ = Cd * $G^2/\rho G$

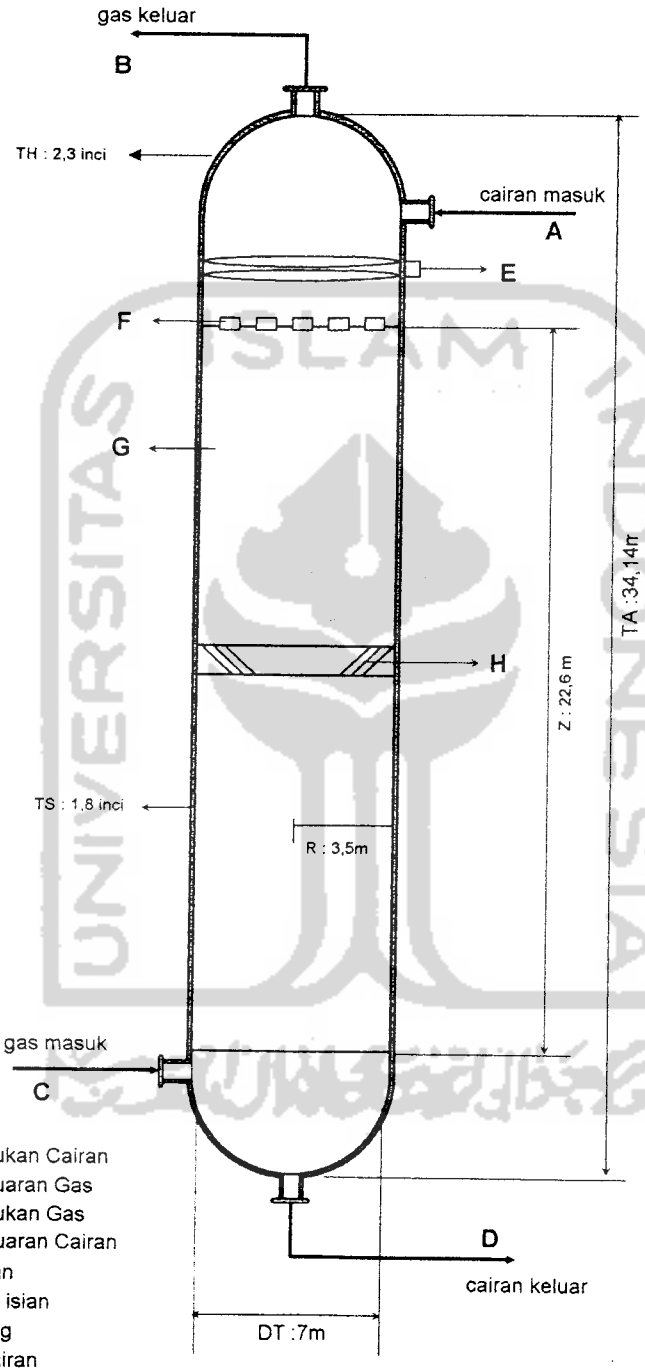
Dimana: Cd= 135.6 (tabel 6.3)

Pd= 1.6903E+12

194213.505

28.1683383 psi

Menara Absorber Dengan Bahan Isian Random Packing



Keterangan :
A : Lubang Pemasukan Cairan
B : Lubang Pengeluaran Gas
C : Lubang Pemasukan Gas
D : Lubang Pengeluaran Cairan
E : Distributor Cairan
F : Penahan Bahan isian
G : Random Packing
H : Redistributor Cairan
Z : Tinggi Packing
TA : Tinggi Absorber
TS : Tebal Shell
TH : Tebal Head
R : Jari-jari Dalam Menara
DT : Diameter Dalam Menara